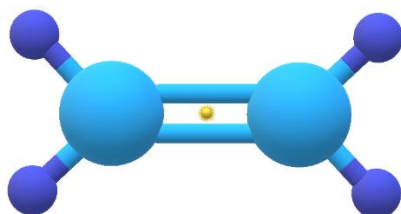


**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN**

ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL


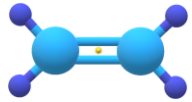


INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL

**ALUMNOS: GIORGGI LUIS
 PIROLA MICAELA**

**DOCENTES: ING. SPESOT HORACIO
 ING. KRUMRICK EZEQUIEL
 ING SILVA CRISTIAN**

AÑO: 2023

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 1 de 255

Agradecimientos:

A mi mamá Silvina, por ayudarme y darme su amor incondicional en cada altibajo de mi carrera y de mi vida, sin importar la distancia que nos separa.


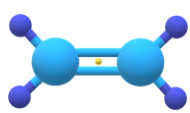
A mi papá Miguel, por darme todo su apoyo, su amor infinito y guiarme desde el primer parcial de Física del curso de ingreso hasta el día que pude despegar sola.

A mi hermano Bruno, que a pesar de ser más chico siempre estuvo a mi lado para sostenerme y brindarme sus consejos.

A mis abuelos y tíos, por estar siempre presentes alentando y creyendo en mí.

A mis amigos y especialmente a Tony, que además de ser mi compañero de Proyecto y de cursada desde el día 1 de la Carrera, se convirtió en uno de mis mejores amigos.

Micaela

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 2 de 255

A mi madre Cecilia, mi gran compañera, por ser un ejemplo de perseverancia, bondad y honestidad. Tu gran apoyo, tu aliento y confianza en mí fueron fundamentales para este logro. Gracias por caminar a mi lado durante este camino.

A mi padre Luis “Peto”, quien desde pequeño me inculco la importancia del estudio. Por tu apoyo y cariño.

A mis hermanas, Angie, Carol y Franchesca por su amor y cariño, por su apoyo durante todos estos años y por ayudarme siempre que los necesite.

A mi Tía Orfelia, por inculcarme el afán de aprender, a superarme y el amor por las matemáticas.

A mis queridas abuelas, Mireya, Clara y Mari, por su inmenso amor y cariño, sus ejemplos de vida, por su gran apoyo. Por alentarme día a día y creer siempre en mí.


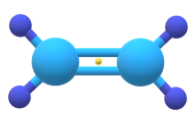
A mi gran amigo Maxi, hermano de otra madre, gracias por tu apoyo, tus consejos y por estar siempre presente.

A mis amigos y compañeros de facultad Rodrigo, Flor, Vane. Por todo su apoyo, por sus consejos y buena compañía.

A Exequiel, mi compañero, por tu gran apoyo y cariño. Por alentarme y caminar a mi lado en esta última etapa de carrera.

Y a mi compañera y amiga Micaela, con quien transitamos juntos desde el primer día de carrera finalizando con este proyecto. Por incentivarme día a día.


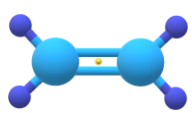
Tony

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 3 de 255

A nuestros profesores, quienes nos guiaron durante todo este camino, brindándonos conocimientos y experiencias que ayudaron a nuestra formación como profesionales.


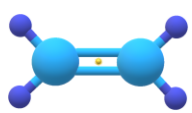
A nuestra amada Universidad Tecnológica Nacional, y en especial a nuestra Facultad Regional del Neuquén. lugar donde nuestros sueños de ser profesionales se hicieron realidad, hicimos amigos y se convirtió en nuestro segundo hogar.

Micaela y Tony


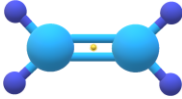
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 4 de 255

Índice:


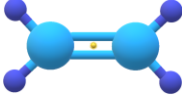
1. Introducción:.....	10
1.1. Etileno:	10
1.2. Productos secundarios:.....	12
1.3. Gasolina natural (liquido de gas natural):.....	13
2. Estudio de Mercado:.....	18
2.1. Potenciales compradores:.....	18
2.2. Mercado Proveedor:	20
2.3. Potencial competencia de mercado:	26
2.4. Módulo de producción:.....	27
2.5. Dinámica del Mercado Mundial:.....	33
2.6. FODA: Análisis Del Sector Frente a Los Desafíos Futuros:	37
2.7. Consumo aparente (ca):.....	42
2.8. Descripción de desarrollo futuro:	44
3. Descripción del proceso:.....	47
3.1. Introducción al craqueo (Cracking):.....	47
3.2. Descripción del proceso elegido: Craqueo térmico fase vapor de gasolina natural	53
3.2.1. Pirolisis	54
3.2.2. Fraccionamiento primario	55
3.2.3. Compresión	56
3.2.4. Fraccionamiento criogénico.....	57
3.2.5. Fraccionamiento a alta temperatura.....	58
3.3. Elección de la materia prima:.....	59
4. Diagrama de flujo de procesos:	60
4.1. Convenciones utilizadas:.....	60

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
Página 5 de 255				


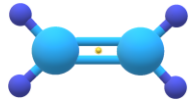
5.	Servicios auxiliares:	64
5.1.	Agua de enfriamiento o refrigeración:.....	64
5.2.	Sistema de generación de vapor:.....	68
5.3.	Aire para instrumentos:	73
5.4.	Recuperación de MEA (Metil-etil-amina):	74
5.5.	Metanización:.....	75
6.	Balance de masa y energía	77
6.1.	Consideraciones:	77
6.1.1.	Selección de los paquetes de fluido:	77
6.1.2.	Consideraciones para los equipos:	78
6.1.3.	Consideraciones en la alimentación de gasolina natural:	85
6.2.	Resultados de simulación en HYSYS:.....	88
6.2.1.	Proceso principal:.....	88
6.2.2.	Procesos auxiliares:.....	92
7.	P&ID: Diagrama de Instrumentos y Tuberías:	99
7.1.	Lazos de control:	99
7.2.	Especificaciones de ca;erías:	101
8.	Lay-Out de Planta:.....	104
8.1.	Ubicación del proyecto:	104
8.2.	Áreas de la Planta:.....	106
8.3.	Interrelaciones entre Áreas y Equipos:	107
8.4.	Dimensionamiento de equipos:	109
8.5.	Distancia entre equipos:	111
9.	Seguridad de la Planta:	113

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
Página 6 de 255				


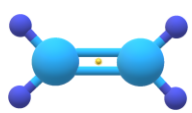
9.1.	Identificación de zonas:.....	115
9.2.	Defensas pasivas:	118
9.2.1.	Zona I: Proceso principal	120
9.2.2.	Zona II: Almacenamiento:.....	125
9.2.3.	Zona III: Servicios auxiliares:	131
9.3.	Despresurización de la planta:	134
10.	Estudio de Impacto Ambiental:	136
10.1.	Tipo de estudio a realizar:	136
10.2.	Proyecto:	138
10.2.1.	Ubicación:.....	138
10.2.2.	Recursos demandados. Tipos y cuantificación.	139
10.2.3.	Efluentes:.....	140
10.3.	Identificación y valoración de los impactos:	142
10.3.1.	Identificación de impactos	142
10.3.2.	Valoración de los impactos Operativos.....	147
10.3.3.	Cálculo de la Importancia.....	147
10.3.4.	Impacto por contingencias:.....	155
10.4.	Declaración de impacto ambiental	162
10.4.1.	Impactos Operativos	162
10.4.2.	Impactos por Contingencias.....	163
10.5.	Plan de gestión ambiental.....	165
11.	Ingeniería de detalle: Condensador Multicomponente.	167
11.1.	Introducción	167
11.2.	Tipos de condensadores:	168
11.3.	Diseño termodinámico:.....	169
11.4.	Especificaciones de proceso:.....	173

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 7 de 255


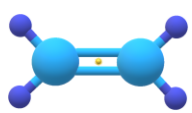
11.5.	Simulación en Aspen HYSYS:	175
11.6.	Cálculo Manual (Excel):	177
11.7.	Cálculos Constructivos:	179
11.7.1.	Tipo de Intercambiador:.....	179
11.7.2.	Tipo de Carcasa:	180
11.7.3.	Cabezal posterior:	180
11.7.4.	Diámetros de tubos:.....	181
11.7.5.	Arreglo de los tubos:	182
11.7.6.	Número de tubos y de pasos:	182
11.7.7.	Longitud de tubos:	182
11.7.8.	Paso o Pitch:	183
11.7.9.	Deflectores:	183
11.7.10.	Materiales:	184
11.7.11.	Coeficiente de transferencia lado tubos: (Agua de enfriamiento)	186
11.7.12.	Coeficiente del lado coraza: (Vapor a condensar):	186
11.7.13.	Pérdida de carga en tubos:	189
11.7.14.	Pérdida de carga en carcasa:.....	190
11.8.	Diseño Mecánico:.....	191
11.8.1.	Tipo de recipientes:.....	191
11.8.2.	Condiciones de diseño:	191
11.8.3.	Tensiones de diseño:.....	192
11.8.4.	Espesores requeridos:	192
11.8.5.	Sobreespesor de corrosión:	194
11.8.6.	Eficiencia de soldadura:	194
11.8.7.	Presión de prueba hidrostática:.....	194
11.8.8.	Envolvente y cabezales:	195
11.8.9.	Conexiones:	196
11.8.10.	Soportes:	198

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 8 de 255

11.8.11.	Accesorios:	198
11.8.12.	Materiales:	198
11.8.13.	Juntas:	199
11.8.14.	Espárragos y tuercas:	199
11.8.15.	Orejas de izaje:	199
11.8.16.	Silletas:	203
12.	Ingeniería de detalle: Separador Bifásico	205
12.1.	Introducción:	205
12.1.1.	Principios básicos de la Separación Física	205
12.1.2.	Clasificación de Separadores:.....	207
12.2.	Diseño del Equipo:.....	210
12.2.1.	Cabezales:.....	210
12.2.2.	Dimensionamiento:.....	212
12.2.3.	Calculo dimensional HYSYS:	217
12.2.4.	Cálculos constructivos:.....	220
12.3.	Diseño Mecánico:.....	221
12.3.1.	Calculo de espesor:	221
12.4.	Cálculos Constructivos:	224
12.4.1.	Calculo de soportes:	224
12.4.2.	Orejas de Izaje:	226
12.4.3.	Boquillas y bridas:	228
12.4.4.	Boca de hombre:	229
13.	Estudio Económico Financiero	230
13.1.	Materia prima:	230
13.2.	Productos:	232
13.2.1.	Subproductos:	233
13.3.	Costos de Proyecto:.....	234

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 9 de 255

13.3.1.	Costos de equipos:	235
13.3.2.	Costos Fijos:.....	236
13.4.	Flujo de caja:	237
13.5.	Análisis de sensibilidad:.....	239
13.5.1.	Análisis de sensibilidad 1:.....	239
13.5.2.	Análisis de sensibilidad 2:.....	240
13.5.3.	Análisis de sensibilidad 3:.....	242
1.6	Punto de equilibrio:	243
1.7	Conclusión:.....	245
14.	Bibliografía	247
15.	Listado de anexos.....	255

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 10 de 255

1. Introducción:

Este proyecto tiene como objetivo la creación de una planta química para la obtención de etileno como producto principal y otros derivados de alto valor agregado, mediante craqueo térmico en fase vapor utilizando como materia prima gasolina natural.


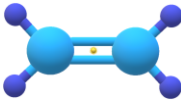
La localización del mismo sería en el parque industrial de la ciudad de Cutral-Có, Provincia de Neuquén, Argentina.

1.1. Etileno:

El etileno es el nombre comercial del eteno, que es un alqueno de fórmula molecular C_2H_4 , es el compuesto insaturado más sencillo. En condiciones normales de temperatura y presión es un gas incoloro, de aroma similar al del éter etílico, más liviano que el aire, sumamente inflamable, volátil y muy hidrosoluble. Este es una de las materias primas petroquímicas más importante.

Es un gas que es almacenado y transportado con dificultad en condiciones criogénicas, debido a lo cual su producción y consumo se realiza dentro de grandes complejos industriales. Dadas las condiciones de transporte, es conveniente y más seguro que la refinería petroquímica y las plantas de producción de derivados estén dentro del mismo complejo.

Es un producto altamente reactivo y participa en reacciones de oxidación, polimerización, halogenación, alquilación, etcétera.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 11 de 255


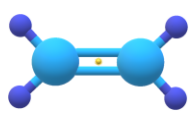
Existen dos especificaciones de referencia, el más puro (high grade), también denominado grado polímero con contenidos muy bajos de metano, etano y acetileno, y el de menor pureza (low grade) también denominado grado químico.

La producción de etileno comúnmente se emplea para:

- 50% en la fabricación de polietilenos de alta y de baja densidad.
- 18% en la fabricación de cloruro de vinilo monómero para producir PVC.
- 12% en la fabricación de óxido de etileno el cual se emplea en la fabricación de glicoles.
- 8% en la fabricación de etilbenceno, para posteriormente fabricar estireno y sus polímeros derivados.
- 12% en derivados diversos.

Su producción es mediante el craqueo con vapor de hidrocarburos. El etileno obtenido tiene una pureza de 98-99% que es suficiente para la fabricación de óxido de etileno. Pero si se desea usar el etileno para hacer polietileno de alta densidad lineal que requiere una pureza de 99.9%, entonces es necesario someter el etileno a procesos de purificación, lo que aumenta su precio.

En la actualidad, en nuestro país hay una alta demanda de etileno y sus derivados (polietileno, poliestireno, policloruro de vinilo, etc.) los cuales están siendo producidos en su gran mayoría por los obtenidos a partir de etano proveniente de gas natural. Por lo cual se propone la utilización de la gasolina natural como alternativa al empleo de etano


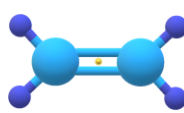
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 12 de 255

1.2. Productos secundarios:

El empleo de gasolina natural como materia prima se traduce en una menor producción de etileno, pero a su vez aumenta significativamente la obtención de productos secundarios de valor comercial: El propileno, los butenos y la gasolina de pirolisis.

La gasolina de pirolisis posee, a su vez, un alto contenido de aromáticos (benceno, tolueno y xilenos), productos de importante valor agregado. El propileno podría ser integrado a una planta de producción de polipropileno. La gasolina de pirolisis, compuesta principalmente por aromáticos, podría ser enviada a una unidad de fraccionamiento donde se obtendría benceno, tolueno y una mezcla de xilenos. Estos son productos de amplia utilización en la industria petroquímica. Aproximadamente el 80% del benceno producido en nuestro país es empleado para la producción de etilbenceno. Este último es empleado para la fabricación de estireno, el cual es a su vez utilizado principalmente en la elaboración de poliestireno. El tolueno y xileno son utilizados básicamente como solventes y como aditivos para naftas. El proceso de obtención de aromáticos se realiza comúnmente a través de extracción líquido – líquido con solventes. En este proceso se obtiene además una corriente de gasolina pesada, la cual es utilizada comúnmente para su mezcla con otras naftas, para aumentar el octanaje de las mismas. La corriente de C4 podría ser exportada.

En la tabla 1 se observan las composiciones en peso de los distintos productos, co-productos y subproductos obtenidos. Se considera en el análisis además una relación etileno/polietileno y propileno/polipropileno de 1. La gasolina de pirolisis

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 13 de 255

contiene aproximadamente un 60% de aromáticos, dentro de la cual el 55% corresponde a benceno, 33% a tolueno y el 12% restante a xileno.

Producto	Composición (% p/p)
Etileno	31,5
Propileno	16,4
Gasolina de Pirolisis	23,6
C₄	7,9
Fuel Oil	4,7
H₂+CH₄	16


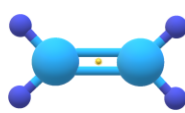
Tabla 1¹: Composición de salida del cracker de nafta liviana/gasolina

1.3. Gasolina natural (liquido de gas natural):

La gasolina natural (también llamada liquido de gas natural) se obtiene durante el procesamiento del gas natural, en donde se separan del mismo todos los componentes pesados que este trae asociado. Obteniéndose una gasolina natural no estabilizada, la cual es muy volátil. Por dicha razón se le realiza un proceso de destilación, para separar los productos más livianos y obtener una gasolina estabilizada la cual tiene una TVR menor a 12 PSI.

En la figura 1 se muestra un esquema simplificado del proceso de separación de gas natural. La gasolina natural se obtiene en dos etapas distintas del proceso. Los

¹ Revista Petroquímica. Cañete, B. (2013)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 14 de 255

cuadros de color verde representan la separación primaria, mientras que los cuadros en color azul muestran la etapa secundaria.

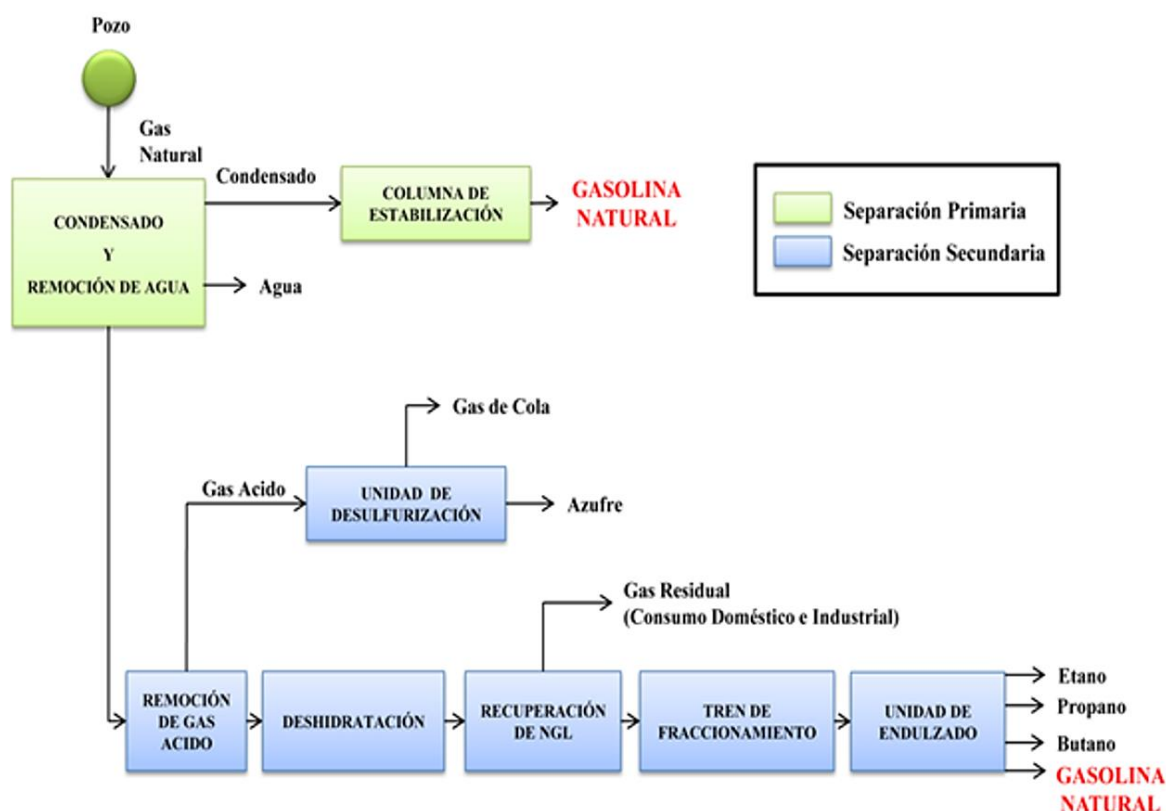

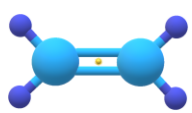


Figura 1² – Proceso de separación de gas natural

La gasolina natural varía su composición de acuerdo a la del gas original y la presión empleada en el proceso de separación. Pero en general su composición suele ser la siguiente (%Volumen):

² Revista Petroquímica. Cañete, B. (2013)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 15 de 255

	Cruda	Estabilizada	Desbutanizada
C2	1.5	–	–
C3	14.7	–	–
iC4	10.2	1.5	–
nC4	30.3	15.3	3.2
iC5	4.8	7.2	8.5
nC5	15	21	24.5
+ pesados	23.5	55	63.8

Tabla 2³: composición gasolina natural


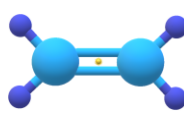
La gasolina natural tiene un número de octano mayor que la gasolina normal de destilación por el elevado contenido de butano.

La composición de la gasolina natural influye en su presión de vapor por la gran diferencia entre las presiones de vapor de los componentes de bajo punto de ebullición. La presión de vapor del propano es muy elevada y por ello una pequeña cantidad aumentará mucho la presión de vapor total.

La relación de olefinas producidas por el *steam cracking* de las materias primas líquidas, depende principalmente del tipo de alimentación, y en menor medida, de las variables operativas.

Las alimentaciones líquidas generalmente se craquean con tiempos de residencia menores y con relaciones de dilución con vapor más altas. La sección de

³ Gasolina Natural. (2010).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 16 de 255

reacción de la planta es la misma para alimentaciones gaseosas, pero el diseño de las secciones de convección y enfriamiento son diferentes.


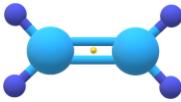
En la siguiente tabla se observan las principales características de etano y gasolina natural:

Aspecto	Etano	Gasolina Natural
Estado en CNPT	Gas	Líquido
Almacenamiento	Poco práctico y costoso, debido a su estado en CNPT	Fácil. Otorga la posibilidad de suplir una eventual escasez del recurso
Rendimiento relativo	0,8 kg etileno/kg etano	0,36 kg etileno/kg nafta
Rend. co-productos valiosos: C ₃ H ₆ , C ₆ ⁺ , C ₄ 's	1,8% - 1,5%-1,9% (p/p)	18% - 26% - 9% (p/p)


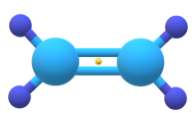
Tabla 3⁴: características principales del etano y gasolina natural

La falta de gas natural durante la temporada invernal en Argentina es uno de los factores que favorece al empleo de gasolina natural sobre el etano. El consumo doméstico aumenta notablemente en invierno y las capacidades actuales no son suficientes para satisfacer la demanda. Durante este período muchas industrias sufren limitaciones en el suministro para cubrir los requerimientos del sector doméstico. La gasolina natural también se encuentra sujeta a estos periodos, aunque no

⁴ Revista Petroquímica, Cañete, B. (2013).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 17 de 255

completamente, dado que la etapa de separación secundaria es la única afectada por las restricciones al suministro. En este punto, se debe tener en cuenta que la mayor parte de la gasolina natural se obtiene en la etapa primaria de separación de gas natural. El suministro de gasolina natural se puede garantizar más fácilmente, dada la facilidad con que esta puede ser almacenada debido a que se encuentra en estado líquido en CNPT.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 18 de 255


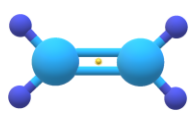
2. Estudio de Mercado:

La instalación de esta planta esta principalmente dirigida a ser una alternativa a la actual producción de etileno mediante la utilización de etano como materia prima en nuestro país, esto surge a partir de que el etano proveniente principalmente del gas natural, el cual desde hace ya algunos años es escaso y lo continuara siendo, más que nada en el periodo de invierno; Por lo cual el etano muchas veces es importado a elevados costos de transporte y suministro y en ocasiones durante el invierno su uso es restringido debido a que se prioriza el suministro hogareño al industrial.


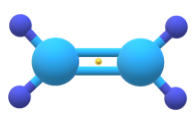
Ante esta situación, es que se necesita una alternativa viable de producción de etileno que no dependa del suministro de gas natural, y ahí es donde la gasolina natural se muestra una como una alternativa atractiva para este problema, ya que actualmente, es abundante en el país y aún más en nuestra zona. En el país el líquido de gas natural (LGN) no tiene ningún valor agregado y su suministro no está restringido en el invierno debido al uso hogareño, entre otras ventajas que posee frente al uso de etano. Por lo que la competitividad de este proyecto radica principalmente en la utilización de una nueva materia prima.

2.1. Potenciales compradores:

En la siguiente tabla se presenta un listado de los potenciales compradores, ya que en sus procesos de obtención del compuesto principal utilizan los obtenidos en nuestra planta. Estos son tanto a nivel nacional e internacional.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 19 de 255

COMPUESTO	CATEGORIA	EMPRESA	ORIGEN	COBERTURA	CANTIDAD
Polipropileno	Proveedor	NEOSCRAP S.A.	Argentina	Internacional	
		PETROKEN	Bs As, Arg.		
		Petroquímica Cuyo	Bs As, Arg.		
		Santa Rosa Plásticos	CF, Bs As, Arg.	Argentina	
		POLINOR	Bs As, Arg.		
		SIMKO – SIMMEX	Bs As, Arg	Latinoamérica	
		Polímeros Norte	Carapachay, Bs As, Arg.	Latinoamérica	
		Oxiquim S. A.	Santiago 21, Chile	Mundial	
		OPP	Sao Paulo, Brasil		
Polietileno	Proveedor	NEOSCRAP	V. del Totoral, Cór, Arg.	Internacional	
		Santa Rosa Plásticos	CF, Bs As, Arg	Argentina	
		Elexind	San Martin, Bs. As, Arg.		
		Paolini	V. Adelina, Bs. As, Arg.		
		Vetek	Bs. As, Arg.	Argentina, Uruguay, Paraguay	
		Rogelio Diez y CIA	Neuquén, Arg.	Neuquén, Rio Negro	
		Agroredes, Manufacturas Plásticas	Bs. As, Arg.	Local	
Buteno	Comprador	Indesca C.A	Zulia, Venezuela		1 Ton/mes

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 20 de 255

		Trader	Rio Gallegos, S. Cruz, Arg.		80 Ton/año
		Banaplast	Armenia, Colombia		35 Ton/año
		Eternit	Lima, Perú		108 Ton/año
		UCM Química	Madrid, España		30000 Ton/año
Propileno	Comprador	Madin&Co	Tarragona, España		10000 Ton /mes
		Faceyt	Tuc, Arg.		30 Lt/mes
		Eyd	San Rafael, Mza, Arg		20 Ton/día

Tabla 4⁵: Mercado comprador

2.2. Mercado Proveedor:


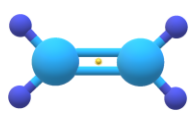
Materia prima: Gasolina natural (Líquido de gas natural)

Empresas productoras:

Tecpetrol S.A.

Tecpetrol es una empresa subsidiaria del Grupo Techint dedicada a la energía y especializada en la exploración, producción, el transporte y la distribución de hidrocarburos, y en la generación de energía eléctrica. Tiene operaciones y actividades en Argentina, Bolivia, Colombia, Ecuador, México, Perú y Venezuela

⁵ Quiminet. (2018)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 21 de 255

Es una de las diez operadoras argentinas más importantes del petróleo y gas natural y la que mayor crecimiento ha tenido en los últimos años. Las áreas hidrocarburíferas que opera están en las siguientes cuencas:




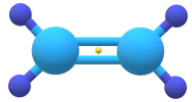
Figura 2⁶: Áreas productivas de Tecpetrol en argentina.

Cuenca del Noroeste: se encuentra el yacimiento Aguara güe, en la provincia de Salta.

Cuenca del Golfo de San Jorge: Esta los yacimientos El Tordillo, La Tapera, Puesto Quiroga, Estancia La Mariposa y José Segundo, etc. Cuenta con 470 pozos en operación y una producción operada de 8.3 Mbb/d de petróleo. Para el desarrollo de campos maduros, realiza proyectos de recuperación secundaria y terciaria, con 100 pozos que inyectan unos 110 Mbb/d de agua

Cuenca neuquina: en los yacimientos Agua Salada, Los Bastos, Punta Senillosa y Los Toldos II.

⁶ Cino, F. D. (2017).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 22 de 255

Vaca Muerta: En el desarrollo de la formación se usan pozos horizontales fracturados hidráulicamente buscando el espaciamiento óptimo entre ramas y fracturas.

Con 750 pozos en producción, las áreas incluyen plantas e instalaciones para recuperación primaria y secundaria, para acondicionamiento y procesamiento de gas y para generación de energía.



Figura 3: Producción de Tecpetrol en VM 2020⁷


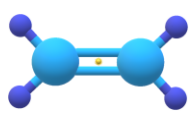
En Fortín de Piedra, en este año 2022 se logró un record de producción de gas natural de 21 MMStd_m³/día de gas natural y unos 600 m³/día de Gasolina natural estabilizada⁸.

El complejo de General Cerri (empresa TGS):

TGS (Transportadora de Gas del Sur) es la transportadora de gas más importante del país, operando el sistema de gasoductos más extenso de América Latina. A su vez, es líder en producción y comercialización de LGN («líquidos de gas natural») tanto para el mercado local como para su exportación, realizando esta

⁷ Reporte de sustentabilidad Tecpetrol (2020)

⁸ Econojournal (2022)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 23 de 255

actividad desde el Complejo General Cerri, ubicado en Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires.

Datos Técnicos	2020	2021
Capacidad de procesamiento de gas (en millones de m³/día)	47	47
Producción total de LGN (en miles de ton)	1168	1120
Capacidad de almacenamiento (en miles de Ton)	54	54


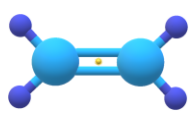
Tabla 5: Tabla 5: producción de Gas natural y LGN⁹

Compañía Mega S.A

Esta compañía procesa aproximadamente 13.000 millones de m³ de gas natural/año, de las cuales separa por año 540 mil ton de etano, 600 mil ton de propano y butano y 210 mil ton de gasolina natural. La producción de propano, butano y gasolina natural se despachan vía marítima a Petrobras: el propano y el butano tienen como destino el abastecimiento de los centros de consumo, mientras que la gasolina natural se utiliza mayoritariamente como materia prima en la industria petroquímica para la producción de etileno, Propileno y butadieno.

Esta compañía posee dos instalaciones productivas, una ubicada en Loma La Lata, provincia del Neuquén, y la otra en Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires. La primera de estas instalaciones es la Planta Separadora en la cual se recuperan los componentes ricos del gas natural como una mezcla líquida homogénea. Este líquido es luego transportado a través de los 600 kilómetros que separan Loma La Lata de

⁹ Pampa energia (TGS) 2022.

 <p>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN</p>	<p>INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA</p>	<p>Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com</p>		
<p>PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL</p>				
<p>Profesor: Ing. Horacio Spesot</p>	<p>JTP: Ing. Ezequiel Krumrick</p>	<p>Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido</p>	<p>Fecha: 24/02/23</p>	<p>Página 24 de 255</p>

Bahía Blanca utilizando un ducto construido especialmente para este fin. La unidad productiva ubicada en Bahía Blanca es la Planta Fraccionadora. En esta Planta se obtiene a través de destilación, el etano, propano, butano y gasolina natural contenidos en el líquido del gas natural recuperado en la Planta Separadora. El etano es transportado hasta las Plantas de Etileno abasteciendo al mayor Polo Petroquímico del país, mientras que el propano, el butano y la gasolina natural son almacenados en tanques especialmente dedicados para su posterior despacho por vía marítima.

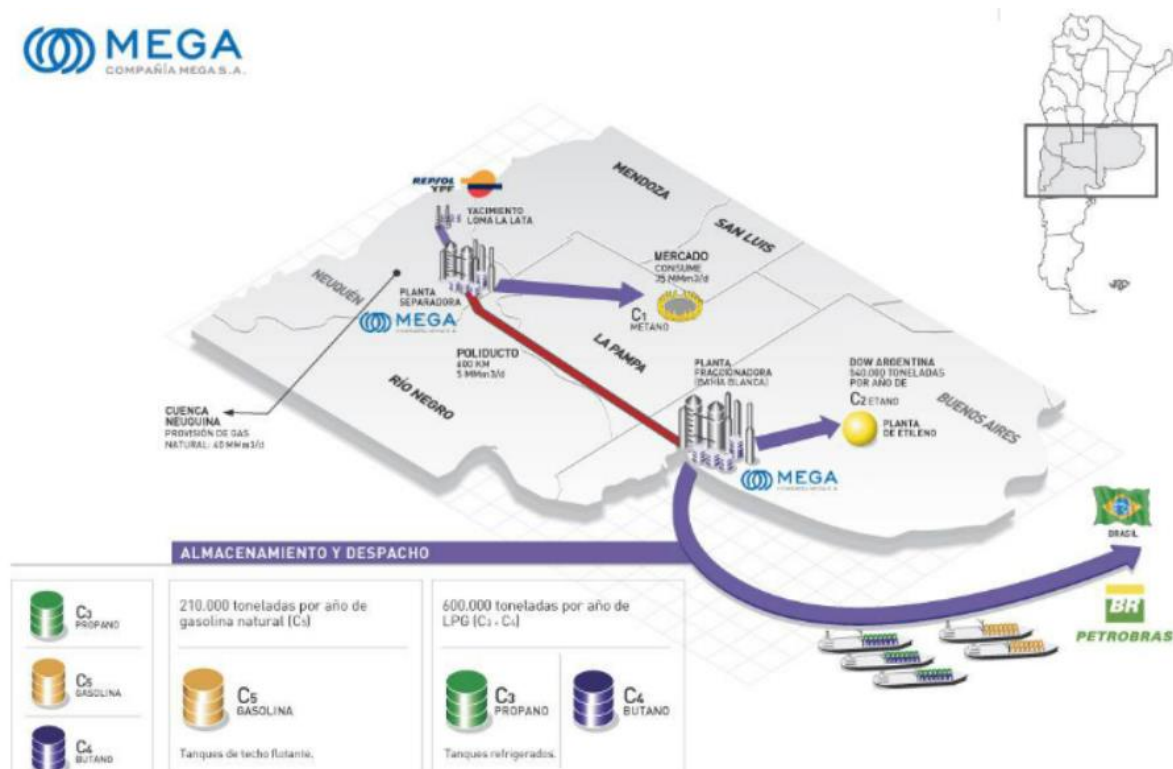

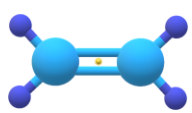


Figura 3:¹⁰ Presentación web de la planta

¹⁰ Compañía Mega. (s.f.).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 25 de 255

El sistema de carga a buques de los productos refrigerados consiste en 2 brazos cargadores, uno de los cuales opera como reserva, y el otro para los vapores de retorno del buque. El sistema de bombas y brazos cargadores ha sido diseñado para cargar 40.000 m³ día. De igual forma la gasolina natural se despacha por vía marítima cargando buques mediante 2 brazos de carga, uno de ellos está en modo reserva.


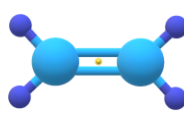
YPF S.A.

Esta empresa dio a conocer un reporte de sustentabilidad del año 2021, en el que se asegura el aumento en la producción del líquido de gas natural siendo esta de 38,8 BEP por día. A continuación, se observa dicho valor en la Tabla 6:

INDICADOR	UNIDAD	2021	2020	2019	2018
Producción total de hidrocarburos	kBEP/d (miles de barriles equivalentes de petróleo por día)	469,7	467,0	514,4	530,2
Producción de gas natural	Mm ³ /d (millones de metros cúbicos por día)	35,7	35,6	39,7	42,0
Producción de crudo	Miles de BBL (barriles) por día	210,9	206,8	226,1	227,1
Producción de GNL	Miles de BEP por día	34,4	36,5	38,5	38,8
Producción de Shale (YPF S.A. y socios)	Miles de BEP por día	139,0	101,3	92,1	109,4
Niveles de procesamiento de las refinerías	%	82	73	87	88,8
Abastecimiento de nafta en el país (participación de mercado)	%	54	53	56	56
Porcentaje de participación de la producción del petróleo del país	%	40	43	42	46
Porcentaje de participación de la producción del gas del país, incluido GNL	%	31	34	33	37
Producción de gasoil	Millones de BBL por año	43,6	39,3	41,0	41,5
Producción de nafta	Millones de BBL por año	24,0	17,8	24,8	26,1
Producción de fueloil	Miles de toneladas por año	390	349	308	234
Electricidad producida total	GWh	11.444	8.991	8.930	9.710
Reservas comprobadas totales*	Millones de BEP	1.143	922	1.073	1.080
Capacidad instalada de YPF Luz**	MW	2.384	2.250	1819	S/D
Ventas**	Millones de pesos	1.271.330	669.186	678.595	435.820

¹¹Tabla 6: PDF “Reporte de sustentabilidad 2021” YPF

¹¹ Reporte de sustentabilidad. (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 26 de 255

2.3. Potencial competencia de mercado:

A continuación, se presentan productores de etileno utilizando propano y etano como materia prima.


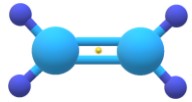
PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD INSTALADA (t/a al 31/12/20)	PROCESO	MATERIAS PRIMAS
PAMPA ENERGIA S.A.	Pto. Gral. San Martín (Sta. Fe)	31.000	Fish	Propano
PBBPolisur S.A.	Bahía Blanca (Bs. As.)	275.000	Linde	Etano
	Bahía Blanca (Bs. As.)	425.000	CF Braun/Dow Chem	Etano

Tabla 7: Competencia de mercado¹²

Pampa Energía cuenta con tres plantas industriales de gran complejidad para producir una gran gama de productos petroquímicos. A partir de la nafta virgen, benceno y otros derivados provenientes de los primeros eslabones la cadena productiva, elabora estireno monómero y polímeros para el mercado local y la exportación.

El mercado petroquímico en donde compete Pampa está influenciado por la oferta y demanda de petroquímicos del mercado mundial. Pampa es la única productora argentina de estireno monómero, poliestireno y elastómeros y el único productor integrado de productos que van del petróleo y el gas natural a los plásticos.

¹² Anuario IPA (2021)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 27 de 255


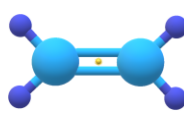
La división de petroquímica dispone de:

- El complejo petroquímico integrado PGSM, en la provincia de Santa Fe, con una capacidad de producción anual de 50 mil ton de gases (GLP que utiliza como materia prima y propelente), 155 mil ton de aromáticos, 290 mil ton de gasolina y refinado, 160 mil ton de estireno, 55 mil ton de caucho sintético, 180 mil ton de etilbenceno y 31 mil ton de etileno
- Una planta de poliestireno, ubicada en Zárate, provincia de Buenos Aires, con una capacidad de producción de 65 mil ton de poliestireno y 14 mil ton de BOPS.
- Una planta de etileno en San Lorenzo, con una capacidad de producción de 19.000 ton anuales. La planta está ubicada en el margen del río Paraná, cerca del complejo petroquímico PGSM, vinculadas por ductos para abaste.

2.4. Módulo de producción:

Datos del mercado:

El etileno es la materia prima orgánica de mayor consumo en la industria química. La producción mundial es de aproximadamente 100×10^6 Tm anuales, abarcando más del 30 % de la industria petroquímica. En la Tabla 8 se resumen los productos industriales que derivan del mismo. El mayor consumo (aproximadamente el 78%) es para la producción de plásticos, polietileno (PE), monómeros del PVC, poliacetato de vinilo (PAV) y poliestireno. Luego se consume para producir óxido de etileno que es materia intermediaria para etilenglicol y para poliéteres disolventes y tensoactivos. El etanol y al acetaldehído son intermediarios para síntesis industriales

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 28 de 255

de otros productos como el ácido acético. Los restantes derivados se producen en cantidades menores

Producto	Mundo	USA	Eur. Occ.	Japón
Polietileno (LDPE y HDPE)	57	49	58	43
Cloruro de vinilo	14	15	14	18
Oxido de etileno y productos secundarios	13	13	10	11
Acetaldehído y productos secundarios	1	1	2	4
Etilbenceno y estireno	7	7	7	12
Otros	8	15	9	12
Uso total (en 10⁶ Tm)	100	31,3	30	17,4

Tabla 8: Uso mundial de etileno (% en peso)¹³

En argentina la estructura de mercado es la siguiente:


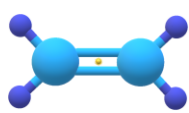
Producto	%
Polietileno de baja densidad	46
Polietileno de alta densidad	39
Cloruro de vinilo	11
Estireno	4

Tabla 9: Estructura del mercado local argentino 2020¹⁴

Para determinar el tamaño de la planta y establecer su producción anual se realizará a continuación, un repaso del estado actual del mercado del etileno y su cadena de valor en Estados Unidos y en las principales economías de Latinoamérica.

¹³ Tejedor, A. S. (s.f.).

¹⁴ Anuario IPA (2021)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 29 de 255

Estados Unidos:


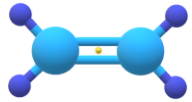
En Estados Unidos siempre se contó con una base petroquímica fuerte. Sus 20 mayores crackers de etileno tienen una capacidad combinada de 24,7 millones de toneladas anuales. El de mayor capacidad es el de ExxonMobil Chemical, en Baytown, Texas, con 2,2 millones de toneladas anuales de etileno.

La alta disponibilidad de materia prima a bajos precios debidos a la explotación del shale gas impulsó nuevas inversiones en la industria. Estados Unidos está agregando valor a los líquidos extraídos de ese gas. La construcción de nuevas plantas de etileno comenzó en 2012, con puestas en marcha previstas entre 2017 y 2018 (Tabla 9). Estas inversiones incluyen crackers de etileno y plantas aguas abajo para producción de derivados, polietileno y otras resinas. Los nuevos 14 crackers representan un agregado de casi 17 millones de toneladas anuales de producción de etileno y los 5 proyectos de expansión de plantas existentes suman 1 millón de toneladas anuales adicionales.

México:

La balanza comercial de productos petroquímicos indica que, en 2014, se importaron productos petroquímicos por US\$ 65.000 millones, mientras que las exportaciones estuvieron por debajo de los US\$ 23.000 millones. Un problema para México es la falta de materia prima ya que los crackers se alimentan con etano.

El único productor de etano en el país a partir de los líquidos del gas natural es Pemex. Esta sufrió un declive en su producción de gas natural, ya que el 75% del gas natural producido proviene de pozos donde también se extrae petróleo. Con esto

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 30 de 255

disminuyó la producción de líquidos del gas natural, etano y fracciones superiores (ver Figura 3).

Por otra parte, surgió la competencia por el etano del nuevo complejo Etileno XXI. Este proyecto ubicado en Veracruz (2016) contiene un cracker de etileno (1,05 millones de toneladas anuales de capacidad) y plantas de polietileno integradas, el cual demandó una inversión de US\$ 5.200 millones.


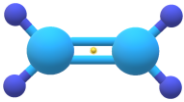
La escasez de materia prima hizo que los crackers de Pemex redujeran sus tasas operativas y los precios del polietileno aumentaron durante 2016 y comienzos de 2017 por faltantes de la resina.

De acuerdo al último informe de resultados de Pemex (4^{to} trimestre de 2016), la elaboración total de petroquímicos disminuyó 9% en 2016 con respecto al 2015, cerrando en 4,1 millones de toneladas. Esto debido a una reducción de 148 mil toneladas en la cadena de derivados del etano, como resultado de menor suministro de etano por inicio de operaciones del cracker de etileno de Braskem-Idesa, y a paros operativos no programados en el Complejo Petroquímico Cangrejera.

La implementación exitosa de estos proyectos por parte de Pemex, sumada a la importación de gas natural desde Estados Unidos, pueden determinar una mejora de las tasas operativas de los crackers de etileno mexicanos para el resto del año.

Brasil:

Braskem es una compañía petroquímica brasileña con sede en São Paulo, y es el principal productor de resinas termoplásticas del continente americano, y es el líder

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 31 de 255


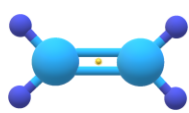
mundial en la producción de biopolímeros en la planta de PE ecológico, que fabrica más de 200,000 toneladas de polietileno al año, a partir de etanol de caña de azúcar.

Braskem controla los tres principales complejos petroquímicos de Brasil, situados en las ciudades de Camaçari (Bahía), Mauá (São Paulo) y Triunfo (Rio Grande do Sul). Las plantas de petroquímica básica son responsables del suministro de etileno y propileno a las plantas de polímeros situadas en las cercanías. La compañía también produce otros productos químicos como el benceno, butadieno, tolueno, xileno e isopreno. Estos compuestos se venden principalmente a otras empresas químicas radicadas en los mismos complejos, tales como Innova, Elekeiroz y Dow Chemical.

Aunque su principal materia prima es la nafta, posee y opera una planta de etileno ecológico, inaugurada en septiembre de 2010, que representa un importante paso adelante en la estrategia de la empresa de convertirse en un líder mundial de química sustentable. La planta es la operación a escala industrial más grande del mundo en la producción de etileno fabricado únicamente con materia prima renovable: caña de azúcar. El proyecto fue diseñado e implementado en menos de dos años y utiliza tecnología patentada de Braskem.

Es el principal productor brasileño de polietileno, polipropileno y cloruro de polivinilo (PVC), con una capacidad nacional de producción anual de 5,7 millones de toneladas de resinas.

Braskem planea duplicar la capacidad de su cracker de etano en Rio de Janeiro, a más de 1 millón de toneladas anuales. El cracker (Duque de Caxias) obtiene el etano de Petrobras, a su vez está reconvirtiendo su cracker de nafta del polo petroquímico de Camacari para recibir hasta un 15% de etano.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 32 de 255

Los crackers de Braskem en el sur del país (el cracker Triunfo, cerca de Porto Alegre, con 1,2 millones de toneladas anuales de capacidad, y el cracker de Mauá, Sao Paulo) operan con nafta de refinería como materia prima. Por último, Braskem opera una planta de etileno a partir de caña de azúcar, también en Triunfo, Rio Grande do Sul con una capacidad nominal de 200.000 toneladas anuales.


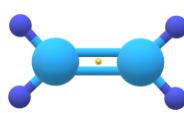
Argentina:

Argentina pasa por una situación de crisis por falta de gas natural que exige la compra de ese fluido a Bolivia y Chile, y la importación de Gas Natural Licuado (GNL) en buques.

De los 129 millones de metros cúbicos diarios de gas que se consumen en el país, unos 25 millones de metros cúbicos deben importarse por alguna de las tres vías.

Los dos crackers de etileno de Dow en Bahía Blanca, con una capacidad nominal combinada de 700.000 ton/año, han sido impactados en sus tasas operativas por cortes de gas durante los últimos inviernos, cuando la demanda sube por las bajas temperaturas.

Teniendo en cuenta estos datos y considerando que los mayores productores de gasolina natural en Argentina son: TGS, MEGA y YPF se establece una producción de 472500 Tn/año de etileno para abastecer al mercado nacional (como se mencionó en el inciso de posible mercado proveedor) y/o abastecer parte del mercado global, que tiene una necesidad de 100×10^6 M/año como se detalló anteriormente.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 33 de 255

Producción total de la planta:

Considerando un ingreso de materia prima de $1,5 \times 10^6$ TM/año de gasolina natural (totalmente sustentable por la producción nacional y aun por la provincial) y proyectado a 5 años desde la aprobación del proyecto y la puesta en marcha de la planta:


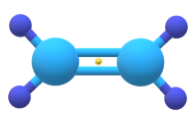
Producto:	Composición (%p/p)	Obtención (ton/año)
Producto primario:		
Etileno	31,5	472500
Productos secundarios Con valor económico		
Propileno	16,4	246000
Gasolina de Pirolisis	23,6	354000
C₄	7,9	118500
Productos secundarios Sin valor económico		
Fuel Oil	4,7	70500
H₂+CH₄	16	240000

Tabla 10¹⁵: Producción total de la planta considerando 330 días de trabajo

2.5. Dinámica del Mercado Mundial:

El etileno es indispensable en la producción de múltiples productos. Los cuales, podemos mencionar:

¹⁵ Cañete, B. (2013). *Revista Petroquímica*.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 34 de 255

- Polietileno (incluido el polietileno de baja densidad y el polietileno lineal de baja densidad)
- Óxido de etileno (un intermediario para los glicoles de etileno y el tereftalato de polietileno),
- Dicloruro de etileno (un intermediario para el monómero de cloruro de vinilo)
- Etilbenceno (derivado haciendo reaccionar etileno con benceno para convertirlo en estireno).

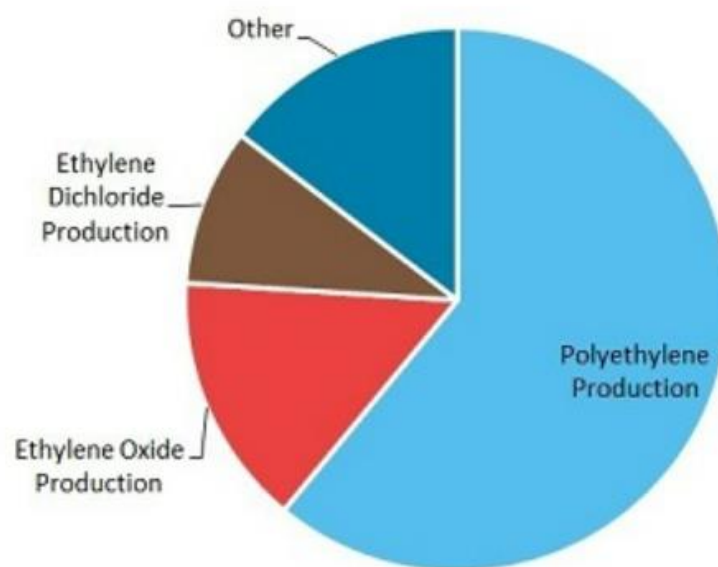

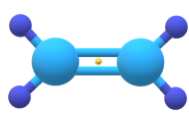


Figura 4: Demanda global de etileno por aplicación¹⁶

El mercado mundial de etileno suele ser muy sensible a las condiciones macroeconómicas. Actualmente se ha producido un aumento de los costos de los productos para la producción de etileno, como la nafta (utilizada principalmente en Europa y Asia), etano (utilizada principalmente en los EE. UU.) y propano. No obstante,

¹⁶ MCGroup (2022)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 35 de 255

el mercado actual de etileno está impulsado por factores como la crisis logística, las cadenas de suministro interrumpidas, la alta inflación y la creciente inestabilidad política en Europa del Este. Las nuevas olas de COVID que ocurren en diferentes partes del mundo, incluidas Asia y Europa, generan temores de interrupciones no planificadas de la producción de etileno, lo que puede agravar significativamente su disponibilidad en un contexto de una demanda bastante alta de plásticos en todo el mundo.

Los productores de etileno europeos se encuentran en la posición más vulnerable y tienen que reducir las tasas de utilización de la capacidad. Esta representa aproximadamente un 18 % de la capacidad de producción del mundo, mientras que las mayores adiciones a la capacidad de producción mundial están planificadas en Asia, especialmente en China (la capacidad actual de producción mundial de etileno supera los 200 millones de toneladas/año).

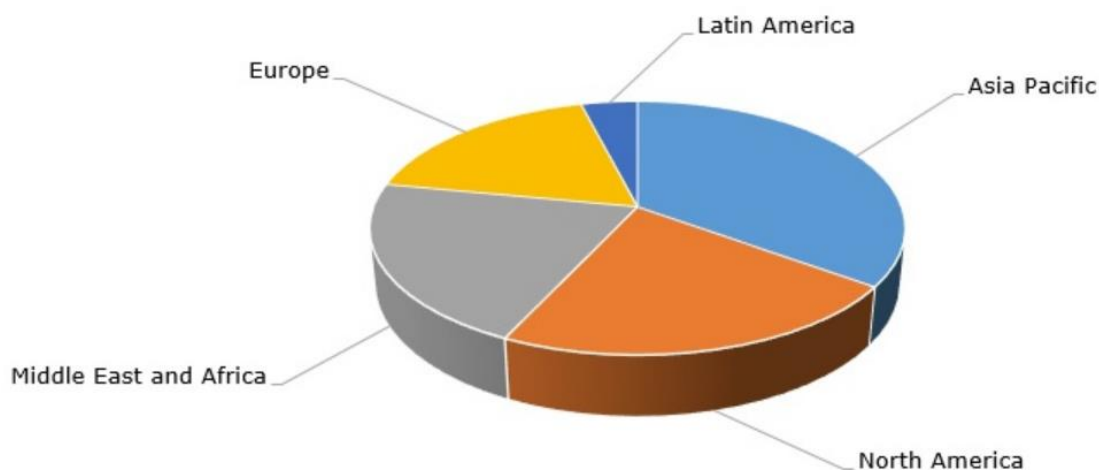

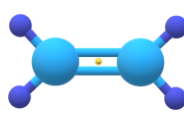


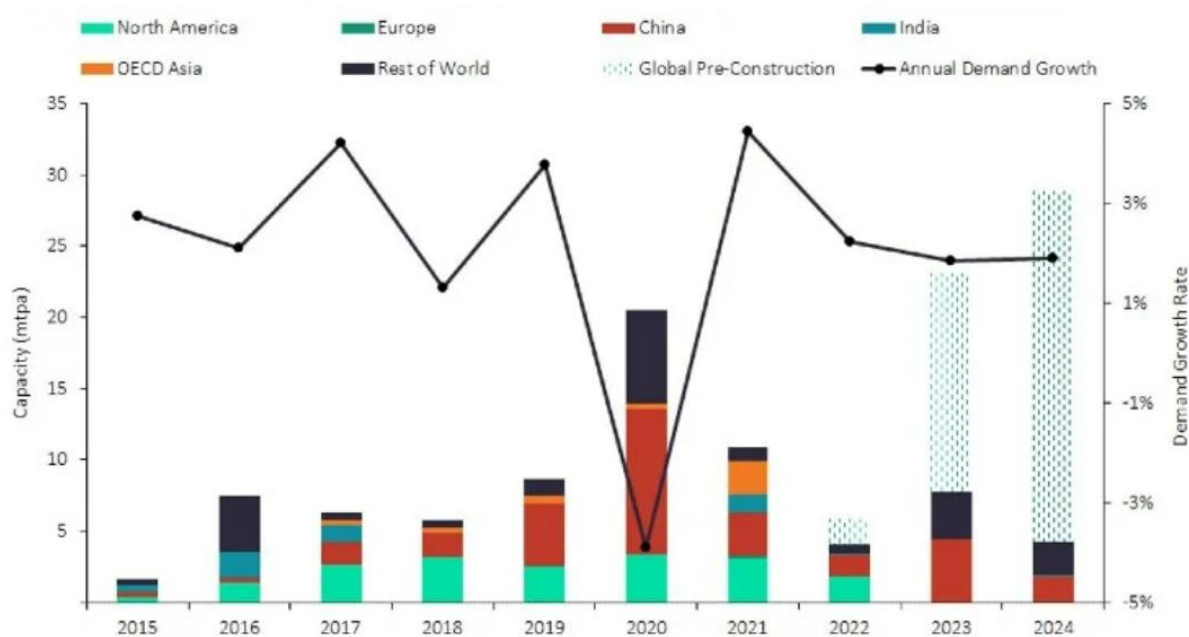
Figura 5: Capacidad de producción mundial por regiones¹⁷

¹⁷ MCGroup (2022)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 36 de 255


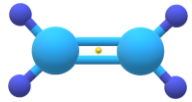
Los precios del etileno muestran una tendencia alcista en Europa y Asia, que es probable que se mantenga en el futuro más cercano, aunque pueden intervenir otros factores para amortiguar el aumento de precios. A mediados de marzo de 2022, los precios del etileno en Europa superaron los 1460 EUR/tn, mientras que en Asia aumento ligeramente hasta alrededor de 1300 USD/tn. En EE. UU. mostraron una tendencia a la baja debido a que la materia prima (etano) bajo su precio y al amplio suministro fluctuando en un rango de 630 USD/tn y 650 USD/tn, a partir de mediados de marzo de 2022.

En general, el consumo global de etileno tiende a mostrar un crecimiento estable en la mayor parte del mundo post pandemia. Que, pese al aumento de las capacidades instaladas, no se alcanza a satisfacer debido a las condiciones mencionadas antes.



¹⁸Figura 6: Capacidad adicionada Variación de la demanda mundial

¹⁸ Offshore-Tecnologies 2020

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 37 de 255


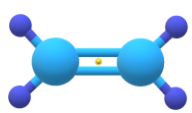
2.6. FODA: Análisis Del Sector Frente a Los Desafíos Futuros:

Es una herramienta utilizada para conocer la situación en que se encuentra el proyecto, con el objetivo de determinar las ventajas competitivas y la estrategia que más convenga para su desarrollo, en función de características propias y las del mercado.

Las definiciones de cada término del análisis FODA son las siguientes:

- **Fortalezas:** son las capacidades distintivas y especiales internas con que cuenta el sector, por los que logra una posición privilegiada frente a otros sectores industriales, tanto de nuestro propio país, como frente a sectores petroquímicos de países terceros limítrofes.
- **Oportunidades:** son factores que resultan positivos, favorables, explotables para el sector; los mismos se encuentran en el entorno nacional, como también en el internacional en el que actúan las empresas de la industria y que permiten obtener ventajas competitivas.
- **Debilidades:** son aquellas propias de la industria que causan una posición desfavorable frente a la competencia; recursos de los que se carece, habilidades que no se poseen y/o actividades que no se realizan o que no desarrollan positivamente, entre otros temas.
- **Amenazas:** son situaciones que provienen del entorno externo de nuestra industria, tanto del ámbito nacional, como internacional, que pueden llegar a atentar contra las posibilidades de desarrollo, e incluso contra la permanencia de la industria.

A continuación, se realiza un análisis FODA particular para el presente proyecto de producción de etileno.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 38 de 255

Fortalezas:


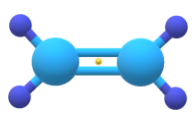
Industria química y petroquímica en la argentina:

- La buena posición y gran experiencia de la industria petroquímica en nuestro país, y en la provincia del Neuquén nos permite contar con la existencia de recursos tecnológicos y capital humano capacitado para poder llevar a cabo nuestro proyecto.

Materia prima:

La producción de etileno utilizando como materia prima la gasolina natural presenta ventajas competitivas frente a la producción del mismo a partir del gas natural como son:

- Mayor abundancia, ya que el etano, proveniente del gas natural es escaso en nuestro país, el cual gran parte es importado ya sea por gasoductos o por buques lo que aumenta significativamente sus costos, a su vez debido a la escasez durante el invierno se le restringe el uso de gas natural a la industria para priorizar el consumo hogareño.
- Mayor facilidad de transporte, debido a que el etano se transporta gaseoso o licuado, en cambio la gasolina natural al ser líquida en condiciones normales es mucho más fácil y económica de transportar
- Cercanía de los puntos de producción de la gasolina natural: debido a que la provincia del Neuquén es la mayor productora de gas natural, también lo es de la gasolina. Aportando un 60% de la producción de la misma a nivel país.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 39 de 255

Recursos humanos:

- Existe una adecuada disponibilidad de recursos humanos con buen valor técnico.
- Históricamente las localidades de Cutral-Có y Plaza Huincul han tenido una cultura de trabajo abocada a la industria hidrocarburífera.

Oportunidades:

Industria química y petroquímica en la argentina:


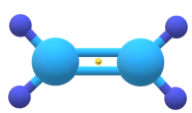
- Posibilidad de desarrollo de aglomerados industriales a partir de los múltiples productos obtenidos en nuestro proceso
- Existencia de una infraestructura y experiencia en la industria hidrocarburífera.

Materia prima:

- En la actualidad no se le está dando un valor agregado nuestra materia prima, la gasolina natural, lo que más comúnmente se hace con ella es mezclarla con el petróleo crudo y despacharla
- El descubrimiento y explotación de nuevas reservas de gas natural del tipo no convencional, nos asegurará contar con materia prima a futuro ya que esta proviene del tratamiento del mismo

Recursos Humanos:

- La existencia de políticas activas del ministerio de ciencia y tecnología y es ministerio de trabajo, empleo y seguridad social que favorecen el desarrollo de recursos humanos para el sector

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 40 de 255

- Posibilidad de aprovechar estructura del IPA y/o la cámara de la industria química y petroquímica para capacitación gerencial
- Políticas activas del estado que fomentan la educación técnica y el desarrollo de ciencias duras
- El sector sindical, se ve totalmente beneficiado con la puesta en marcha de la planta debido a la creación de nuevos puestos de trabajo, lo que implica crecimiento en el número de asociados al gremio vigente.

Inversiones y financiamiento:

- Posibilidad de acceso al mercado nacional e internacional de capitales
- Disponibilidad de programas de financiamiento promocional


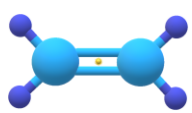
Debilidades:

Industria Química y Petroquímica en Argentina:

- La estructura productiva en nuestro país está incompleta por falta de escala competitiva en varios productos; hay baja integración vertical
- El retroceso de la participación de las empresas de capital nacional sitúa a los centros de decisión más importantes fuera del país y obliga a competir por la localización de las inversiones con otras alternativas

Materias Primas:

- Mejora de la infraestructura del midstream

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 41 de 255

Recursos Humanos:

- Hay una perspectiva de escasez de recursos humanos ante una demanda acelerada de ellos. Considerando un periodo de 5 años desde la aprobación del proyecto hasta la puesta en marcha de la planta.


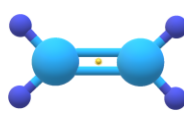
Mercado:

- La distancia de la ubicación de nuestra planta a los grandes mercados internacionales provoca altos costos Logísticos

Amenazas:

Recursos Humanos:

- Conflictividad laboral elevada en el país
- Continuo y acentuado crecimiento del costo laboral en dólares afecta la competitividad de las exportaciones
- Inversiones, y marco regulatorio
- Aún subsiste una calificación crediticia desfavorable en nuestro país (riesgo país), por lo que conseguir financiación a través de créditos es difícil.
- El actual esquema tributario distorsivo, provocan una baja en las ganancias e impactan en el capital de trabajo
- Los recargos a las exportaciones reducen la rentabilidad de las mismas

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 42 de 255

2.7. Consumo aparente (ca):

$$Ca=P+M-X$$

Donde:

- P: Producción por año
- M: Importación por año
- X: Exportación por año


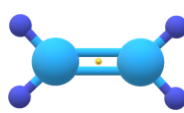
Considerando los datos de mercado nacional desarrollados a continuación, se logra calcular los consumos aparentes actuales y los proyectados al año 2025.

Materia prima: Gasolina Natural (Ton/año)

	2016	2017	2018	2019	2020
TGS	101.136	115.586	121.016	120.369	123.462
Mega	122.045	114.956	121.699	134.543	127.223
Refinor	37.309	42.475	30.719	13.972	3.777
Otras plantas de extracción	23.929	31.340	37.267	33.028	45.042
Subtotal plantas CTG	284.419	304.357	310.701	301.911	299.504
Producción asociada al gas natural en pozos	688.092	678.760	689.773	726.435	664.448
Producción total	972.511	983.117	1.000.474	1.028.346	963.952
Exportación	287.050	281.600	246.392	238.720	224.931
Precio medio exportación (US\$/t)	424	542	668	476	295

Tabla 11¹⁹: Producción de gasolina natural

¹⁹ IPA 2021 (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 43 de 255

Considerando que la gasolina natural no se importa, el cálculo de consumo aparente en ton/año es el siguiente:

Año	Producción	Exportación	CA
2016	972511	287050	685461
2017	983117	281600	701517
2018	1000474	246392	754082
2019	1028346	238720	789626
2020	963952	224931	739021

Tabla 12: Consumo aparente de gasolina natural²⁰

Producto principal: Etileno


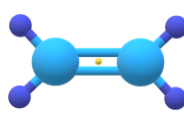
En la tabla 13 se observa la evolución de la demanda de etileno, donde las exportaciones de dicho producto han aumentado en los últimos años.

Año	Producción (t)	Importación (t)	Exportación (t)	Consumo Aparente (t)	Valor comercio exterior (U\$S/t)	
					Importación (CIF)	Exportación (FOB)
2011	654900	43832	-	698732	1552	-
2012	680421	13383	-	693804	1635	-
2013	694995	22830	16113	701712	1534	1023
2014	722905	13420	20756	715569	1497	1065
2015	718038	18	33659	684397	-	634
2016	771232	22	66808	704446	-	708
2017	726352	18	1	726369	-	-
2018	718057	16	1	718072	-	-
2019	546109	66513	13290	599332	890	S/D
2020	736784	26	20698	716112	-	222

Tabla 13²¹: Consumo aparente de etileno

²⁰ IPA 2021 (2021)

²¹ IPA 2021. (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 44 de 255

Las importaciones han sido marginales en los últimos años y el consumo se ha mantenido estable.

Potencial de etileno y Propileno en las materias primas que se exportan			
Materias primas exportadas	Exportación (t)	Etileno (t)	Propileno (t)
Propano	491.945		
Butano	446.990		
Gasolinas	224.932		
Nafta Virgen	587.824		
Potencial		657.450	275.854
Otros cortes de nafta	489.370		
Gasolinas y condensados Cuenca Austral	403.000		
Potencial		958.030	587.343


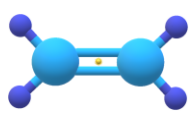
Tabla 14²²: Exportación de etileno

2.8. Descripción de desarrollo futuro:

Se describe a continuación una visión de desarrollo futuro, tomando como línea base los siguientes supuestos/premisas utilizados para llevar adelante el trabajo:

- Un crecimiento promedio de la economía argentina en el periodo 2023 – 2030 del 2% anual.
- Condiciones competitivas del sector suficientes y necesarias como para alentar inversiones compatibles con la demanda local y con una economía de escala internacional; eventuales desajustes deberían ser compensados con un adecuado sistema de promoción.

²² IPA 2021. (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 45 de 255

- Consumos aparentes y escalas de producción acordes al conocimiento actual de las empresas y su experiencia productiva.
- Precios de los productos en el mercado internacional vigentes al año 2021/2020.
- En base a las acciones actuales del estado nacional y empresas del sector, se supone que los niveles de reservas y producción de hidrocarburos y las restantes condiciones competitivas de la industria serán suficientes como para adoptar decisiones de inversión acordes con la demanda. Este fue el motivo principal que llevó a diferir el análisis hasta el 2025.
- Se consideraron los productos (enumerados en el cuadro siguiente) que representan más del 90% de la producción del sector petroquímico.


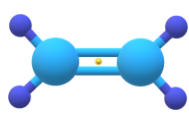
Producto	Consumo Aparente (kT/año)	Producción (kT/año)	Importación (kT/año)	Exportación (kT/año)
Etileno	2015			
	684	718	18	33
	2020			
	716	736	0	20
	2025			
	1500	1650	0	150

Tabla 15²³: Proyección a futuro.

Productos secundarios con valor económico:

En la tabla 16 se presentan los datos de consumo aparente, importación, exportación y producción de los subproductos del proceso en ton/año.


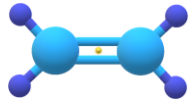
²³ IPA 2021. (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 46 de 255

Propileno					
	2016	2017	2018	2019	2020
Producción	335454	324174	329908	300719	205826
Importación	0	0	0	562	600
Consumo Aparente	335454	324174	329908	301281	206426
Butileno					
	2016	2017	2018	2019	2020
Producción	294431	280780	264399	270022	192511
Consumo Aparente	294431	280780	264399	270022	192511
Gasolina de pirolisis					
Producción	32616	29872	25131	22057	28891
Consumo Aparente	32616	29872	25131	22057	28891

Tabla 16²⁴: Consumo aparente de productos secundarios

²⁴ IPA 2021. (2021).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 47 de 255

3. Descripción del proceso:

3.1. Introducción al craqueo (Cracking):

El crudo y las fracciones de petróleo son termolábiles, se descomponen cuando son calentados a más de 673 K. Al forzar el calentamiento en las calderas, se daban los efectos descritos a continuación:


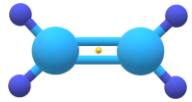
- Formación de coque en las paredes de los tubos de las calderas
- Aumento de las fracciones ligeras, con aparición de compuestos olefínicos
- Producción de gases, etileno, propileno e hidrocarburos saturados de bajo peso molecular.

A este fenómeno se le denomina **craqueo de hidrocarburos** y se basa en la rotura de moléculas pesadas para transformarse en otras de menor peso molecular.

Craqueo catalítico:

Es un proceso de la refinación del petróleo que consiste en la descomposición térmica de los componentes del petróleo utilizando un catalizador, para craquear hidrocarburos pesados cuyo punto de ebullición es igual o superior a los 315 °C, y convertirlos en hidrocarburos livianos de cadena corta cuyo punto de ebullición se encuentra por debajo de los 221 °C. Dichos catalizadores se presentan en forma granular o microesférica. Los catalizadores usualmente se componen por óxido de silicio (SiO₂) y alúmina (Al₂O₃).

El craqueo catalítico de hidrocarburos transcurre a través de la teoría del ion carbenio desarrollada por Whitmore y completada por Hansford y Thomas. Esta se

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 48 de 255

desarrolla a través de carbocationes, especies iónicas con carga positiva, en los centros activos del catalizador. El craqueo catalítico sigue un mecanismo de reacción en cadena que consta de tres etapas fundamentales


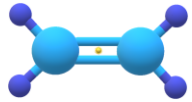
- Etapa de iniciación de la cadena: Consiste en el ataque de un centro activo a una molécula para producir el complejo activado, el cual debería corresponder con la formación de un carbocatión
- Etapa de propagación: Se representa por la transferencia de un ion hidruro desde una molécula reactante a un carbocatión inestable adsorbido en el centro activo y su posterior transformación.
- Etapa de terminación: Desorción del carbocatión adsorbido dando una olefina y restaurando el centro activo original

Craqueo térmico:

El cracking térmico es un proceso de transformación de hidrocarburos cuyo agente de activación es la temperatura. Es un proceso destructivo mediante el cual las grandes moléculas son descompuestas térmicamente en otras más pequeñas de menor punto de ebullición. Esto es así ya que las moléculas de menor peso molecular que se obtienen son de alto valor económico y no se encuentran en el petróleo. Este es un proceso endotérmico, por lo que el aporte de temperatura es indispensable. Este aporte se realiza con un horno.

En el Cracking Térmico existen dos tipos de reacciones:


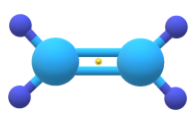
- **Primarias:** todas aquellas que son beneficiadas con el aporte de temperatura, son las de mayor interés. También se las conoce como reacciones de ruptura.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 49 de 255

- **Secundarias:** estas no son aconsejable que se produzcan. Algunas de ellas son polimerización, isomerización, alquilación, deshidrogenación, condensación, etc., dando productos no deseados.

El cracking térmico se encuentra regido por tres variables:

- **Temperatura:** Las reacciones de craqueo en fase vapor son altamente endotérmicas. Aumentar la temperatura favorece la formación de olefinas, olefinas de mayor peso molecular, y aromáticos. Las temperaturas óptimas se seleccionan usualmente para maximizar la producción de olefinas y minimizar la formación de coque. La temperatura del reactor es también función de la materia prima utilizada. Los hidrocarburos de mayor peso molecular generalmente craquean a menor temperatura. Por ejemplo, la temperatura típica de un horno para el craqueo de etano es aproximadamente 800 °C, mientras que la temperatura de craqueo de nafta o gas oíl está entre 675 y 700 °C.
- **Tiempo de residencia:** En los procesos de steam cracking, las olefinas formadas son los productos principales. Los aromáticos y otros hidrocarburos pesados resultan de reacciones secundarias de las olefinas formadas. De acuerdo a esto, se requieren tiempos de residencia cortos para obtener un alto rendimiento de olefinas. Cuando se utiliza etano e hidrocarburos gaseosos livianos como alimentación, se utilizan tiempos de residencia más cortos para maximizar la producción de olefinas y minimizar los rendimientos de BTX (benceno, tolueno, xilenos) y líquidos. Tiempos de residencia típicos: 0,5 a 1,2 segundos. Sin embargo, el tiempo de residencia es in compromiso entre la temperatura de reacción y otras variables. Un descubrimiento bastante nuevo en el craqueo de

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 50 de 255


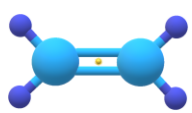
alimentaciones líquidas que mejora el rendimiento a etileno es el horno milisegundo, el cual opera entre 0,03 y 0,1 segundos con una temperatura de salida en el rango de 870-925 °C. El horno milisegundo probablemente represente el último paso que puede tomarse con respecto a esta variable crítica porque tiempos de contacto menores a 0,01 segundos llevan a la producción de grandes cantidades de acetilenos.

- **Relación Vapor/HC:** Una relación vapor/HC alta favorece la formación de olefinas. El vapor reduce la presión parcial de los hidrocarburos en la mezcla y aumenta el rendimiento de olefinas. Las alimentaciones más pesadas requieren más vapor que las alimentaciones gaseosas para reducir el depósito de coque en los tubos del horno. Las alimentaciones líquidas tales como gas oíl y residuos de petróleo tienen compuestos aromáticos polinucleares que son precursores del coque. Las relaciones másicas vapor/HC típicas son 0,2-1 para el etano y aproximadamente 1-1,2 para alimentaciones líquidas.

El manejo de cada una de ellas permite lograr una diversidad de productos, que van de aquellos de uso directo como combustibles a materias primas para la industria petroquímica como el etileno a partir de etano o productos intermedios que sirven como carga, por ejemplo, al Cracking Catalítico.

Craqueo térmico y catalítico:

El mecanismo de reacción del craqueo catalítico y el craqueo térmico se diferencian, como así también los hacen los productos de reacción, tanto en composición y naturaleza. El craqueo térmico, da como productos mayoritarios gases de la fracción C2 así como metano, y la gasolina producida es rica en olefinas con pocos

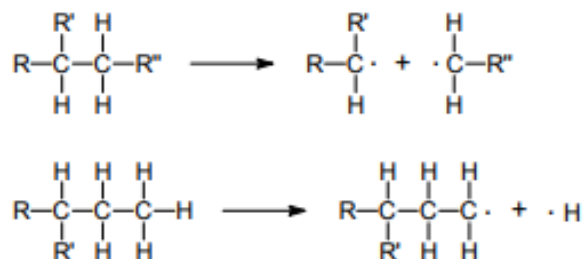
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 51 de 255

productos ramificados. En cambio, el craqueo catalítico produce un mayor rendimiento a gasolinas con un mayor contenido en compuestos ramificados, así como aromáticos. Por esto se trabajará un craqueo térmico dentro del proceso de obtención de etileno a partir de gasolina natural.


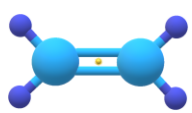
En la actualidad se admite, para el mecanismo de craqueo térmico, el modelo propuesto por Rice en 1934 y posteriormente desarrollado y ampliado por Benson.

En el año 1934, Rice propuso que las reacciones de craqueo térmico tienen lugar a través de un mecanismo de reacciones en cadena, en las que tienen un papel importante los radicales libres (grupos de átomos que tienen electrones desapareados). En 1960, Benson amplió esta teoría y propuso la simultaneidad de 3 tipos de reacciones:

- Reacciones de iniciación de cadena: Los radicales libres se forman por parejas, a través de una rotura homolítica de un enlace carbono-carbono o carbono-hidrógeno:



Hay que tener presente que estos procesos se llevan a cabo, generalmente, a elevadas temperaturas, por lo que se considera que todos los enlaces llegan a romperse en mayor o menor medida.

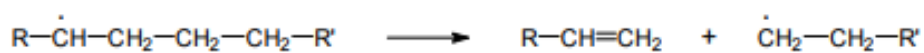
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 52 de 255

- Reacciones de propagación de cadena: Los radicales libres son muy reactivos y toman parte en múltiples reacciones dando lugar a distintos productos.

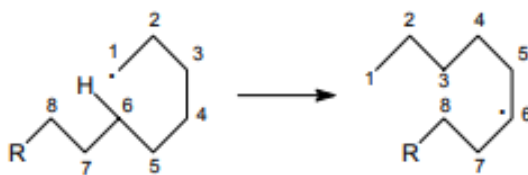
- Reacciones de activación o de abstracción de hidrógeno:



- Reacciones de β-escisión:

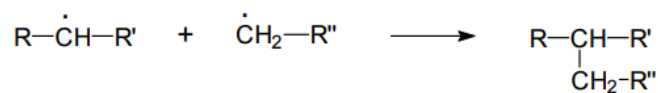


- Reacciones de isomerización:

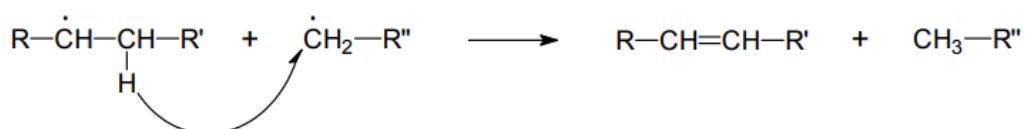



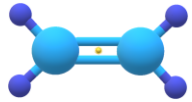
- Reacciones de terminación de cadena: Conjunto de reacciones bimoleculares en las que dos radicales colisionan entre sí de forma que quedan neutralizados.

- Reacciones de combinación:



- Reacciones de desproporción:



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 53 de 255

Cracking Térmico en Fase vapor “Steam Cracking”:


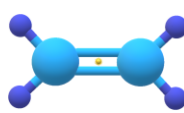
La inyección de vapor permite adicionar calor sin tocar los quemadores. La carga de vapor puede oscilar entre 0,5 y 0,7 Kg vapor/Kg carga. Además:

- El vapor, al ingresar a una determinada velocidad aumenta el número de Reynolds, obteniendo un flujo turbulento, mejorando la transferencia de calor en los tubos.
- Mejora la separación dentro del horno debido a que disminuye la tensión de vapor de los demás componentes. La inyección de vapor desplaza el equilibrio hacia la derecha.
- Arrastra el posible coque que pudiera llegar a depositarse en las paredes de los tubos.
- La forma más importante y principal para producir etileno es el cracking térmico en fase vapor de hidrocarburos. Las materias primas utilizadas van desde hidrocarburos gaseosos parafínicos livianos hasta fracciones de petróleo y residuos.

Se eligió el cracking térmico en fase vapor debido a que es más económico que el cracking catalítico, aplica mejor a nuestra materia prima y como se dijo anteriormente tiene un mayor rendimiento en olefinas, además al ser en fase vapor se mejora la transferencia de calor, se obtienen rendimientos más altos y se evita la formación de coque en los tubos del horno.

3.2. Descripción del proceso elegido: Craqueo térmico fase vapor de gasolina natural

El proceso se basa en el craqueo térmico con vapor de la gasolina natural desbutanizada. Este proceso cuenta con cinco unidades básicas: pirolisis,

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 54 de 255

fraccionamiento primario, compresión, fraccionamiento criogénico y fraccionamiento a alta temperatura.

3.2.1. Pirolisis


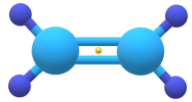
La alimentación se precalienta y vaporiza parcialmente en la sección de convección del horno, inyectándole seguidamente vapor sobrecalentado, con lo que se completa la vaporización, y se la introduce en la zona convectiva del horno para recalentar la mezcla antes de entrar en la zona de radiación en la que tienen lugar de forma consecutiva y simultánea las reacciones de craqueo.

Como la capacidad del horno es limitada, deben disponerse varios 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.

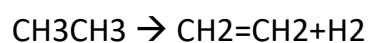
El gas saliente del horno de pirolisis debe enfriarse rápidamente en una caldera de recuperación de calor (en la que se genera vapor de muy alta presión) y, a continuación, se termina su enfriamiento hasta los 350-400°C mediante mezcla con la corriente de fondo del fraccionador principal previamente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

Reacciones de Cracking y Coking:

Las reacciones de cracking se basan en rupturas de enlace y necesitan una gran cantidad de energía para producir olefinas. La materia prima más utilizada para

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 55 de 255

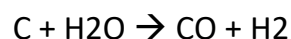
producir etileno es el etano. El etano se obtiene a partir de los líquidos del gas natural. El craqueo del etano puede visualizarse como una deshidrogenación por radicales libres, donde se produce hidrógeno como subproducto.



La reacción es altamente endotérmica, se ve favorecida a temperaturas elevadas y presiones bajas. Se emplea vapor sobrecalentado para reducir la presión parcial de los hidrocarburos reaccionantes (en este caso, etano). El vapor sobrecalentado también reduce los depósitos de carbón que se forman por la pirolisis de los hidrocarburos a altas temperaturas. Por ejemplo, la pirolisis del etano produce carbón e hidrógeno.


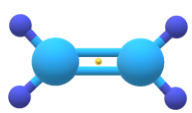


La presencia de vapor de agua como diluyente reduce las chances de los hidrocarburos de entrar en contacto con las paredes de los tubos del reactor. Los depósitos reducen la transferencia de calor a través de los tubos del reactor, pero el vapor reduce este efecto reaccionando con los depósitos de carbón.



3.2.2. Fraccionamiento primario

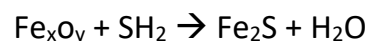
En una columna de destilación atmosférica se rectifica la corriente saliente del horno de pirolisis, separándose por fondo un gasoil o fuel oíl de pirolisis negro, rico en olefinas, que suele quemarse como combustible en el horno. En el condensador de cabeza se separa el agua y una nafta que, por contener gran cantidad de olefinas y

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 56 de 255

aromáticos tiene un buen número de octano, y recibe el nombre de gasolina de pirolisis. 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.


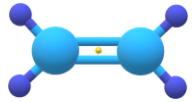
3.2.3. Compresión

El gas craqueado se comprime hasta unos 40kg/cm² en un compresor con 4 o 5 etapas, con refrigeración intermedia, para evitar la polimerización de las olefinas. En los refrigerantes intermedios condensa el agua junto con naftas ligeras, que se unen a la gasolina de pirolisis separada en el fraccionador primario. A la salida de la tercera etapa el gas ingresa a una torre de Sulfatreat. Este es un reactivo sólido utilizado para remover el H₂S de la corriente gaseosa. El Sulfatreat está hecho a base de óxido de hierro, es no regenerable y se dispone como un lecho sólido. Cuando se remueve el contaminante del gas reacciona con el Sulfatreat, y luego debe reemplazarse. El producto de esta reacción es la pirita (FeS₂), el cual no se descompone, no es tóxico, inflamable, corrosivo, ni irritante, por lo tanto, no ocasionara problemas ambientales su disposición final. La reacción será la siguiente:



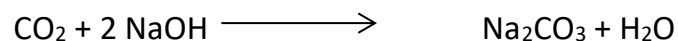
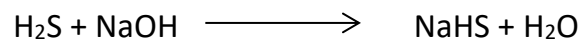
Esta reacción es irreversible, por lo que el H₂S se elimina definitivamente.

Al final de la última etapa el gas se lava con una solución de hidróxido sódico que retiene el CO₂ contenido en el gas, de modo que su punto de rocío sea inferior a -100°C.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 57 de 255

El proceso original consta de un lavado del gas con lejía de sosa caustica para retener el H₂S en su totalidad y gran parte del CO₂ que se encuentra en el gas proveniente del fraccionamiento primario:

Reacción 1°:




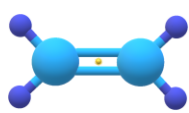
Reacción 2°:



Con este método se debe disponer de un tratamiento para el NaHS producido, el cual es inestable y se descompone formando nuevamente el H₂S, que es contaminante. Por esto se recurre al uso de una torre de sulfatreat cuyo producto no significa un peligro para el medioambiente (como se explicó previamente) y tiene una eficiencia del 99,9%, previo al lavado con lejía de sosa. Esto además elimina el uso de una torre de secado del gas con alumina, para retirar las trazas de CO₂, la cual es más costosa, en mantenimiento y tratamiento del producto, ya que se debe agregar energía para separar el CO₂ de la alumina para reutilizarla en el proceso.

3.2.4. Fraccionamiento criogénico.

El gas seco se enfría y se introduce en la desmetanizadora, en la que se separa el hidrógeno, el CO 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

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 58 de 255

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. Normalmente el CO y el hidrógeno se introducen en un reactor de metanización y el metano producido, junto con el separado en la columna se emplea como fuel gas.


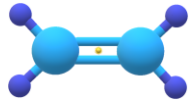
La corriente de fondo de la desmetanizadora pasa a la desetanizadora, en la que se separa la corriente C2 por cabeza, que seguidamente pasa al convertidor de acetileno, en el que este hidrocarburo se hidrogena selectivamente a etileno, debiendo desaparecer casi por completo pues su presencia en el etileno producto final es muy peligrosa.

El gas saliente del convertidor de acetileno se enfría, devolviendo los condensados a la desmetanizadora. La fracción no condensada pasa al splitter de C2, del que se obtiene por fondo etano, que se recicla a pirolisis, y por cabeza etileno impurificado con restos de metano (“low grade”). El etileno de alta pureza se obtiene en una extracción lateral superior

3.2.5. Fraccionamiento a alta temperatura.

La corriente de fondo de la desetanizadora pasa a la despropanizadora, en la que se separan por cabeza los C3. Los más pesados se separan seguidamente en fracción C4 y en una segunda gasolina de pirolisis que lleva consigo los C5 y superiores.

La fracción C3 pasa a otro reactor de hidrogenación selectiva para eliminar el propanodieno y el propino. A la salida la fracción C3 pasa al splitter del que se obtiene por cabeza el propileno y por cola el propano, que se recicla al horno de pirolisis junto

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 59 de 255

con el etano. De la fracción C4 se separa el butadieno y los butenos y de las gasolinas de pirolisis se separan los BTX.


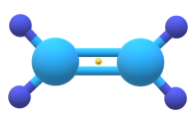
Las proporciones en que aparecen los distintos productos de la pirolisis en el gas saliente del horno son distintas según sea la naturaleza y el intervalo de destilación de la alimentación.

3.3. Elección de la materia prima:

Como se estudió, el etileno se puede producir a partir de diferentes materias primas, entre las que destacamos el etano, nafta y gasolina natural. La insuficiencia de recursos hidrocarburíferos en la Argentina lleva a replantearse la elección de la materia prima a utilizarse. En nuestro caso, la alta escasez de las dos materias primas competidoras provoca que decidiéramos utilizar la gasolina natural para nuestro proceso debido a su disponibilidad.

Del etano ya se explicó anteriormente cuáles fueron las razones de su no utilización, y en cuanto a la nafta, presenta los mismos problemas de escasez que el etano, ya que esta proviene del petróleo que en parte es importado, con la diferencia de que esta no se restringe en invierno. Se debe considerar que la gasolina natural no tiene uso dentro del país.

En cuanto al proceso, la nafta está compuesta por cadenas de hidrocarburos más largas que la gasolina natural, por lo que el cracking se debe desarrollar a una temperatura más elevada y por ende habrá un mayor consumo energético en el proceso, un menor rendimiento en cuanto al etano y finalmente una mayor fracción de productos pesados dentro de los subproductos del proceso.

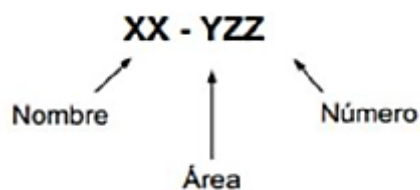
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 60 de 255

4. Diagrama de flujo de procesos:

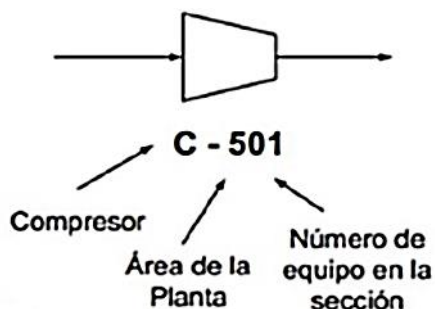
4.1. Convenciones utilizadas:

La convención que se utilizará en los diagramas presentados es la Norma ISA, la nomenclatura de los equipos será la siguiente:

- XX: Letras de identificación de cada equipo
- Y: Hace referencia a un área dentro de la planta
- ZZ: Número asignado para cada ítem dentro de una clase de equipo


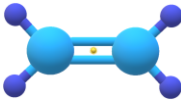


Ejemplo:



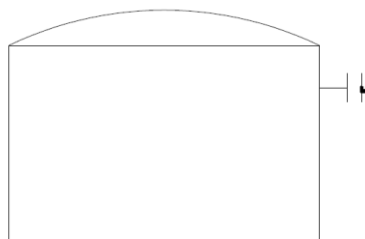
Para numerar corrientes con la misma composición y caudal se utilizará la siguiente nomenclatura:

- a y a': Cambio de temperatura
- b: Cambio de presión

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 61 de 255

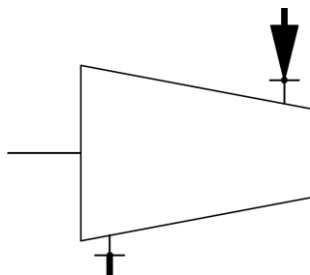
Planilla descriptiva:

- **Tanque de almacenamiento: TK-YZZ**

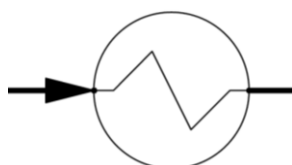



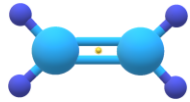
- TK-101: LGN (Líquido de gas natural)
- TK-102: F. O. (Fuel oil)
- TK-103: Gs. Pir. (Gasolina de pirólisis)
- TK-104: Drain (Residuo de torre de Sulfatreat)
- TK-105: Solución de aminas
- TK-106: CH₄ (Metano)
- TK-107: Prop. (Propileno)
- TK-108: But. (Butileno)

- **Compresor: C-YZZ**



- **Intercambiador de calor: E-YZZ**

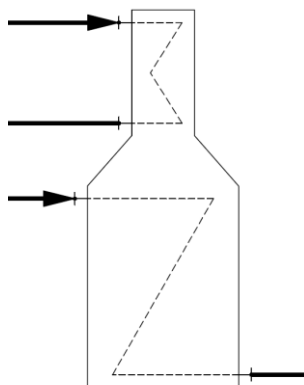


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 62 de 255

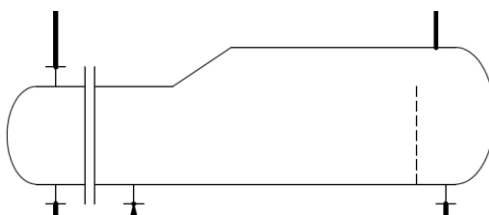
- **Caldera: B-YZZ**



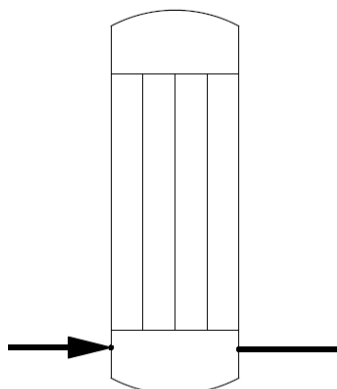
- **Horno: H-YZZ**


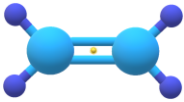


- **Reboiler: H-YZZ**

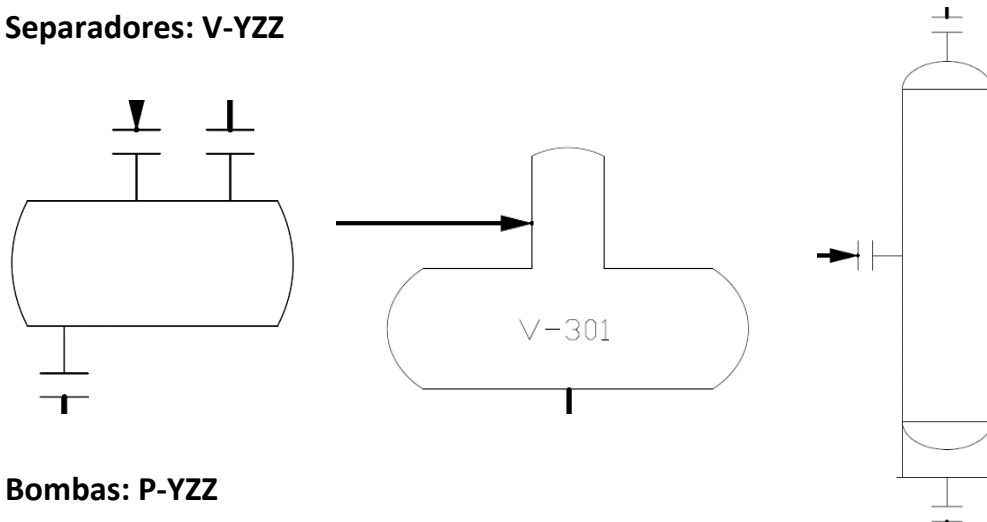


- **Reactor: R**

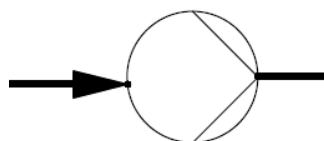


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 63 de 255

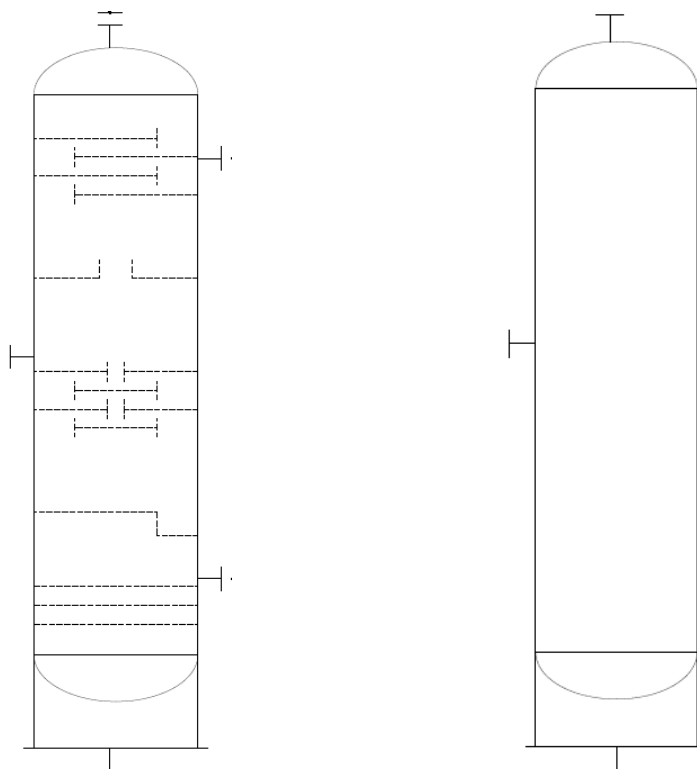
- **Separadores: V-YZZ**


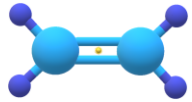


- **Bombas: P-YZZ**

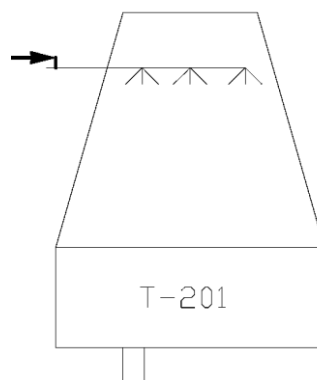


- **Torre: T-YZZ**



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 64 de 255

- **Torre de enfriamiento: T-YZZ**




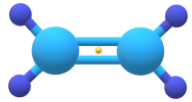
5. Servicios auxiliares:

A continuación, se detallarán los servicios auxiliares que acompañan al proceso principal, cada descripción contiene la simbología que no se describió en el proceso principal, ya que éste no contaba con los equipos auxiliares dentro de los diagramas de flujo.

5.1. Agua de enfriamiento o refrigeración:

Este sistema es una parte integral de las operaciones de la planta. Es el encargado de enfriar los procesos y equipos, para que ésta opere con eficiencia y ahorro.

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 del proceso. Luego, el agua caliente es enfriada por algún método (en este caso por una torre de enfriamiento), y recirculada a través del sistema. De esa forma, se reduce la cantidad de agua usada por la planta.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 65 de 255

Si se utiliza evaporación para enfriar el agua del sistema, esta puede ser reusada en lugar de ser descargada al medio ambiente, y así reducir notablemente el volumen de efluente removido del proceso.


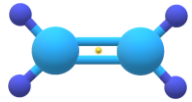
Los sistemas de enfriamiento de recirculación abierta usan una variedad de fuentes de reposición, incluso agua superficial (río o lago) clarificada, ablandada con cal o no tratada. En nuestro caso utilizaremos el agua proporcionada por la red local, la cual no necesita tratamiento.

Debido a las condiciones del agua dentro de un sistema de recirculación abierto, la contaminación microbiológica por bacterias, algas y hongos se evitará o regulará con el uso de biosidas.

Las ventajas y desventajas de sistemas de enfriamiento de recirculación abierta están resumidas en la tabla 16:

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Bajo caudal de reposición • Bajos caudales de purga • Buen control químico • Eficiente en la mayoría de los climas 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de capital • Elevados gastos operacionales • Elevada tendencia a crecimiento microbiano • Susceptible a contaminación por aire

Tabla 16: ventajas y desventajas sistemas enfriamiento

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 66 de 255

Sistemas de enfriamiento de recirculación abierta

El sistema constará de las siguientes partes:

- Un tanque de almacenamiento de agua de reposición (TK-201)
- Una torre de enfriamiento, que en este caso será de tiro forzado. (T-201)
- Bombas
- Intercambiadores de calor


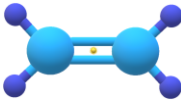
Tanque de almacenamiento de agua de reposición:

Tiene como función ser una reserva de agua para asegurar el suministro al sistema, en caso de un corte en el servicio de la red.

Torre de enfriamiento:

En esta un ventilador fuerza el aire de enfriamiento a través de la parte lateral de la torre, en contracorriente con el agua. La mezcla íntima de agua caliente y aire provoca la evaporación del agua.

Cuando el agua se evapora, elimina una considerable cantidad de calor, lo cual enfría el líquido remanente. Las torres de tiro forzado tienen un sistema de distribución de agua para proveer una distribución uniforme de agua a través del volumen principal de la torre. Además, el volumen operante principal de la torre contiene un relleno, y una serie de distribuidores para generar gotas. La reducción del agua entrante a gotas optimiza la transferencia de calor del agua caliente al aire frío entrante y permite una evaporación máxima.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 67 de 255

Bombas centrífugas:


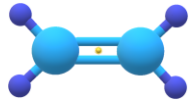
Son las encargadas de hacer circular el fluido a través del sistema. Debido a que este es agua, se decidió utilizar este tipo de bombas.

Intercambiadores de calor:

Tienen distintas formas y tamaños. El más resistente es el intercambiador de calor de tubo y carcasa. El diseño más común es el intercambiador de dos pasos con agua fría en el lado de tubo y la corriente caliente del proceso en el lado de carcasa.

El agua de enfriamiento entra por la mitad inferior del cabezal del canal, es distribuida uniformemente a todos los tubos inferiores, y fluye por todo el largo del intercambiador para el cabezal posterior, generalmente llamado cabezal flotante; retorna entonces a través de los tubos remanentes de vuelta a la mitad superior del cabezal del canal y sale por el tope del intercambiador, volviendo a la torre de enfriamiento.

El intercambio de calor ocurre debido a la diferencia en las temperaturas del proceso y del agua de enfriamiento. 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 es rechazado en la torre de enfriamiento por evaporación.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 68 de 255

5.2. Sistema de generación de vapor:

Componentes del sistema de vapor:

Tablero de control:

En este se hallan los interruptores que controlan las partes esenciales de la caldera (quemador, bomba de combustible). Como así también está conformado por luces indicadoras del funcionamiento de la misma.

Control de nivel de agua:


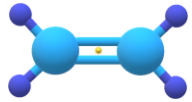
Este impide que el quemador funcione si la caldera no tiene suficiente agua. Aparte, otro interruptor debe controlar el agua de alimentación. El control de nivel consta de un flotador que actúa sobre un nivel de mercurio. Cuando baja el nivel de agua, el control interrumpe la flama del quemador y enciende la bomba de inyección de agua para que alcance el nivel adecuado. Y luego se enciende el quemador nuevamente.

Bomba de inyección de agua (P-201/2/3/4):

Se activa cuando el nivel de agua de caldera comienza a descender. Entonces se comienza a inyectar agua que proviene del tanque de condensados. La capacidad de la bomba depende de la capacidad de la caldera.

Tanque de condensados (TK-202):

Este recibe el agua del vapor que se condensó en el cabezal de distribución en los retornos de alta y baja presión. Este tanque recibe el agua ablandada que será

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 69 de 255

inyectada en la caldera por medio de la bomba de inyección. Este debe ser purgado diariamente para librarlo de residuos acumulados.

Ablandadores (W-201/2):

Es un equipo electro-mecánico abastecido por agua. Se encarga de eliminar sulfatos presentes en el agua por medio de intercambio iónico, sustituyendo minerales duros, como calcio y magnesio, por suaves, como sodio.

Tanque de combustible:

El combustible se almacena en tanques cilíndricos, cuya capacidad es de 1000 a 15000 litros.

Tanque de purgas (TK-206):


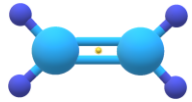
Este recibe las purgas y desechos de la caldera, el tanque de condensados y los ablandadores. Este debe poseer un colchón de agua para absorber el agua que sale a presión de la caldera.

Desaireador (V-201):

El objetivo de este equipo es minimizar la concentración de O₂ y CO₂ disueltos, que pueden generar corrosión severa a estas temperaturas.

Tanque de productos químicos (TK-205):

En este se preparan los productos químicos que van a inyectarse en el desaireador. Dichos productos serán especificados más adelante.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 70 de 255

Purgas de caldera:


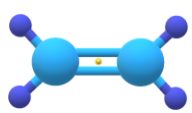
Estas sirven para eliminar residuos que se acumulan en el fondo de la caldera en la evaporación. Se debe realizar la purga para evitar el espumeo y arrastre de agua, y así producir un vapor de alta calidad. Para purgar se debe asegurar que haya agua en el tanque de condensados. Primero se deberá abrir la válvula de cierre rápido y luego la de cierre lento. Esto se realiza lentamente para evitar el golpe de ariete. También se tienen purgas automáticas, que constan de válvulas controladas por un detector de total de sólidos disueltos (TDS) que mide la conductividad eléctrica del agua con partículas en suspensión.

Tratamiento del agua de alimentación y generación de vapor:

Clarificación:

Consiste en pasar el agua cruda por una reja y por un sistema rotativo de canastos filtrantes para extraer grandes impurezas. El agua es bombeada a los decantadores donde los sólidos en suspensión se eliminan. Se agregan floculantes para aglomerar los coloides en un colchón de lodos donde la concentración de partículas en suspensión es del 10 al 15%. Luego el agua pasa por filtros de arena y se distribuye por la red de agua industrial y se utiliza para la red de incendio.

Debido a todos los factores mencionados, el agua debe ser tratada adecuadamente antes de alimentarse a la caldera, debido a que el agua pura no se halla en la naturaleza. Si ingresa agua con impurezas a las calderas se tendrán diversos efectos:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 71 de 255


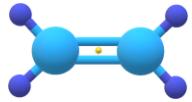
- Formación de espuma
- Formación de lodo que se deposita en la superficie de calentamiento produciendo un sobrecalentamiento de placas o tubos.
- Formación de incrustaciones, las cuales se mencionaron anteriormente.
- Corrosión en placas o tubos.

Luego de que el agua se clarifica debe pasar por los ablandadores, para así ser almacenada en tanques (TK-203/4). Las calderas toman el agua de estos tanques junto con el agua del tanque de condensado recuperado, a partir de la fuerza de bombas elevadoras. Esta es inyectada en la cabeza del desaireador. En este se utiliza vapor de baja presión para elevar la temperatura encima de los 110°C, y así minimizar la concentración de O₂ y CO₂ disuelto (gases no condensables que puede ocasionar corrosión en tuberías y equipos). Además, se dosifican productos químicos para acondicionar el agua por uno de los laterales del equipo.

Del desaireador, el agua es tomada por las bombas de alimentación que la envían a las calderas (B-201/2). En estas se genera vapor de alta necesario para equipos tales como turbinas o intercambiadores de calor. El vapor que se condensa es enviado al tanque de condensado para ser realimentado a la caldera. Una vez realizado un análisis exhaustivo del proceso se especificarán las presiones exactas del vapor de alta, media y baja.

Incrustaciones:

El agua a utilizarse posee sustancias en disolución que al fluir en la caldera van generando deposiciones en su interior. A medida que se calienta el agua para ser

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 72 de 255


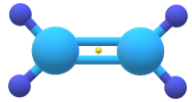
vaporizada se separan el oxígeno y el anhídrido carbónico, se depositan impurezas y las sustancias que no se solubilizan forman las incrustaciones. Si las sales son solubles y están disueltas no causan daños, pero pueden ocasionar un aumento del punto de ebullición del agua, a altas concentraciones.

La presencia de incrustaciones puede afectar a los tubos de la caldera, ya que estas actuarán como un aislante térmico entre el agua y el acero de los tubos. Al circular el gas caliente por el interior de los tubos, el agua no absorberá adecuadamente el calor por la presencia de la incrustación, y el material del tubo se recalentará dilatándose y aumentando los riesgos de fugas de agua.

El agua puede contener sales solubles como bicarbonatos, sílice, sulfatos y cloruros de calcio, magnesio y sodio. Las sales de calcio y magnesio producen la dureza del agua, la cual afecta la operación correcta de la caldera.

Espumeo:

La alta concentración de sales en agua es una de las causas frecuentes del espumeo. Este es la formación de espuma en la caldera, que a su vez puede venir acompañado de arrastre de agua. Este último puede ser destructivo para la caldera, tuberías, motores y otras máquinas. El espumeo además resulta de una combinación de agua con aceite o grasa, y así también de la presencia de materia orgánica en el equipo. Si el espumeo es debido a altas concentraciones de sales en agua se puede corregir perfeccionando el tratamiento de esta o purgando más el agua.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 73 de 255

Corrosión:

Los gases no condensados son aquellos que no condensan a la temperatura normal del agua cruda, y son agentes corrosivos que son arrastrados por el agua. Uno de los gases más peligrosos es el oxígeno disuelto en agua y el dióxido de carbono. El oxígeno disuelto en una caldera ataca al hierro formando hidróxido férrico, provocando posibles perforaciones con el tiempo. El dióxido de carbono, corroe el material. Este compuesto en presencia de agua forma ácido carbónico (Agente de corrosión).

5.3. Aire para instrumentos:


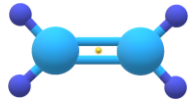
El sistema de aire consta de dos partes:

Suministro:

Se toma el aire del ambiente y se lo acondiciona. El aire ingresa primero a un filtro (S-201), donde se eliminan las partículas de polvo y otras suciedades que pueda contener. Luego, un compresor (C-201) le suministra la energía neumática necesaria para el proceso, de allí va a un enfriador con agua helada (E-201), la cual provoca la condensación de gran parte del agua contenida en el mismo, que luego es eliminada en un separador (V-202).

Demanda:

El aire ya seco se almacena en un tanque receptor (TK-207) que permite el asentamiento de partículas y humedad. Luego pasa por un último filtro (S-202) y es distribuido en la planta.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 74 de 255

5.4. Recuperación de MEA (Metil-etil-amina):

En este proceso la amina rica procedente de la torre de absorción de CO₂ se envía a una torre de destilación donde se lleva cabo la desorción de los componentes ácidos. Las condiciones de esta torre son opuestas a las condiciones de la torre absorbidora.

Los equipos que conforman este proceso son:

Torre flash (T-202):


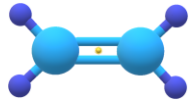
Se utiliza para recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, ya que provocan la generación de espuma en el equipo siguiente (torre regeneradora). Este equipo trabaja a bajas presiones (4 kg/cm²), esta disminución de presión hace que los hidrocarburos disueltos se vaporicen y arrastren una pequeña cantidad de CO₂.

Intercambiador Amina-Amina (E-202):

Se calienta la amina rica para facilitar la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la amina pobre regenerada, disminuyendo así el requerimiento energético del reboiler del sistema de regeneración.

Torre regeneradora (T-203):

Esta torre trabaja en contracorriente, en ella se elimina el CO₂ de la amina regenerando la misma para utilizarla nuevamente. La solución ácida entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el rehervidor de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución de amina rica. A medida que se aumenta la cantidad de vapor aumenta la cantidad de CO₂ despojado, de allí que

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 75 de 255

también se utilice “vapor de stripping” para aumentar la eficiencia de la torre. El condensador actúa como un separador gas-líquido, el vapor se condensa y se utiliza como reflujo de la torre mientras que el gas removido es incinerado.

Enfriador (E-203):


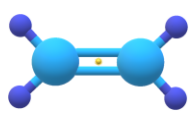
Al trabajar la torre de regeneración a altas temperaturas, la amina pobre saldrá caliente, por ello no se la puede introducir directamente a la torre regeneradora ya que disminuiría su capacidad de retención de CO₂. El enfriador logra disminuir la temperatura de la amina recirculada hasta aproximadamente 10°C por encima de la temperatura a la cual entra a la T-203 la corriente gaseosa a tratar.

Tanque de almacenamiento (T-105 del proceso principal):

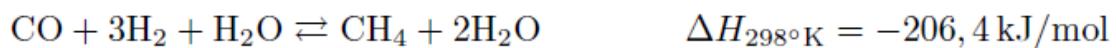
En este tanque se almacena la amina pobre recuperada, y se reponen las pequeñas pérdidas que se pueden haber generado en el proceso. Se debe tener cuidado que la solución agregada mantenga la proporción amina/agua, si no la planta trabajará de manera ineficiente. Se debe evitar que la amina en el tanque entre en contacto con el aire ya que reaccionará perdiendo su propiedad de absorción, para prevenir esta situación se coloca un colchón de gas inerte en el tanque.

5.5. Metanización:


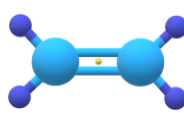
Debido a que el CO producido en el proceso es contaminante y baja la pureza y calidad de los productos deseados es necesario separarlo de los mismos. A su vez es un gas tóxico para el ser humano y el medioambiente, por ende, debe ser tratado. La mejor solución a este problema es la integración de una planta de producción de

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 76 de 255

metano renovable, donde mediante el uso de Hidrógeno gaseoso y vapor de alta el CO se transforma en metano, mediante la siguiente reacción:



El metano obtenido puede almacenarse para su posterior uso, o ser retornado a la red de gas natural que alimenta reactores, calderas, hornos o calefacción de la planta.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 77 de 255

6. Balance de masa y energía

Debido a la extensión del proyecto se realizaron los balances de masa y energía, utilizando como herramienta de cálculo simuladores computacionales.


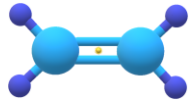
La simulación de procesos es una herramienta eficaz y efectiva para el análisis, la síntesis y la optimización de un proceso. La simulación desde el punto de vista de la ingeniería química es la solución de las ecuaciones de equilibrio de materia y energía para procesos químicos en el estado estacionario o dinámico. En nuestro caso, se utilizó el software de la compañía AspenTech, Aspen HYSYS V 8.6.

Aspen HYSYS (o simplemente HYSYS) es un simulador de procesos químicos utilizado para modelar matemáticamente procesos químicos, desde operaciones unitarias hasta plantas químicas completas y refinerías. HYSYS puede realizar muchos de los cálculos básicos de ingeniería química, incluidos los relacionados con el balance de masa, el balance de energía, el equilibrio vapor-líquido, la transferencia de calor, la transferencia de masa, la cinética química, el fraccionamiento y la caída de presión. HYSYS se utiliza ampliamente en la industria y la academia para la simulación dinámica y de estado estable, el diseño de procesos, el modelado de rendimiento y la optimización. El éxito de Hysys radica en su poderosa base termodinámica.

6.1. Consideraciones:

6.1.1. Selección de los paquetes de fluido:

Un paquete de fluidos es un conjunto de ecuaciones y modelos termodinámicos que afectan directamente la simulación y sus resultados, por ende, la elección de un

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 78 de 255

buen paquete termodinámico es fundamental para la eficiente simulación del proceso. Los diferentes paquetes están limitados por los compuestos y las operaciones unitarias a realizar con dichos componentes por ende no se usa un solo paquete para toda la simulación, sino que se eligieron varios según el área de trabajo del proceso.

Pirolisis:

En esta sección se utilizó el paquete de fluidos Lee Kessler ya que este se ajusta de manera correcta al trabajar con hidrocarburos, pero principalmente permite tomar en cuenta el carbón sólido que se puede llegar a formar por coquificación durante la pirolisis.

Sección de purificación:

Aquí se utiliza una torre de absorción con relleno de Metil-Etil-Amina (MEA). Dentro del simulador esta torre se encuentra ya armada y especificada con el paquete de fluidos PKG o paquete de fluidos ácidos, según sea la versión del programa, en dicha torre solo cabía especificar las condiciones de entrada.


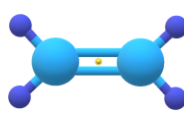
Resto del proceso:

Debido a que lo restante implica el uso de compuestos de hidrocarburos livianos se procedió a utilizar el paquete de fluidos Peng-Robinson.

6.1.2. Consideraciones para los equipos:

Hornos de pirolisis:

El simulador de procesos Aspen HYSYS no cuenta con este equipo dentro de su


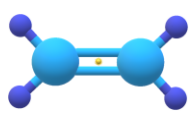
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 79 de 255

paleta, por lo que se simuló mediante reactores de conversión. El craqueo térmico de hidrocarburos aún no es una ciencia exacta, como se describió en la sección descripción de proceso, las reacciones que se llevan a cabo son radicalarias y, por ende, son muchos los posibles productos de reacción. Considerando los siguientes craqueos térmicos realizados en laboratorio con muestras aisladas y puras de distintos hidrocarburos se armaron las reacciones que se utilizaran en los reactores:

Productos	Alimentación (Productos como coeficiente estequiométrico)					
	Etano	Propano	Butano	Pentano	Hexano	Decano
H ₂	5	2	2	12,265	12,265	15,020
C	1	11	15	0,025	0,025	-
CH ₄	8	20	27	3,45	3,45	11.4
C ₂ H ₂	-	-	-	8,435	8,435	3,238
C ₂ H ₄	80	44	36	13,035	13,035	3,238
C ₂ H ₆	-	-	-	0,115	0,115	3,894
C ₃ H ₄	-	-	-	0,115	0,115	3,466
C ₃ H ₆	2	17	17	0,385	0,385	3,466
C ₃ H ₈	-	-	-	0,010	0,010	4,288
C ₄ H ₆	2	3	-	0,010	0,010	4,531
C ₄ H ₁₀ (E-Ac.)	-	-	-	0,23	0,23	5,708
C ₄ H ₁₀ (1,3 dieno)	2	3	3	0,025	0,025	4,531
C ₇ H ₁₆	-	-	-	1,945	1,945	-
Benceno	-	-	-	-	-	37,170

Tabla 17: resultados análisis de laboratorio.

Al armar las reacciones solo se agregaron como datos los valores estequiométricos y sus respectivas conversiones y el simulador calculó el valor

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 80 de 255

estequiométrico para el reactivo, se armó una reacción por cada compuesto aislado, como se observa en las siguientes imágenes tomadas del simulador.

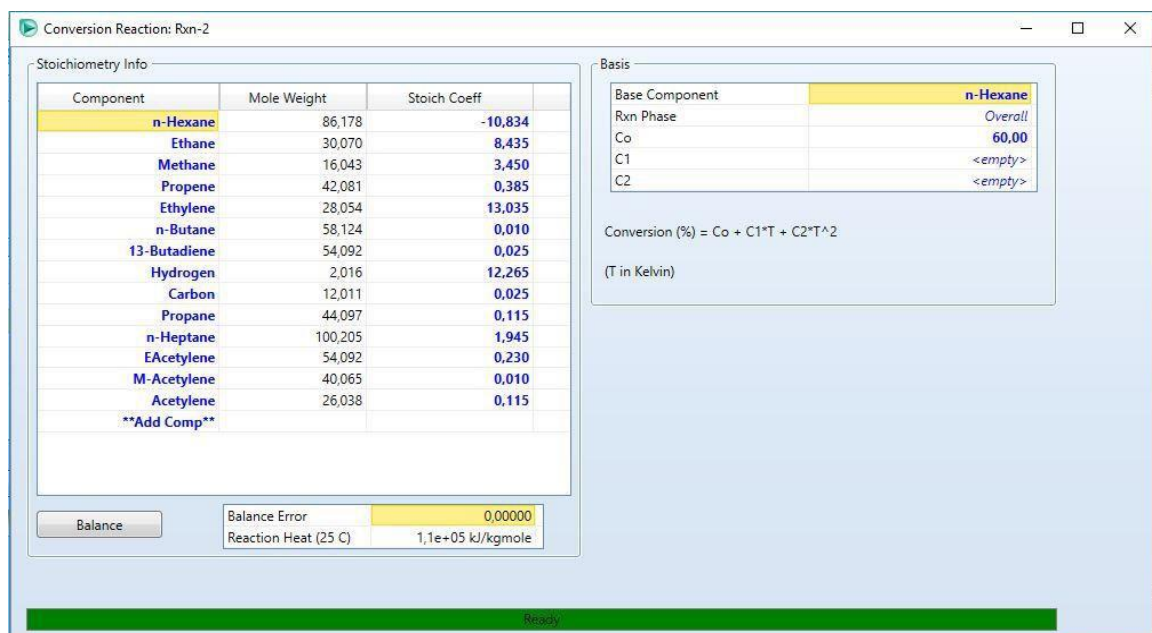


Figura 6: reacción de craqueo térmico de hexano.

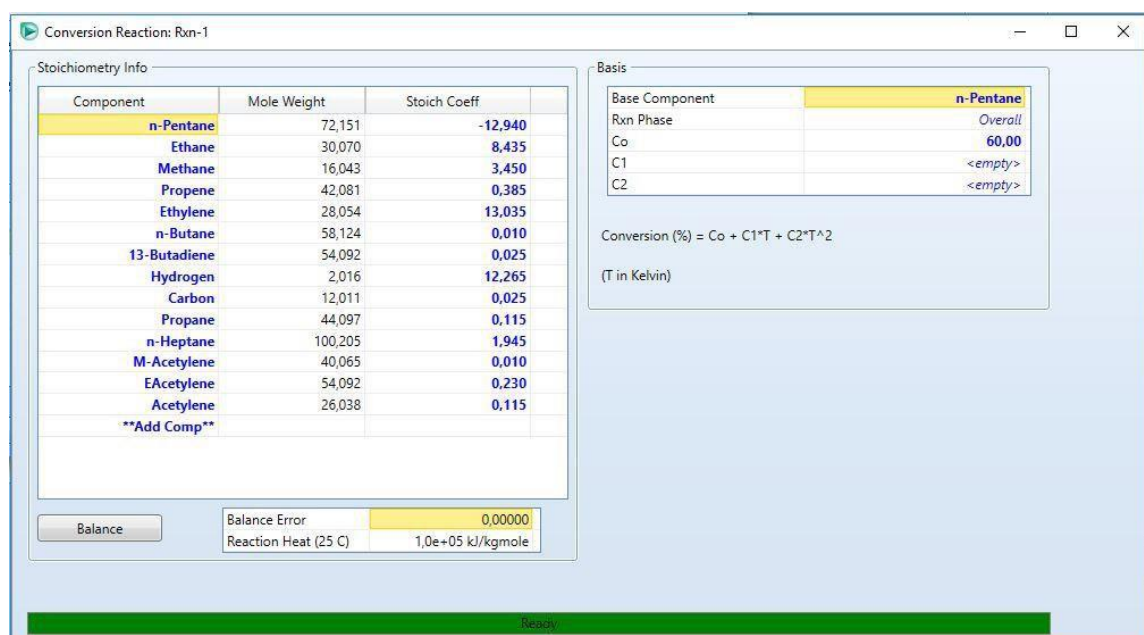

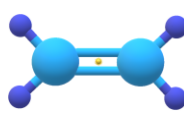


Figura 7: reacción de craqueo térmico de pentano.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 81 de 255

Conversion Reaction: Rxn-6

Stoichiometry Info

Component	Mole Weight	Stoich Coeff
n-Butane	58,124	-43,096
Ethylene	28,054	36,000
Propene	42,081	17,000
13-Butadiene	54,092	3,000
Hydrogen	2,016	2,000
Methane	16,043	27,000
Carbon	12,011	15,000
Add Comp		

Balance Error: 0,00000
Reaction Heat (25 C): 1,4e+05 kJ/kgmole

Basis

Base Component	n-Butane
Rxn Phase	Overall
Co	80,00
C1	<empty>
C2	<empty>

Conversion (%) = Co + C1*T + C2*T^2
(T in Kelvin)

Ready

Figura 8: reacción de craqueo térmico de butano.

Conversion Reaction: Rxn-5

Stoichiometry Info

Component	Mole Weight	Stoich Coeff
Propane	44,097	-62,213
Ethylene	28,054	44,000
Propene	42,081	17,000
n-Butane	58,124	3,000
13-Butadiene	54,092	3,000
Hydrogen	2,016	2,000
Methane	16,043	20,000
Carbon	12,011	11,000
Add Comp		

Balance Error: 0,00000
Reaction Heat (25 C): 1,2e+05 kJ/kgmole


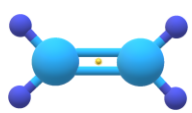
Basis

Base Component	Propane
Rxn Phase	Overall
Co	90,00
C1	<empty>
C2	<empty>

Conversion (%) = Co + C1*T + C2*T^2
(T in Kelvin)

Ready

Figura 9: reacción de craqueo térmico de propano.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 82 de 255

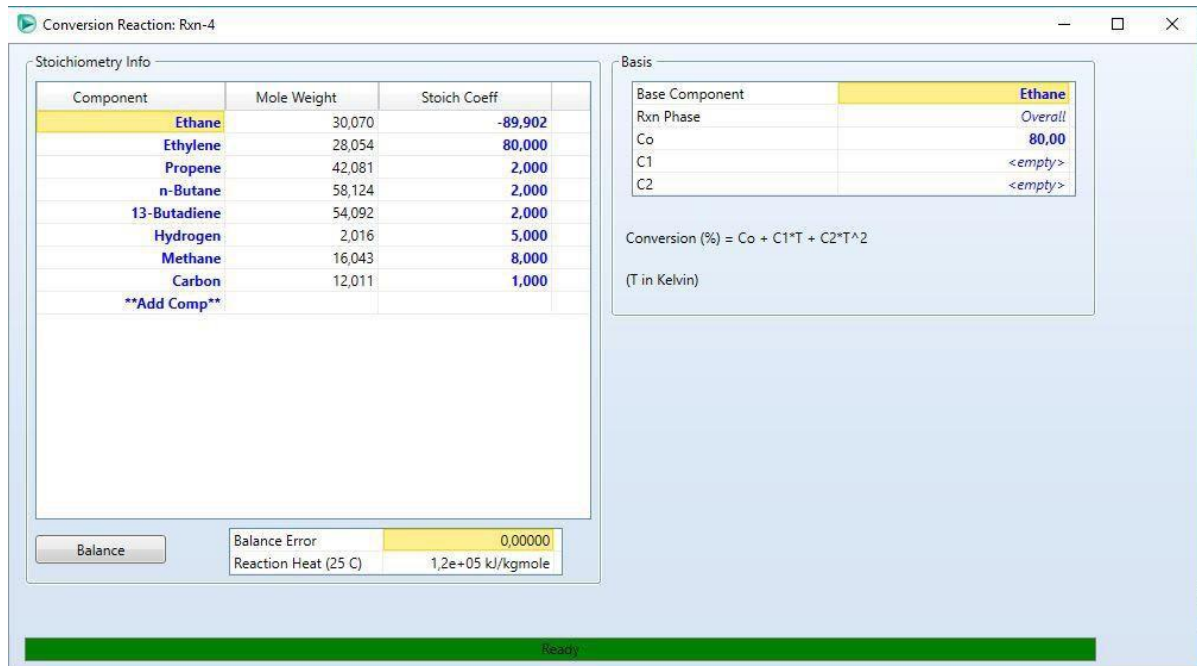


Figura 10: reacción de craqueo térmico de etano.

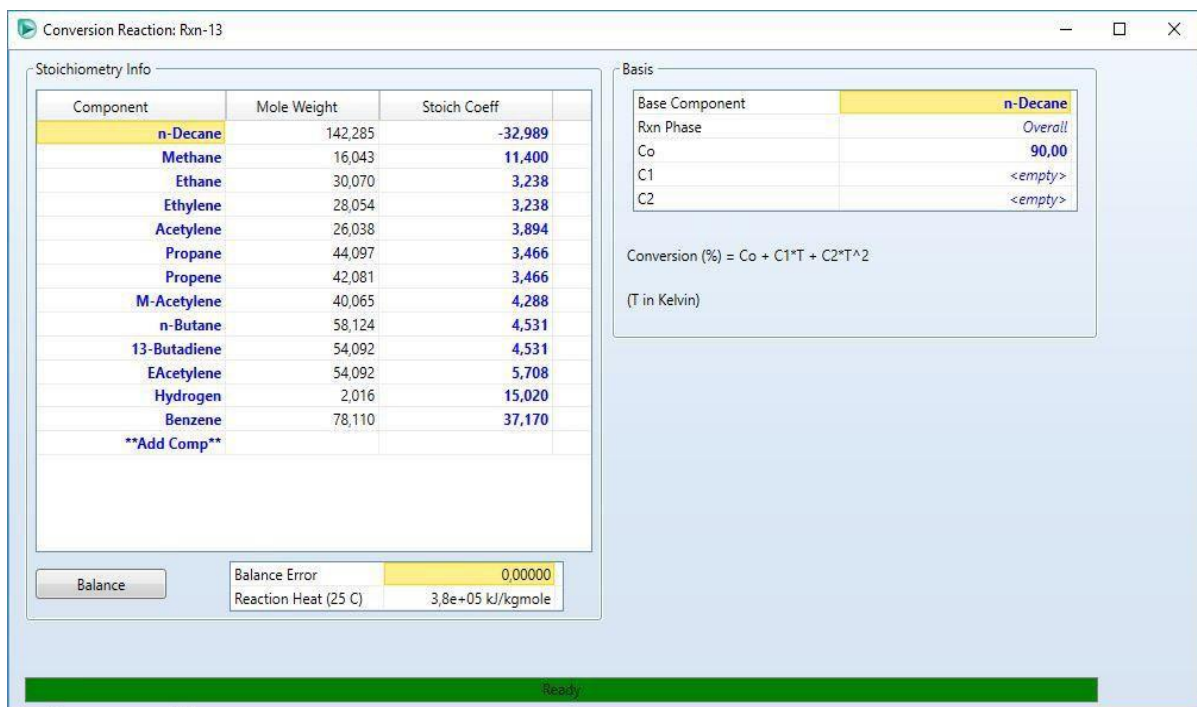

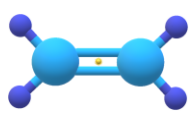
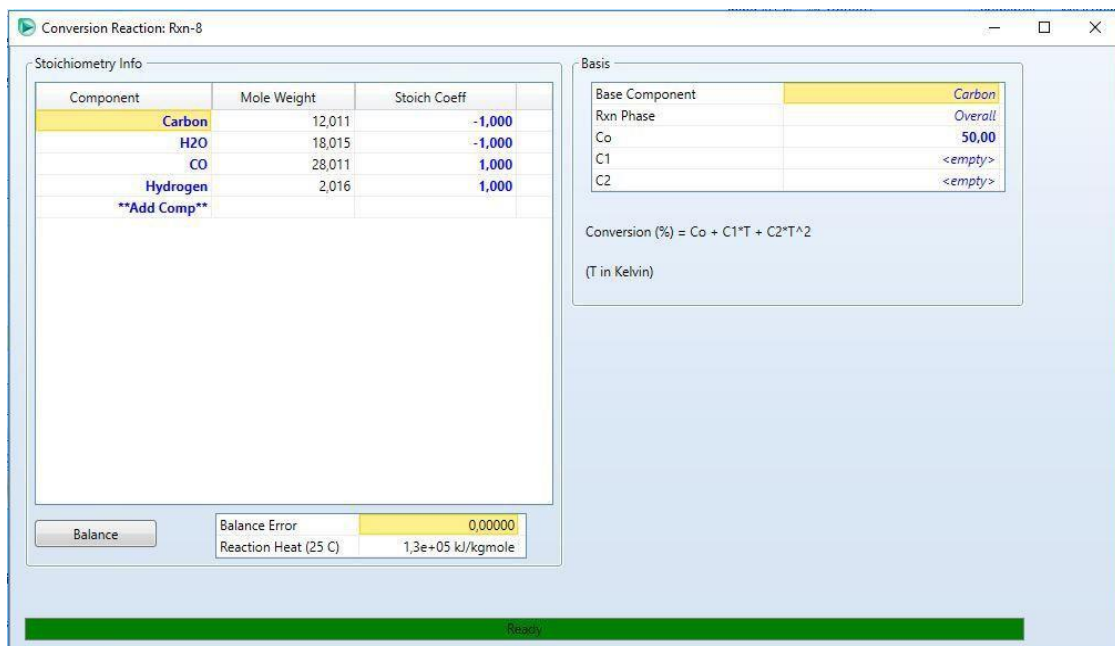


Figura 11: reacción de craqueo térmico de decano.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 83 de 255

Se añadieron, además, las respectivas reacciones de coquificación y su posterior eliminación con vapor de agua.



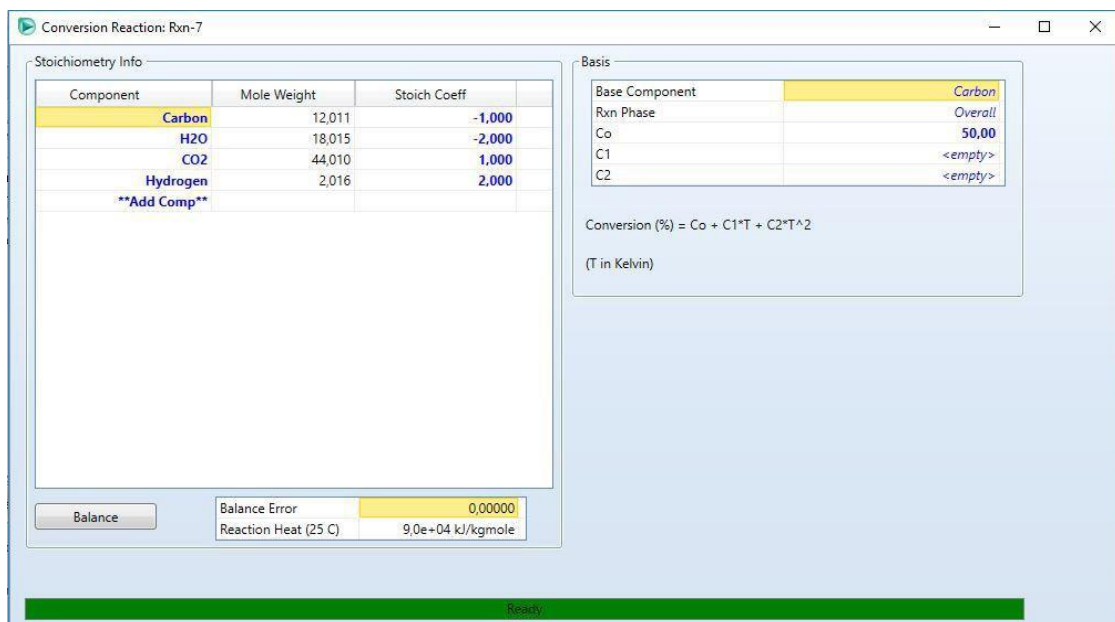
Component	Mole Weight	Stoich Coeff
Carbon	12,011	-1,000
H2O	18,015	-1,000
CO	28,011	1,000
Hydrogen	2,016	1,000
Add Comp		

Base Component	Value
Carbon	50,00
Rxn Phase	Overall
Co	50,00
C1	<empty>
C2	<empty>

Conversion (%) = Co + C1*T + C2*T^2
(T in Kelvin)

Balance Error: 0,00000
Reaction Heat (25 C): 1,3e+05 kJ/kgmole

Figura 12: reacción de formación de monóxido de carbono.




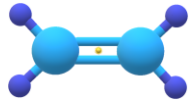
Component	Mole Weight	Stoich Coeff
Carbon	12,011	-1,000
H2O	18,015	-2,000
CO2	44,010	1,000
Hydrogen	2,016	2,000
Add Comp		

Base Component	Value
Carbon	50,00
Rxn Phase	Overall
Co	50,00
C1	<empty>
C2	<empty>

Conversion (%) = Co + C1*T + C2*T^2
(T in Kelvin)

Balance Error: 0,00000
Reaction Heat (25 C): 9,0e+04 kJ/kgmole

Figura 13: reacción de formación de dióxido de carbono.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 84 de 255

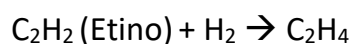
Torre de absorción con aminas:

Debido a que el paquete de fluidos Aminas PKG no es compatible con los alquinos, se realizó una by pass de los mismos, utilizando una torre splitter, para poder llevar a cabo la simulación de esta torre, caso contrario, Hysys los eliminaba automáticamente.

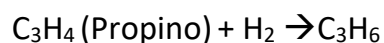
Reactores de conversión para hidrogenación:

Dentro del proceso y a modo de obtener mayores beneficios se separan compuestos de interés como fracciones C₂, C₃ y C₄, y se los hidrogena para obtener Etileno (producto principal), Propileno y Butileno (productos secundarios de gran valor comercial). Los 3 reactores tienen características similares cuyas reacciones se detallan a continuación:

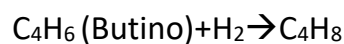
Reacciones de Hidrogenación de Fracción C₂:


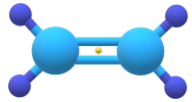


Reacciones de Hidrogenación de Fracción C₃:



Reacciones del Reactor de hidrogenación de Fracción C₄:



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 85 de 255

El H₂ utilizado en dichos reactores es producido como un producto secundario dentro de la misma planta.


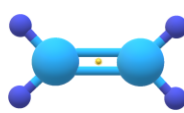
Torre de Sulfatreat:

Dentro de los procesos auxiliares ésta es la única torre que no se pudo simular debido a que su relleno y sus productos son sólidos y el simulador computacional utilizado no tiene dichos datos entre sus compuestos (el simulador está capacitado solo para simular algunos sólidos básicos como hielo o carbón). Por ende, utilizamos una torre splitter que simula la separación física del contaminante H₂S. Los demás datos que podrían obtenerse al simular dicha torre como una torre de absorción son irrelevantes en cuanto al estudio realizado sobre este proceso.

En el resto de los procesos se simuló con los equipos correspondientes, ya que se encontraban en la lista de equipos de HYSYS, por lo que no se tuvo que tomar ninguna consideración.

6.1.3. Consideraciones en la alimentación de gasolina natural:

Se obtuvo una cromatografía gaseosa realizada en los pozos de la zona, por un profesor que trabaja en este campo. Considerando la extensión de los componentes, se agruparon los mismos para obtener una corriente más sencilla pero que sea representativa de la muestra y así obtener una simulación con resultados fehacientes y comprobables.


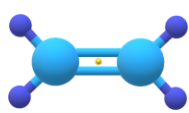
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 86 de 255

Cromatografía gaseosa sobre muestra de gasolina natural:

Compuestos alifáticos:

Compuesto	%Peso		%Molar	
	Norm.	Iso.	Norm.	Iso.
N-Pentano	3,636	3,099	6,102	5,200
N-Hexano	3,323	3,902	4,669	5,482
N-Heptano	2,941	7,408	3,553	8,952
N-Octano	2,325	13,046	2,464	13,828
N-Nonano	1,669	6,386	1,575	6,028
Decano	1,466	5,248	1,247	4,466
Undecano	1,263	3,686	0,978	2,855
Dodecano	1,222	2,538	0,868	1,804
Tridecano	1,065	2,298	0,699	1,509
Tetradecano	1,034	1,733	0,631	1,058
Pentadecano	0,980	1,608	0,559	0,917
Hexadecano	0,831	1,047	0,445	0,560
Heptadecano	0,705	0,967	0,355	0,487
Octadecano	0,579	0,876	0,275	0,416
Nonadecano	0,568	0,700	0,256	0,316
Eicosano	0,501	0,493	0,214	0,211
Heneicosano	0,461	0,588	0,188	0,240
Docosano	0,543	0,532	0,212	0,207
Tricosano	0,560	0,601	0,209	0,224
Tetracosano	0,676	0,687	0,242	0,245
Pentacosano	0,755	0,879	0,259	0,302
Hexacosano	0,732	1,047	0,242	0,346
Heptacosano	0,799	0,942	0,254	0,300
Octacosano	0,739	0,590	0,227	0,181
Nonacosano	0,618	0,647	0,183	0,192
Triacontano	0,550	0,807	0,158	0,231
TOTAL	30,541	62,355	27,064	56,557

Tabla 18: composición de gasolina natural

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 87 de 255

Composición de aromáticos:


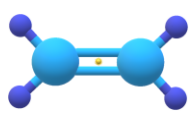
Compuesto	%Peso	%Molar
Benceno	0,075	0,160
Tolueno	0,441	0,794
Etil Benceno	0,202	0,315
M-Xileno	0,417	0,653
P-Xileno	0,143	0,224
O-Xileno	0,162	0,254
I-Propil Benceno	0,014	0,019
Propil Benceno	0,036	0,049
M-Etil Tolueno	0,110	0,153
P-Etil Tolueno	0,061	0,085
135 Trimetil Benceno	0,156	0,216
O-Etil Tolueno	0,407	0,563
124 Trimetil Benceno	0,039	0,055
I-Butil Benceno	0,075	0,093
Sec Butil Benceno	0,040	0,050
TOTAL	2,380	3,684

Tabla 19: Composición de aromáticos gasolina natural. Informe de laboratorio.

Contaminante:

Compuesto	%Peso	%Molar
Ácido Sulhídrico	0.012	0.04
TOTAL	0.012	0.04

Tabla 20: Composición de contaminantes gasolina natural. Informe de laboratorio

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 88 de 255

Composición de alimentación de gasolina natural formulada para la simulación:

Compuesto	Frac. Molar
N-Pentano	0.1735
N-Hexano	0.1558
Decano	0.6466
Benceno	0.0235
Ácido Sulfídrico	0.06

Tabla 21: composición gasolina.

6.2. Resultados de simulación en HYSYS:

6.2.1. Proceso principal:

Pirolisis:

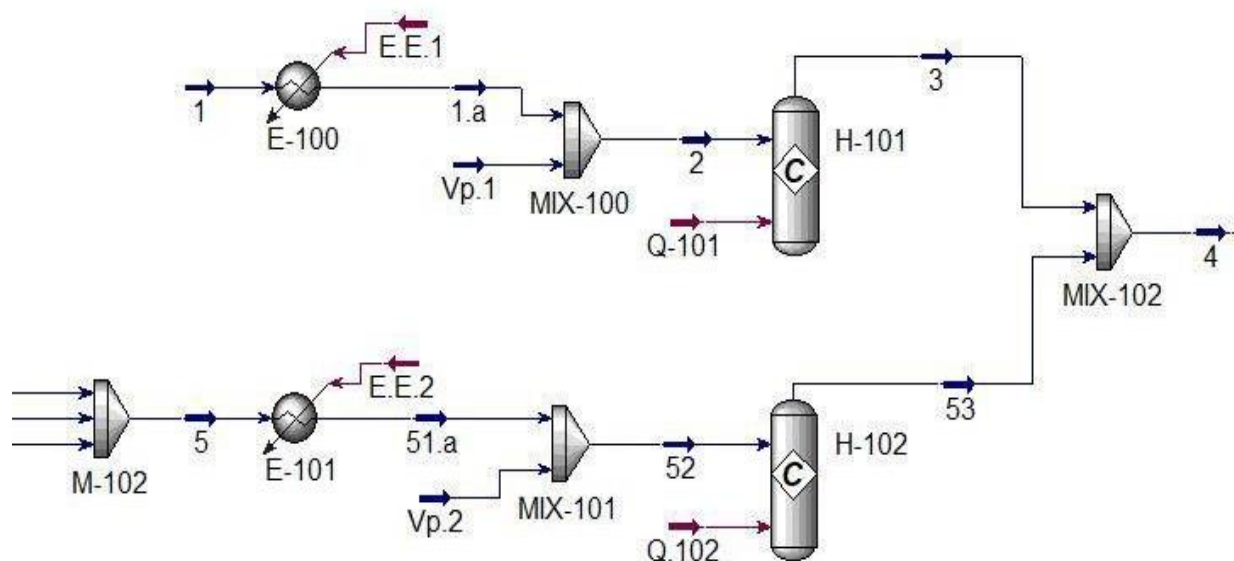

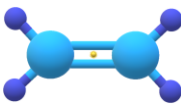


Figura 14: proceso principal - pirólisis.

 <p>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN</p>	<p>INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA</p>	<p>Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com</p>		
<p>PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL</p>				
<p>Profesor: Ing. Horacio Spesot</p>	<p>JTP: Ing. Ezequiel Krumrick</p>	<p>Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido</p>	<p>Fecha: 24/02/23</p>	<p>Página 89 de 255</p>

Destilación atmosférica:

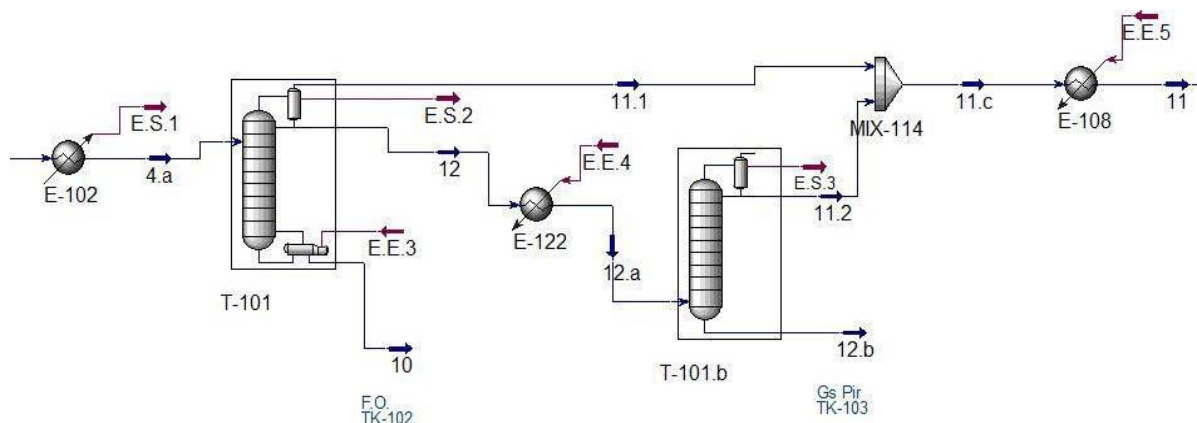


Figura 15: proceso principal, sección destilación atmosférica.

Compresión:

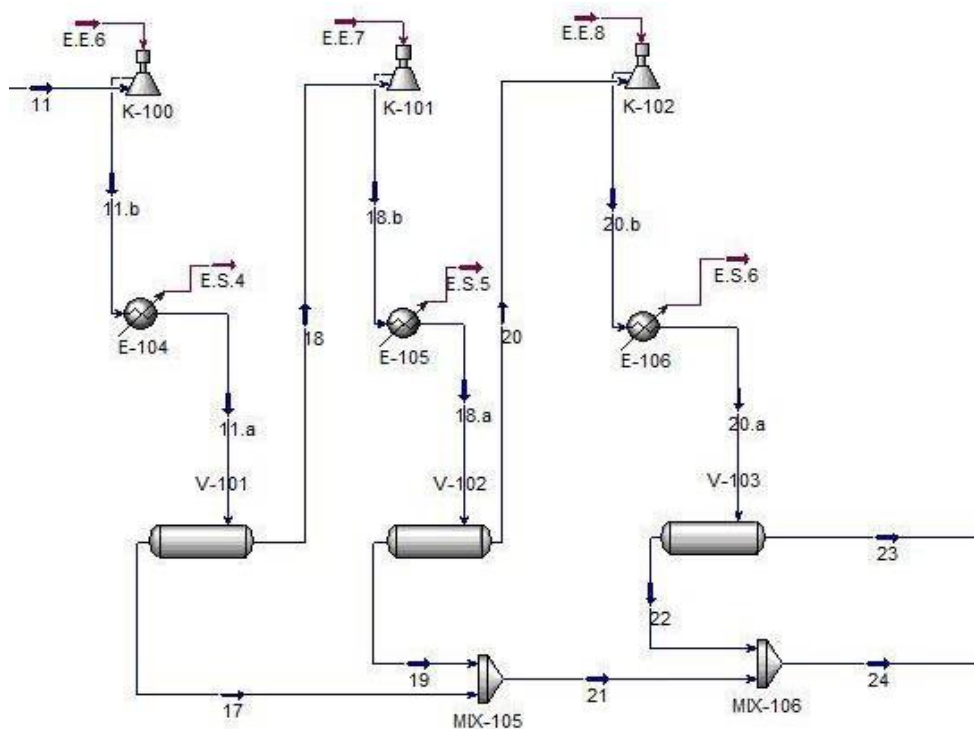

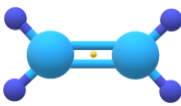


Figura 16: proceso principal, sección compresión.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 90 de 255

Purificación:

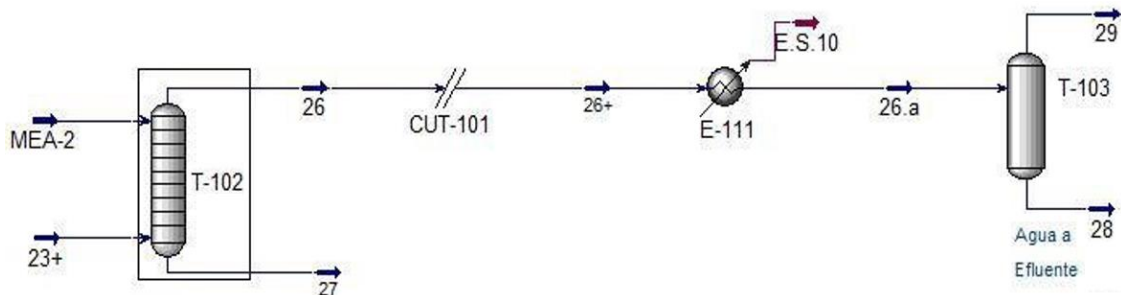


Figura 17: proceso principal, sección purificación.

Fraccionamiento criogénico:

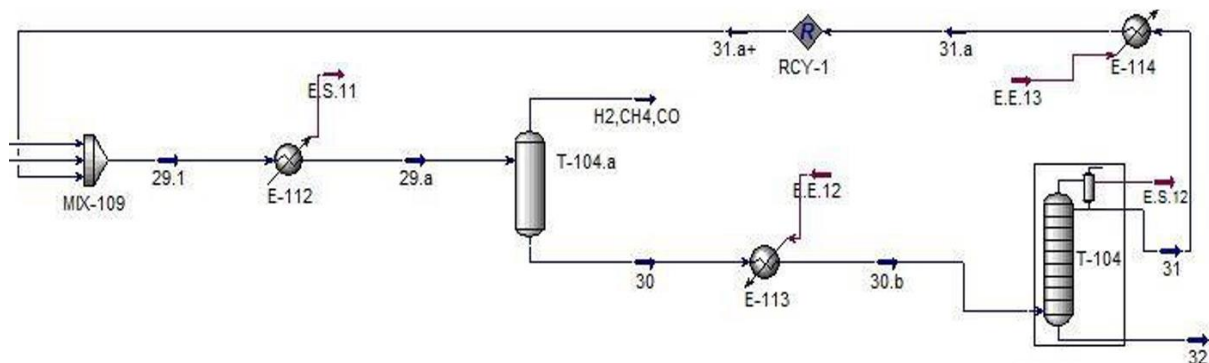


Figura 18: proceso principal, sección fraccionamiento criogénico.

Hidrogenación de acetileno:

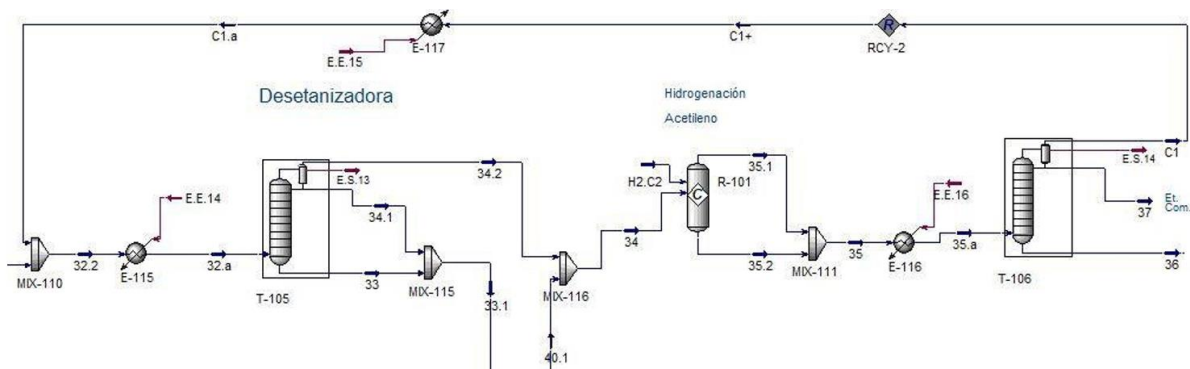

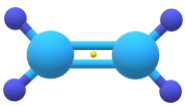


Figura 19: proceso principal, sección hidrogenación de acetileno.

 <p>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN</p>	<p>INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA</p>	<p>Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com</p>		
<p>PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL</p>				
<p>Profesor: Ing. Horacio Spesot</p>	<p>JTP: Ing. Ezequiel Krumrick</p>	<p>Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido</p>	<p>Fecha: 24/02/23</p>	<p>Página 91 de 255</p>

Hidrogenación de m-acetileno:

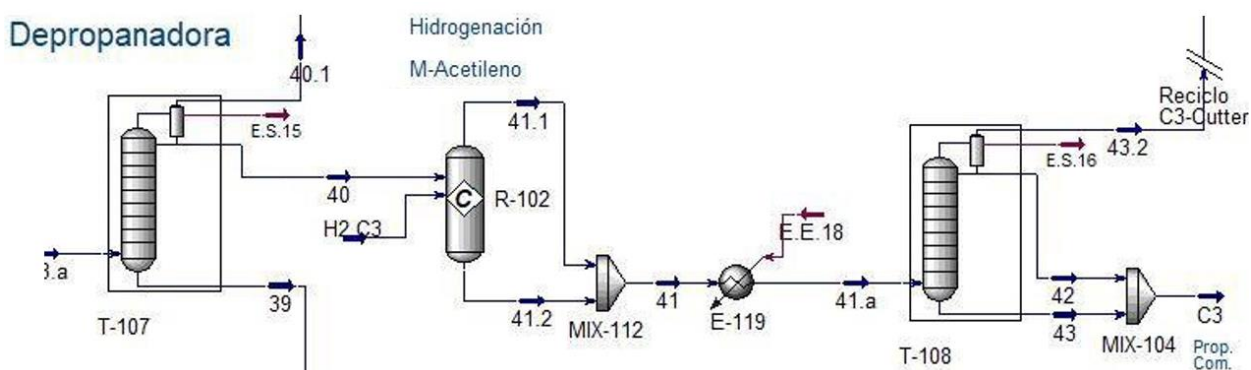


Figura 20: proceso principal, sección hidrogenación de m-acetileno.

Hidrogenación de e-acetileno:

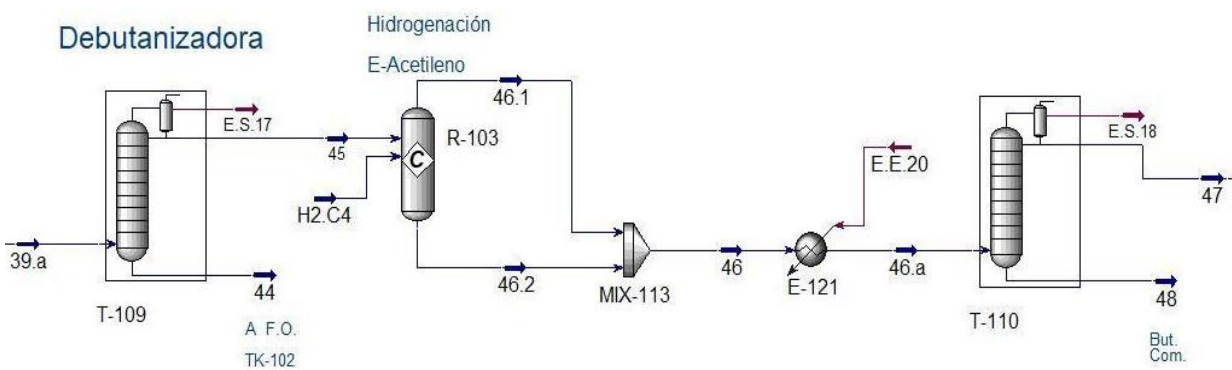

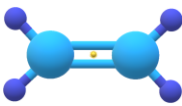


Figura 21: proceso principal, sección hidrogenación de e-acetileno.

 <p>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN</p>	<p>INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA</p>	<p>Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com</p>		
<p>PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL</p>				
<p>Profesor: Ing. Horacio Spesot</p>	<p>JTP: Ing. Ezequiel Krumrick</p>	<p>Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido</p>	<p>Fecha: 24/02/23</p>	<p>Página 92 de 255</p>

6.2.2. Procesos auxiliares:

Metanización:

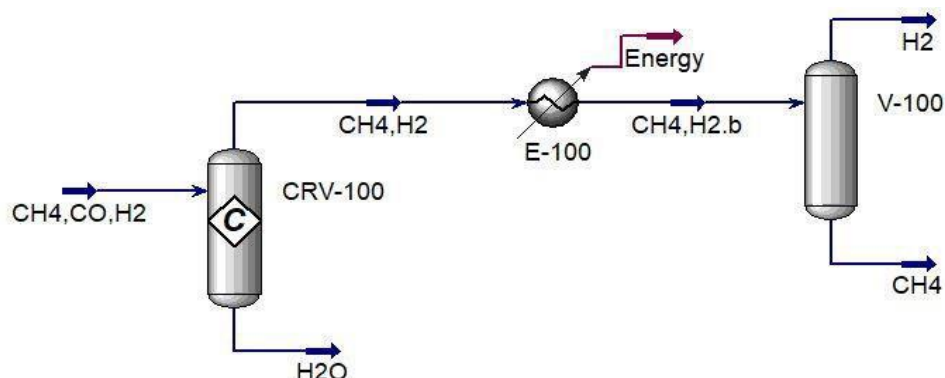


Figura 22: proceso auxiliar, sección de metanización.

Recuperación de aminas:

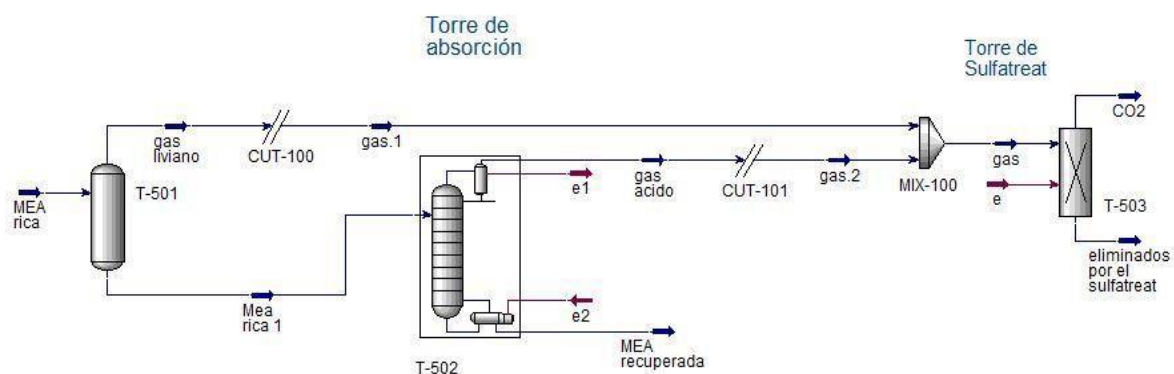

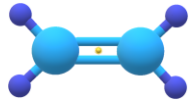


Figura 23: proceso auxiliar, sección recuperación de aminas.

NOTA: Se adjuntan reportes de HYSYS con las respectivas condiciones y composiciones de todas las corrientes del proceso en anexos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 93 de 255

Balance de masa global:

Alimentación:


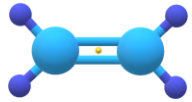
Compuesto	Mass Flow [kg/h]
Gasolina Natural	171200
Vapor de agua	10,3
Hidrógeno	570

Tabla 21: caudales máxicos de alimentación del proceso.

Productos obtenidos:

Compuesto	Mass Flow [kg/h]
Etileno	29000
Propileno	6413
Butileno	10540
Gasolina de Pirólisis	7,526e ⁴
Fuel Oil	4,195e ⁴
Hidrógeno	1465,11
Metano	5201,32

Tabla 22: caudal máxico de los productos

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 94 de 255

6.3. Balance de energía:

Análisis Pinch:


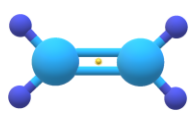
Es una estrategia para el diseño de redes de intercambiadores de calor. Identifica las oportunidades de ahorro de energía tanto en nuevos diseños como en el mejoramiento de plantas en operación. El método se enfoca al logro de dos metas, primero el ahorro económico al reducir el consumo de combustibles para generar vapor (que usan las corrientes calientes) y por usar menor electricidad al procesar el agua de enfriamiento (que usan las frías). Y segundo, determinar la red de intercambiadores de calor con mínima área de transferencia de calor. Se busca minimizar los costos de capital, los costos de energía y las emisiones contaminantes. La idea fundamental del análisis Pinch es utilizar el exceso de calor de las corrientes calientes para pasárselo a las corrientes frías y tratar de usar lo menos que se pueda los servicios de calentamiento con vapor y enfriamiento con agua. El balance de energía entre las corrientes de proceso cumple con la ley de conservación de la energía. Así, el calor integrado entre las corrientes de proceso es igual a la diferencia de la suma de entalpías, de las corrientes calientes menos la energía de enfriamiento.

Calor integrado:

$$\sum \Delta H_{cal} - Q_{enfriamiento} = \sum \Delta H_{frías} - Q_{calentamiento}$$

Las denominadas corrientes frías son las que necesitan del consumo del calor que provee una corriente de vapor de alta presión, mientras que las corrientes calientes seden calor a una corriente de agua de enfriamiento.

De esta manera se analizan las corrientes de nuestro proceso industrial:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 95 de 255

Corrientes que necesitan calentarse:


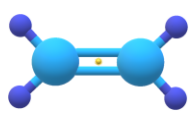
Equipo	Corriente		Temperatura		Entalpía
	Tipo	Nombre	Ti (°C)	Tf (°C)	H (Kw)
E-100	Fría	1	25	800	1,27E+05
E-101	Fría	5	-10,4	850	1,39E+04
E-108	Fría	11.c	-75,47	0	9,03E+03
E-110	Fría	23.2	-60,18	50	5682
E-113	Fría	30	-140	300	2,40E+04
E-114	Fría	31	-96,93	-23	231,2
E-115	Fría	32	-11,86	200	1,25E+04
E-117	Fría	C1	-50,37	20	150,6
E-118	Fría	33	24,75	100	3262
E-120	Fría	39	96,74	180	1750

Tabla 23: corrientes diferenciadas por equipos que deben calentarse.

Corrientes que necesitan enfriarse:

Equipo	Corriente		Temperatura		Entalpía
	Tipo	Nombre	Ti (°C)	Tf (°C)	H (Kw)
E-102	Caliente	4	825	200	9,54E+04
E-104	Caliente	11.b	89,48	-5	1,16E+04
E-105	Caliente	18	83,07	-10	5,01E+03
E-106	Caliente	20	44,19	-70	4885
E-103	Caliente	25	50	-25	2872
E-111	Caliente	26	47,88	-20	1457
E-112	Caliente	29	-38,13	-140	1,08E+04
E-116	Caliente	35	190,9	100	2817
E-119	Caliente	41	225,1	100	802,8
E-121	Caliente	46	189,2	200	38,87


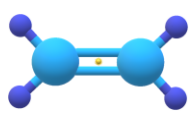
Tabla 24: corrientes diferenciadas por equipos que deben enfriarse.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 96 de 255

Según los deltas de entalpía y temperatura se procede a la unión de corrientes frías y calientes o unión de un heater y un cooler (equipos utilizados dentro de la simulación para generar cambios de temperatura en las corrientes de salida o entrada de las distintas etapas de producción), para equilibrar el balance energético y así disminuir el consumo de agua y servicios dentro de la planta. Nunca se disminuye el uso de vapor de alta presión o de agua de enfriamiento, a pesar de que existe una transferencia de energía entre las corrientes en juego, siempre hará falta agregar o quitar energía a alguna de las 2 corrientes, por ende se arman interrelaciones entre equipos pero se añade la energía faltante para enfriar o calentar la corriente según sea la necesidad.

Equipos	ΔH (Kw)	Consumo de	Caudal (Kg/Hr)	Corriente
E-100/E-102	31600	Vapor	66700	1
E-101/E-104	2300	Vapor	4862	5
E-108/E-105	4020	Vapor	8497	11.c
E-110/E-106	797	Vapor	1685	23.2
E-115/E-112	1700	Vapor	3593	32
E-113/E-103	21128	Vapor	44660	30
E-118/E-116	445	Vapor	940,6	33
E-120/E-111	293	Vapor	619,3	39
E-117/E-121	111,73	Vapor	236,2	C1
E-114/E-119	571,6	Vapor	1208	41
		Consumo total:	133001,1	

Tabla 25: interrelaciones de equipos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 97 de 255

Por último, se procede al cálculo energético de aquellos equipos que requieren de una fuente externa ya sea para ceder o extraer calor del medio.

Equipos que utilizan agua de enfriamiento:


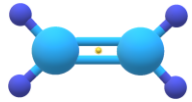
Equipo	Tipo	ΔH (Kw)	Consumo (Kg/Hr)
T-101	Condensador	9,84E+04	1,69E+07
K-104	Turbina	413,3	7,12E+04
T-104	Condensador	1,72E+04	2,96E+06
T-105	Condensador	9393	1,62E+06
T-106	Condensador	6749	1,16E+06
T-107	Condensador	2183	3,76E+05
T-108	Condensador	854,9	1,47E+05
T-109	Condensador	2428	4,18E+05
T-110	Condensador	2582	4,45E+05
		Consumo total:	2,41E+07

Tabla 26: Equipos que utilizan agua enfriamiento

Equipos que utilizan vapor de alta presión:

Equipo	Tipo	ΔH (Kw)	Consumo (Kg/Hr)
T-101	Reboiler	6,17E+04	1,31E+05
K-100	Compresor	3917	8279
K-101	Compresor	4137	8746
K-102	Compresor	2500	5287
		Consumo total:	1,53E+05


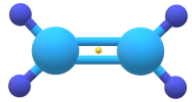
Tabla 27: Equipos que utilizan vapor de alta presión

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 98 de 255

Equipos que son alimentados por combustible:

Equipo	Tipo	ΔH (Kw)	Consumo (Kg/Hr)
H-101	Q-101	8,83E+04	3,53E+06
H-102	Q-102	2720	1,09E+05
		Consumo total:	3,64E+06

Tabla 13: hornos de pirolisis.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 99 de 255

7. P&ID: Diagrama de Instrumentos y Tuberías:


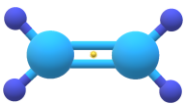
Luego de realizar los correspondientes balances de materia y energía se realizan los diagramas de Instrumentos y Tuberías (P&ID). Estos muestran el flujo del proceso en las tuberías, los equipos instalados y el instrumental para control básico.

7.1. Lazos de control:

Utilizando como referencia el Flowsheet realizado anteriormente, se fueron analizando equipo por equipo y cada área del proceso, para realizar un control del proceso. Para ello se utilizan los denominados Lazos de Control, los cuales son un conjunto de elementos o instrumentos que permiten influir en el funcionamiento del sistema. Se realizaron lazos de control simples y en cascada.

Lazo de control simple:

Este sirve para controlar la variación de una propiedad de sistema por la alteración de otra. En la siguiente figura se observa cómo se controla la temperatura del reactor con un lazo de control simple conformado por un transmisor de temperatura TT, un controlador TC y un relay de temperatura TY.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 100 de 255

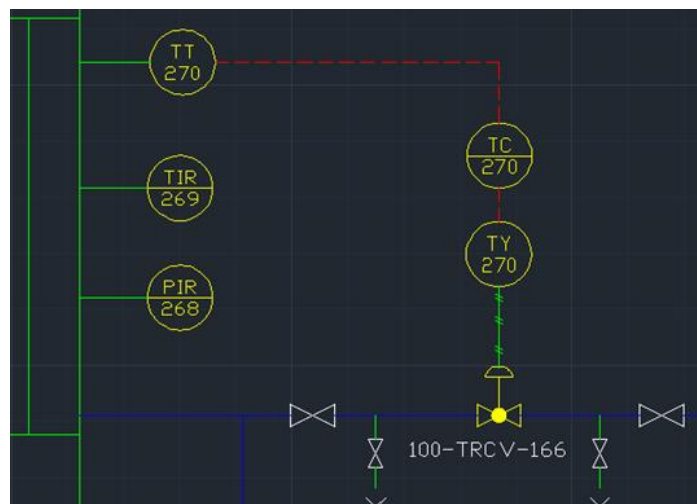


Figura 25: Lazo de control simple

En cascada

Se controlan dos variables del proceso usando dos lazos sencillos para controlar una variable del proceso. En la figura se observa cómo se controla el nivel en un acumulador variando el flujo de salida del mismo. Así en caso de necesitar vaciarlo o de requerir más producto se regulará la válvula correspondiente.

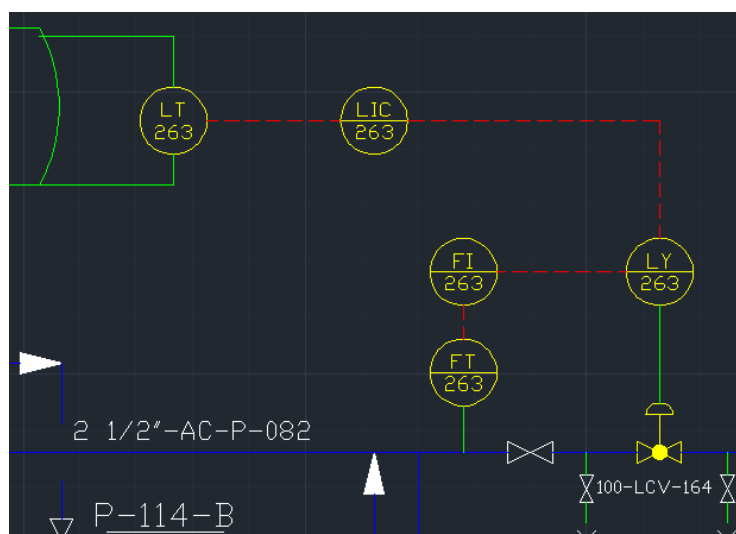

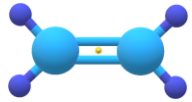


Figura 26: Lazo de control en cascada

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 101 de 255

7.2. Especificaciones de cañerías:

Como último análisis se realizó, a partir de los datos de la simulación realizada en Aspen Hysys, el dimensionamiento de las cañerías del sistema. Obteniendo datos de caudal volumétrico de cada corriente y considerando, a partir de bibliografía, una velocidad de 20 m/s para gases y 3 m/s para líquidos, se realizaron los siguientes cálculos.

$$Q=V \times A$$


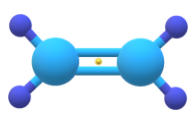
Siendo:

- Q: Caudal Volumétrico [m³/s]
- V: Velocidad del fluido [m/s]
- A: Sección interna de la tubería [m²]

Luego de obtener cada área, se obtuvo el dato en pulgadas y calculo el diámetro, con la siguiente ecuación:

$$D= (4 \times A / \pi)^{0.5}$$

Se consideró teniendo en cuenta los fluidos que circulan por el proceso que las cañerías serán de Acero al Carbono. Con la siguiente tabla obtenida de bibliografía se eligió, haciendo un exhaustivo análisis, el diámetro nominal de las mismas. Esto último dando un margen de operación frente a alguna eventualidad que ocasione un cambio de velocidad en el sistema, como un cambio de carga, o una variación brusca de presión.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 102 de 255


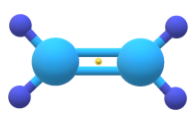
DIAMETRO NOMINAL (Pulg.)	DIAMETRO EXTERIOR (Pulg.)	ESPELOR DE PARED (Pulg.)
1/4	0,540	0,088
3/8	0,675	0,091
1/2	0,840	0,109
3/4	1,050	0,113
1	1,315	0,133
1 1/4	1,660	0,140
1 1/2	1,900	0,145
2	2,375	0,154
2 1/2	2,850	0,203
3	3,500	0,216
4	4,500	0,237
6	6,625	0,280
8	8,625	0,322
10	10,750	0,365
12	12,750	0,406
16	16,000	0,500
20	20,000	0,500
24	24,000	0,500

Tabla 23: Diametro nominal de tuberías AC²⁵

En la Hoja Cero de los P&ID se observa claramente como se denomina cada cañería.

Su nombre está conformado por cuatro términos.

²⁵ Soluciones Tubulares

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 103 de 255

Por ejemplo:

6"-AC-ET-1001


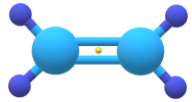
Donde:

- (6") Diámetro nominal en pulgadas.
- (AC) Material de la tubería.
- (ET) Servicio o fluido que circula.
- (1001) Número de tubería.

7.3. Índice de P&ID

HOJA	AREA	DIAGRAMA
0 DE 15	-	HOJA CERO
1 DE 15	100	PIROLISIS
2 DE 15	100	FRACCIONAMIENTO PRIMARIO
3 DE 15	100	COMPRESION
4 DE 15	100	PURIFICACION
5 DE 15	100	FRACCIONAMIENTO CRIOGENICO
6 DE 15	100	FRACCIONAMIENTO CRIOGENICO
7 DE 15	100	HIDROGENACION DE PROPINO
8 DE 15	100	HIDROGENACION DE BUTINO
9 DE 15	200	AGUA DE ENFRIAMIENTO
10 DE 15	300	GENERACION DE VAPOR
11 DE 15	300	GENERACION DE VAPOR
12 DE 15	400	AIRE PARA INSTRUMENTOS
13 DE 15	500	RECUPERACION DE AMINAS
14 DE 15	600	METANIZACION
15 DE 15	100	TANQUES DE ALMACENAMIENTO
16 DE 16	100	HORNO SECUNDARIO

Tabla 24: Índice de P&ID's

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 104 de 255

8. Lay-Out de Planta:

Layout es lo concerniente con el arreglo espacial de la planta de proceso y sus interconexiones. En castellano es difícil encontrar una sola palabra, pero la: "distribución de equipos y cañerías en planta" podría ser una buena traducción

Una buena concepción del Layout es realizada llevando a cabo un balance entre los requerimientos de seguridad, economía, la protección de las personas y el medio ambiente, construcción, mantenimiento, operación, espacio para futuras expansiones y las necesidades del proceso


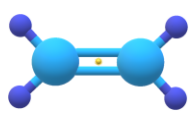
El Layout es una de las más importantes decisiones dentro del proyecto completo. Este se lleva una 60% del costo de la planta y es el puente entre el proceso y la seguridad y el desarrollo económico de la planta.

8.1. Ubicación del proyecto:

La planta se ubicará en el parque industrial de la ciudad de Cutral-Có, en la provincia del Neuquén, Argentina.

Las coordenadas del terreno son:

1. 38°54'45.6"S 69°16'51.7"W
2. 38°54'36.0"S 69°16'11.2"W
3. 38°54'10.3"S 69°16'22.4"W
4. 38°54'18.1"S 69°17'03.5"W

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 105 de 255


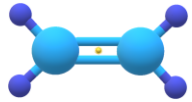
Las medidas del terreno son de 800m por 900m, en las inmediaciones se encuentra el barrio Fili Dei de la ciudad de Cutral-Có a unos 2,3 km al este, la planta de tratamiento de gas (YSUR) a 900 m al sur y la ruta 22 a 2,65 km al sur.



Figura 27: Localización planta




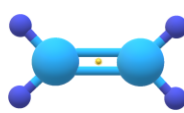
Figura 28: Localización planta

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 106 de 255

8.2. Áreas de la Planta:

Teniendo en cuenta la descripción del proceso, el flowsheet y los P&ID, se establecieron las siguientes áreas:

- Área 1: Pirólisis: CH-101, H-101, H-102 y H-103
- Área 2: Fraccionamiento primario: C-101, E-101, T-101
- Área 3: Compresión: C-102, E-102, E-103, E-104, E-105, V-102, V-103, V-104, V-105, E-101 A/B, E-501, E-502, T-102, T-103, T-501, T-502, T-503,
- Área 4: Fraccionamiento a baja Tº: W-101, T-104, T-105, R-101 y T-106
- Área 5: Fraccionamiento a alta Tº: T-107, T-108, R-102, T-109, T-108, R-102
- Área 6: Agua enfriamiento: T-201
- Área 7: Generación de Vapor: B-301, B-302, W-301
- Área 8: Recuperación de aminas: T-501, T-502, T-503, E-501, E-502, E-503
- Área 9: Metanización: R-601, V-601
- Área 10: Tanques
- Área 11: Sala de bombas (solo se tienen en cuenta las bombas de salida de los tanques)
- Área 12: Terminal de despacho
- Área 13: Edificios (oficinas, laboratorios, sala de control, etc.)
- Área 14: Aire Instrumentos
- Área 15: Antorcha


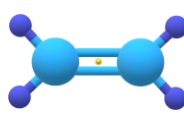
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 107 de 255

8.3. Interrelaciones entre Áreas y Equipos:

Para las interrelaciones, se tomaron en cuenta las conectividades del proceso, razones de seguridad, tales como mantener tanques con hidrocarburos y equipos que funcionan a baja temperatura de los equipos que trabajan a altas temperaturas.

Las mismas se encuentran en la tabla 25 la cual interrelaciona áreas y equipos de proceso.

Entre		Tipo	Interrelación				Acción
			Débil	Prom.	Fuerte	Muy fuerte	
H-101 H-102	H-103 CH-101	Proceso			X		Minimizar distancia
Área 1	Todos	Seguridad (Alta Tº)				X	Distanciar de otros equipos
T-101	C-101 E-101	Proceso			X		Minimizar distancia
C-102	E-102/3/4/5 V-101/2/3/4	Proceso					Minimizar distancia
Área 3	Área 5	Proceso			X		Minimizar distancia
Área 4	Área 9	Proceso			X		Minimizar distancia
T-107	R-102 T-108	Proceso			X		Minimizar distancia
T-109	R-103 T-110	Proceso			X		Minimizar distancia
B-301	V-301 W-301	Proceso			X		Minimizar distancia
TK-201	Área 6 Área 7						Minimizar distancia
Área 1	Área 4	Elevado ΔT°				X	Mantener distanciados
Tk-106 Tk-107 Tk-108	Área 1	Seguridad				X	Distanciar los tanques del proceso

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 108 de 255

Área 12	Área 13	Conexión					Minimizar distancia
Tk-102	Área 12	Conexión					Minimizar distancia
Tk-103							
Tk-106							
Tk-107							
Tk-108							
Antorcha	Todos	Seguridad				X	Distanciar de los demás equipos.

Tabla 25: Interrelaciones entre equipos y áreas

Teniendo en cuenta la tabla 25, se confeccionaron dos diagramas de interrelaciones, uno del proceso principal incluyendo la metanización y la recuperación de aminas y otro teniendo en cuenta las demás áreas.

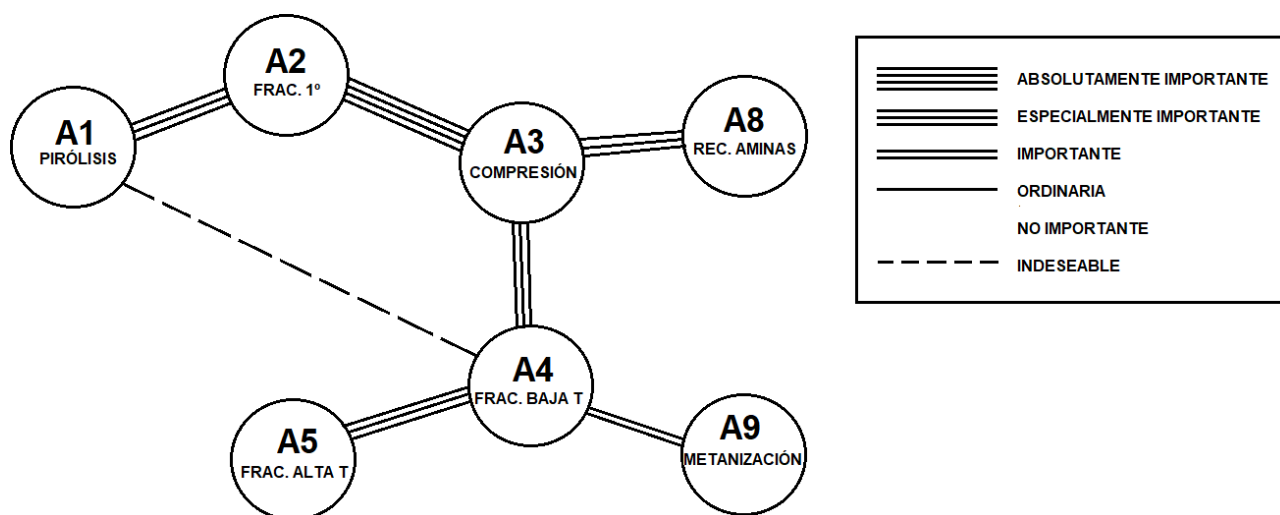

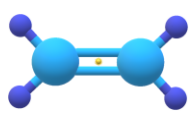


Figura 29: Interrelaciones proceso principal

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 109 de 255

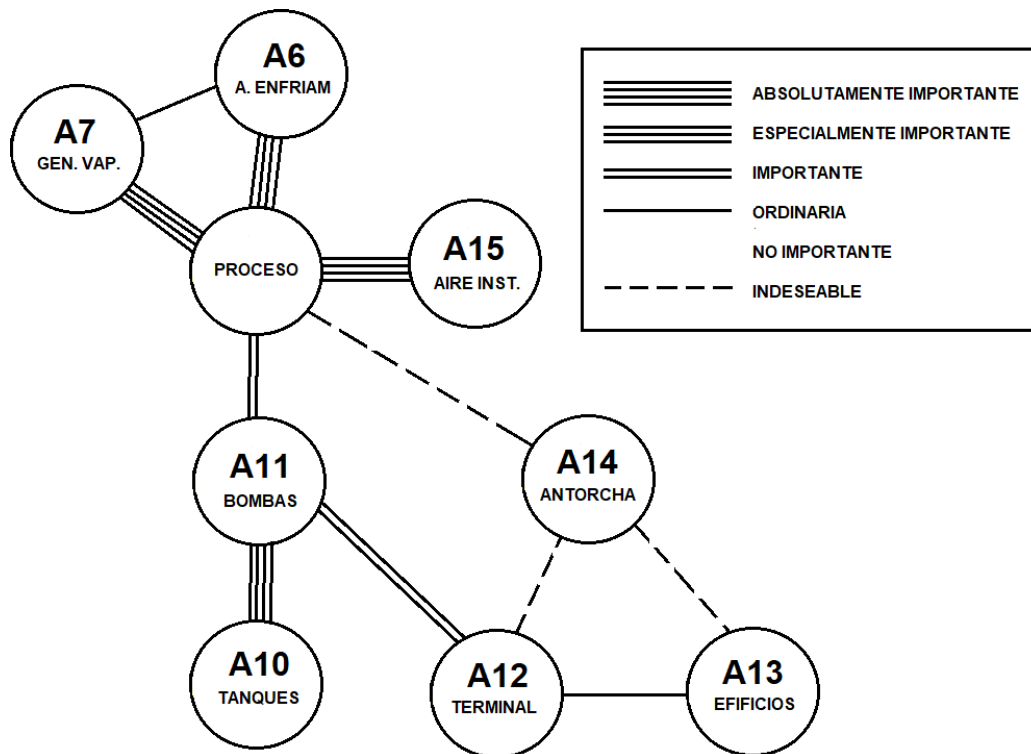



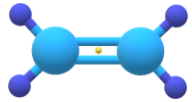
Figura 30: Interrelaciones planta general

8.4. Dimensionamiento de equipos:

Todos los equipos fueron dimensionados utilizando las herramientas de SIZING del programa HYSYS en el cual se realizó la simulación

Para los tanques se consideró un almacenamiento de diez días, ya sea para consumo o para despacho.

Para los tanques que hidrocarburos líquidos se utilizaron tanques de la norma API-600 y para los hidrocarburos licuados se utilizaron tanques esferas, los cuales sus tamaños se obtuvieron de catálogos de venta.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 110 de 255

Gasolina natural:

TK-101, se necesitan almacenar 57600 metros cúbicos, se utilizarán 4 tanques se 100 x 56 ft de 15500 metros cúbicos de capacidad

Fuel-oíl:

TK-102, se necesitan almacenar 12480 metros cúbicos, se utilizarán 2 tanques se 80 x 48 ft de 6845 metros cúbicos de capacidad

Gasolina de pirolisis:

TK-103, se necesitan almacenar 22776 metros cúbicos, se utilizarán 2 tanques se 110 x 48 ft de 15500 metros cúbicos de capacidad


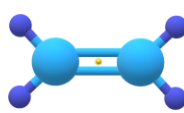
Etileno:

TK-106, se necesita almacenar 18000 metros cúbicos de gas licuado, se utilizarán 2 tanques esféricos de 76 ft de diámetro con 9000 metros cúbicos de capacidad

Propileno:

TK-107, se necesita almacenar 2880 metros cúbicos de gas licuado, se utilizarán 2 tanques esféricos de 48 ft de diámetro con 1500 metros cúbicos de capacidad

Butileno:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 111 de 255


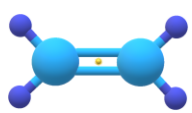
TK-108, se necesita almacenar 4320 metros cúbicos de gas licuado, se utilizarán 2 tanques esféricos de 55 ft de diámetro con 2800 metros cúbicos de capacidad

8.5. Distancia entre equipos:

Para distanciar los equipos se utilizaron los diagramas 31 y 32, y además se tuvo en cuenta un espacio que permita el paso de grúas para mantenimiento, vehículos y personal.


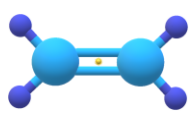
Edificios para servicios generales	1	/																	
Centros para control de motores y subestaciones eléctricas	2	/	/																
Áreas para servicios de procesos	3	50	50	/															
Torres para enfriamiento	4	50	50	100	50														
Salas de control	5	/	/	100	100	/													
Salas 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	350 ¹	*	*					
Tanques para almacenamiento refrigerado	13	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	*	*	*				
Antorchas	14	300	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	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	

Figura 31: Distancias recomendadas entre equipos

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 112 de 255

Tanques de techo flotante o fijo <477 m ³	1	0,5 . D*								
Tanques de techo flotante o fijo entre 477 y 1590 m ³	2	0,5 . D	0,5 . D							
Tanques de techo flotante entre 1590 y 47700 m ³	3	1 x D	1 x D	1 x D						
Tanques de techo flotante >47700 m ³	4	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D					
Tanques de techo fijo para productos de clases II y III entre 1590 y 47700 m ³	5	0,5 . D	0,5 . D	1 x D	1 x D	0,5 . D				
Tanques de techo fijo para productos de clases I**inertizados entre 1590 y 23850 m ³ .	6	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D			
Recipientes para almacenamiento a presión (esferas y esferoides).	7	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	2 x D	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN		
Recipientes para almacenamiento a presión (depósitos y puros)	8	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	2 x D	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D	
Tanques para almacenamiento refrigerado (con cúpula)	9	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	2 x D	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN
		1	2	3	4	5	6	7	8	9

Figura 32: Distancia recomendada entre tanques

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 113 de 255


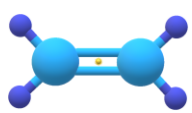
9. Seguridad de la Planta:

La Gestión de la Seguridad de Procesos es una parte de la gestión de la seguridad, la cual está relacionada con los peligros mayores que impactan la seguridad, daño al medio ambiente y pérdida de negocios. Los negocios de Petróleo y Gas son usuarios significativos de los métodos de la Gestión de la Seguridad de Procesos, particularmente donde existen procesos peligrosos o grandes inventarios de materiales flamables o tóxicos. Los reguladores esperan que los operadores de plantas de alto riesgo, implementen medidas para garantizar que sus plantas son operadas y mantenidas de manera segura. Las técnicas de Gestión de la Seguridad de Procesos son numerosas - desde la proyección del proceso y selección del concepto, a través de la identificación de peligros, evaluación de consecuencias, evaluación de riesgos, estudio ALARP, auditoría de respuesta a las acciones de pre-arranque, hasta la inspección y auditoría durante la operación.

Además, existen leyes que establecen los requerimientos mínimos en caso de emergencias como la ley 13600. Que establece:

“La ley 13.660 persigue la protección de las grandes instalaciones en beneficio de la salubridad y seguridad de las poblaciones y la conservación de combustibles de difícil reposición para la defensa nacional. Por ello, al reglamentarla se ha limitado su aplicación en relación con la importancia de los establecimientos, su capacidad de almacenaje y grado de peligrosidad.

En otro aspecto, ha sido proyectada como un conjunto de disposiciones tendientes a lograr, en primer término, la prevención del fuego y luego, su inmediato bloqueo para evitar su propagación a otras instalaciones y asegurar su total extinción.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 114 de 255

En su redacción, se ha tenido muy especialmente en cuenta no sobrepasar el equilibrio o regulación de orden económico que debe privar en toda medida de prevención.”

Ley 13660: Decreto Nº 10.877. - Bs. As. 9/9/60

Esta ley se creó con el fin de lograr la protección de las grandes instalaciones en beneficio de la salubridad y seguridad de las poblaciones y la conservación de combustibles de difícil reposición para la defensa nacional. Por otro lado, ha sido proyectada como un conjunto de disposiciones tendientes a lograr, en primer término, la prevención del fuego y luego, su inmediato bloqueo para evitar su propagación a otras instalaciones y asegurar su total extinción.


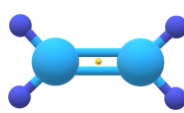
Para organizar las defensas contra incendios en una planta industrial, es necesario considerarla subdividida en tres zonas, cuya peligrosidad sigue el orden decreciente que se establece a continuación:

Zona I: Operación.

Es el área ocupada por los equipos e instalaciones destinados específicamente a realizar el proceso principal.

Zona II: Área de tanques de almacenamiento de Gasolina Natural y de productos intermedios o terminados.

Es el área ocupada por tanques de almacenamiento de materia prima, productos intermedios o terminados y el conjunto de instalaciones destinadas al movimiento de los fluidos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 115 de 255

Zona III: Instalaciones auxiliares.

Es el conjunto de instalaciones, equipos y edificios no comprendidos en las dos zonas anteriores.

9.1. Identificación de zonas:

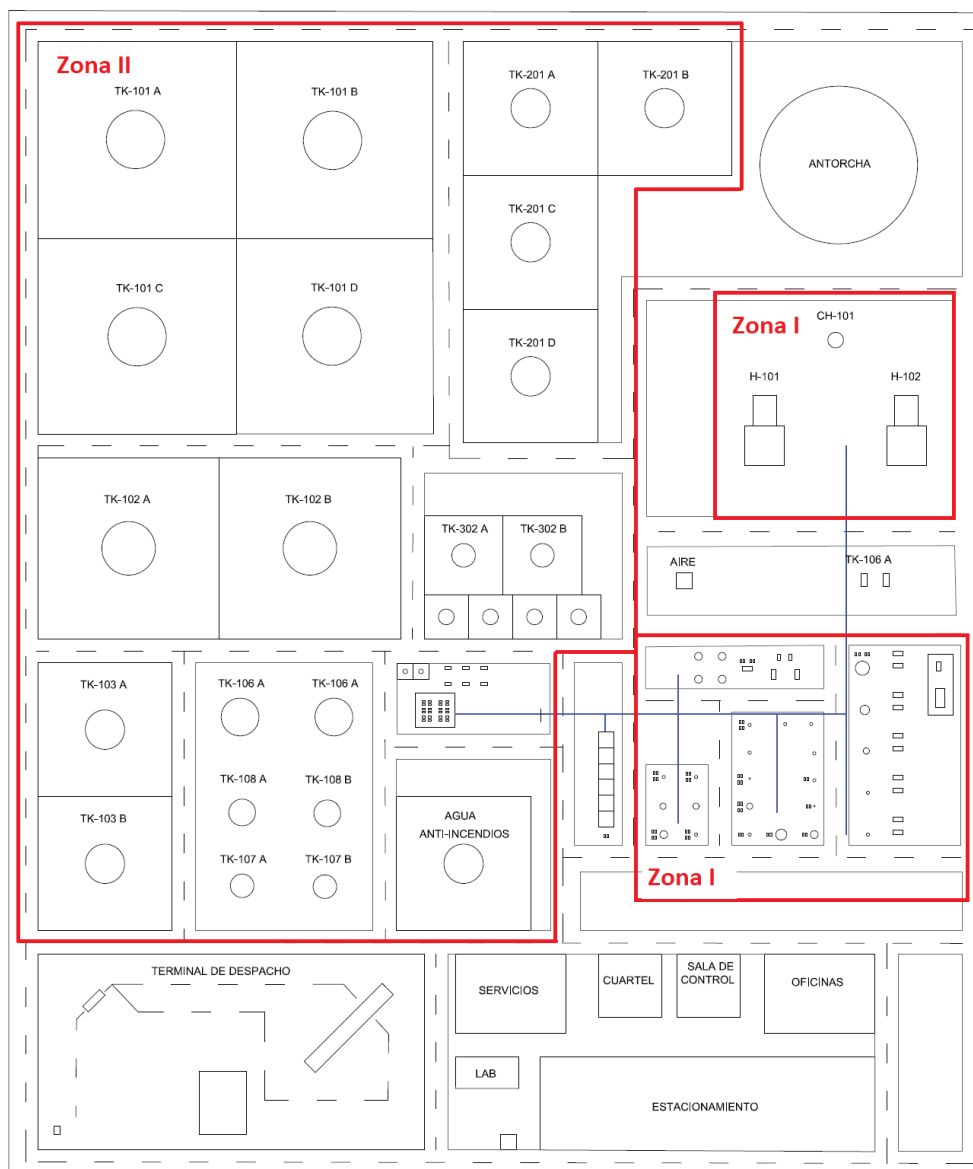

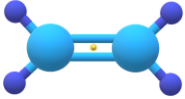


Figura 33: Lay Out con identificación de Zonas según la ley 13660

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 116 de 255

Dentro de la Zona I se identifica la Zona III:

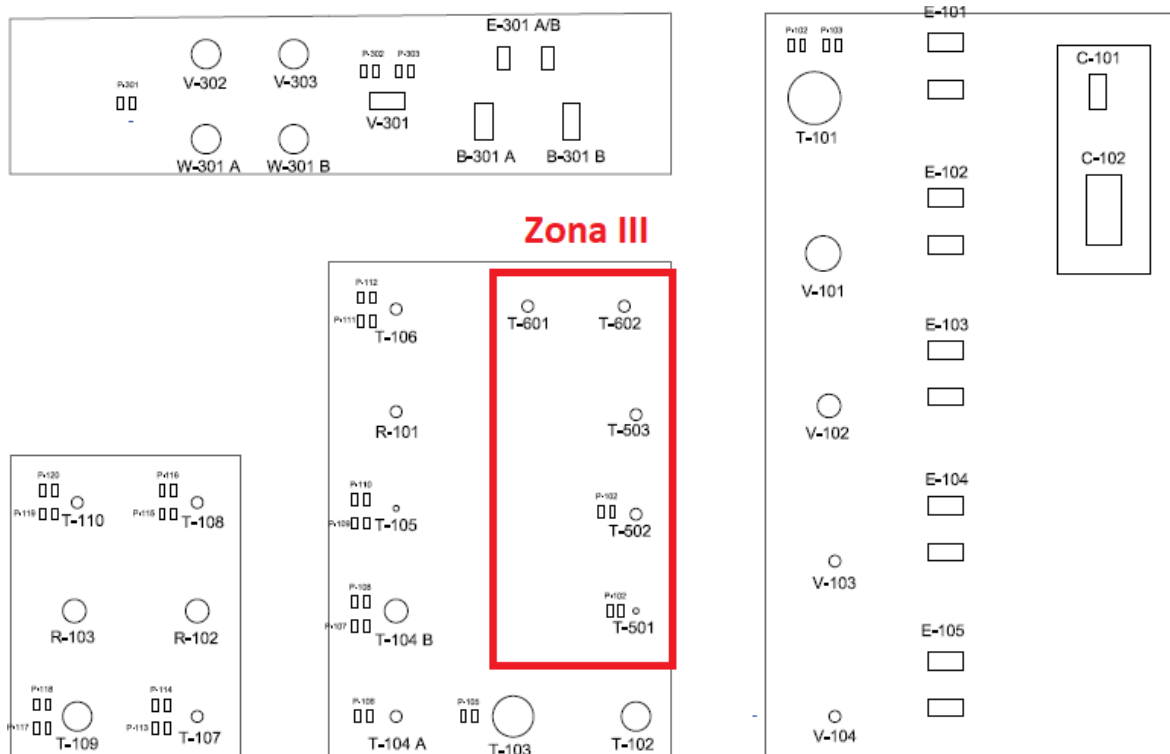


Figura 34: Identificación de Zona III según Ley 13660


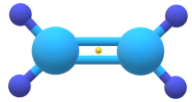
Clasificación de fuegos:

A los efectos de una adecuada elección del sistema extintor se clasifican los fuegos en la siguiente forma:

Clase A:

Incendio en materiales combustibles comunes en los cuales la sofocación y enfriamiento es indispensable por la acción que se obtiene por el uso simple del agua.

Clase B:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 117 de 255

Incendio de líquidos inflamables, grasas e hidrocarburos en general para el cual es esencial cubrir la superficie en combustión con un producto que actúe como un manto que la ahogue.

Clase C:

Incendio en equipos eléctricos donde el material extintor no debe ser conductor.

Defensas Activas:

Agua contraincendios:


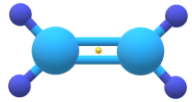
Hidrante: Un hidrante es todo dispositivo que permite la conexión de una a varias líneas de mangueras con una cañería de agua a presión.

Pitón o monitor fijo: Es un dispositivo especial conectado, en forma permanente a una cañería de agua a presión y que está formado esencialmente por una lanza de agua y los medios necesarios para fijar a la misma en cualquier posición.

Sistema de espumígenos:

La espuma ignífuga es un elemento destinado a formar una capa aisladora entre una superficie incendiada y el aire. Para producirla se puede recurrir al empleo de:

- a) Mezclas de soluciones conocidas en la industria como A y B (fundamentalmente sulfato de aluminio y bicarbonato de sodio con un estabilizante) almacenadas en tanques específicamente destinados a tal fin.
- b) Mezclas de soluciones del mismo tipo anterior preparadas con dispositivos especiales en el momento del incendio, usando polvos A y B y agua.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 118 de 255

- c) Solución de agua y "Polvo único" formado por una mezcla de polvos A y B. La solución se forma en el momento del incendio usando dispositivos especiales.
- d) Solución de agua con un emulsivo especial capaz de mezclarse con aire en adecuada cantidad, éste sistema es conocido como espuma mecánica o aerospuma.

Extintores:

Se considera tal, al aparato extintor o al conjunto de aparatos cuya capacidad de extinción de focos de incendio sea equivalente a la espuma ignífuga generada por un aparato extintor de 10 de litros de agentes espumígenos.

9.2. Defensas pasivas:


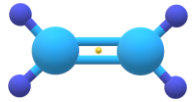
Defensas pasivas:

Distanciamiento entre equipos:

El distanciamiento entre equipos varía según el proceso desarrollado por el equipo y los compuestos con los que trabaja, su cálculo se basa en establecer un perímetro de seguridad, alrededor de los equipos, para la circulación y el trabajo en los equipos contiguos.

Muros de contención:

Es una estructura resistente al fuego construida en hierro, hormigón, mampostería, tierra o cualquier otro material incombustible, destinada a cercar un

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 119 de 255

derrame originado por la destrucción de un recipiente que contenga fluidos líquidos inflamables, evitando que en el caso de incendio se posibilite la propagación del fuego.

Muro corta llamas:

Es una pared construida de hormigón armado, acero, mampostería o cualquier otro material incombustible y resistente, especialmente diseñada para dividir a un edificio en distintas partes o separar a un edificio de otro adyacente, de modo de evitar la propagación de las llamas.


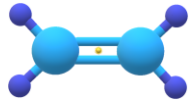
Instalación eléctrica segura contra explosiones:

Instalación construida de tal manera que producida una explosión de los gases que eventualmente se hayan introducido dentro del sistema eléctrico (motores, interruptores, caños de conducción de cables, etc.) la misma no puede propagarse a la atmósfera exterior.

Sistema de Venteo:

En una instalación de seguridad obligatoria de la planta, la cual sirve para proteger a los distintos equipos de la misma (separadores, intercambiadores de calor, torres, compresores, etc.) ante un elevado aumento de presión, ya sea por una falla en el proceso o por otras causas.

Esta permite el alivio de presión por medio del venteo y la combustión de forma segura de los gases contenidos de los equipos en cuestión.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 120 de 255


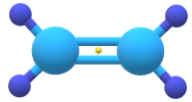
9.2.1. Zona i: Proceso principal

Defensas activas:

Agua contraincendios:

Deberá existir una red de cañerías de agua contra incendios, independientes de la red de agua industrial, (con la que podrá interconectarse en caso de ser necesario), que alimentará hidrantes para mangueras, monitores o pitones fijos y lanzas generadoras de niebla. Como mínimo deberán instalarse 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. La concentración de chorros no deberá realizarse con mangueras cuya longitud exceda de 120 metros.

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 mínima de 7 Kg/cm² en la toma más alejada, con el máximo de bocas abiertas que pueda ser necesario. Cada equipo de bombeo tendrá una capacidad mínima adecuada para alimentar simultáneamente el cincuenta por ciento (50%) de todos los dispositivos instalados para la defensa de la manzana que reviste mayor importancia. La central de agua contará por lo menos con un equipo de bombeo de reserva de capacidad equivalente a la indicada.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 121 de 255

Servicio ignífugo especial:


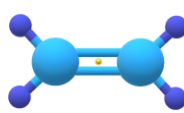
Deberá contarse con un sistema para generación de espuma ignífuga que alimentará mangueras especiales. El número de éstas, así como su distribución y el conjunto de accesorios para la finalidad expresada, será tal que contemple adecuadamente las necesidades de la instalación. Deberá contarse con una reserva tal de productos generadores de espuma que aseguren el funcionamiento de la instalación o su máxima capacidad durante una hora como mínimo, cubriendo la zona que se considere de mayor peligrosidad.

El diseño general de la instalación será tal que asegure que el intervalo entre la puesta en marcha y la llegada del producto ignífugo a la toma más lejana, no sobrepase los 7 minutos. En caso de requerirse agua para el funcionamiento del sistema ignífugo, la cantidad requerida para el intervalo mínimo indicado deberá sumarse a las reservas especificadas en el apartado relativo a "Agua contra incendios".

Aparatos extintores:

Deberán distribuirse aparatos extintores de fuego cuyo número, características y ubicación serán tales que contemplen en forma adecuada las necesidades de la instalación. Se considera indispensable que, entre los aparatos extintores mencionados, haya de los tipos necesarios para fuego de la Clase B y C.

Deberá existir una red de vapor de agua con derivaciones individuales para hogares de hornos y cámaras de cabezales de tubos de alambiques tubulares. Cada una de estas derivaciones tendrá una válvula individual de bloqueo que se ubicará convenientemente alejada del punto a proteger.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 122 de 255

Defensas pasivas:

Distanciamiento entre equipos:


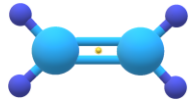
El distanciamiento entre equipos, unidades de operación y la subdivisión en la manzana considerada, se ajustará a lo que establece la Tabla 26, que se acompaña.

DESDE	HASTA	DISTANCIA (m)
Equipos con fuego de una unidad de elaboración.	Equipo con fuego de la misma unidad	6
Equipos con fuego de una unidad de elaboración.	Equipos sin fuego de la misma unidad	10
Unidades de elaboración donde se trabaja con fuego	Unidades de elaboración donde se trabaja con o sin fuego	En recuadros separados por calles
Casa de Calderas – Usinas	Cualquier unidad de elaboración	30
Central de incendios	Cualquier unidad de elaboración	30
Edificios de envasados y almacenamiento de productos envasados	Cualquier unidad de elaboración	15
Casa de bombas principales	Cualquier unidad de elaboración	15
Planta de gas, gas licuado, gasolina, etc.	Cualquier unidad de elaboración con fuego	En recuadros separados por calles
Gasómetros de alta o baja presión. Tanques que almacenan gas licuado.	Cualquier unidad de elaboración, sin fuego	20
Piletas principales de recuperación	Cualquier unidad de elaboración	30
Cargadero de camiones y vagones	Cualquier unidad de elaboración	30

Tabla 26: Distanciamiento entre equipos calculados en la ley 13660

Muros de contención y corta llamas:

Sólo se exigirá la construcción de estos muros, cuando por razones especiales de diseño se considere imprescindible, para los que se preferirá el hormigón armado

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 123 de 255


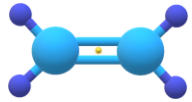
como material de los mismos. Si existieran recintos destinados al alejamiento de equipos de bombeo para el movimiento de productos calientes, los muros que separen este recinto de cualquier otro deberán ser del tipo corta llamas.

Dispositivos y medidas especiales:

Toda estructura metálica que soporte el o los elementos principales de operación, deberá ser protegida con una cubierta de material resistente a la acción de las llamas.

Se deberá instalar en los recintos cerrados (casas de bombas, etc.), los dispositivos necesarios para evitar mediante una adecuada ventilación, las posibles acumulaciones de gases o vapores en concentraciones peligrosas. Toda la zona de operación debe contar con un sistema colector de descarga de emergencia para evacuar productos líquidos y vapores contenidos en los equipos en caso de incendio. tal sistema estará forma por dos redes independientes: una para recibir las descargas de líquidos y otra que recibirá las de vapores, evacuando la primera de ellas en la parte inferior de una chimenea de emergencia y la segunda, en lo posible, en una chimenea de combustión, o, en su defecto, en la parte superior de la de emergencia.

El sistema de evacuación estará diseñado de tal modo que la pérdida de carga determinada en las cañerías y las chimeneas por el máximo de productos que sea necesario evacuar, sumada a la presión a que están calibradas las válvulas de seguridad, sea inferior a la tensión máxima admisible de los equipos respectivos. Cuando en base al volumen de gases y vapores que pueda ser preciso evacuar en forma permanente o en un momento dado se considere necesario, se exigirá la

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 124 de 255

instalación de una chimenea de combustión, de altura, capacidad y demás características a fijar en cada caso particular.


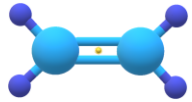
Independientemente de las condiciones técnico operativas a que debe ajustarse el sistema de drenajes, el mismo deberá estar diseñado en tal forma que se evite la propagación de llamas a través del mismo. De existir trincheras, ya sean abiertas o cerradas, para el tendido de cables y cañerías, las mismas deberán tener a intervalos adecuados y, en especial, en los cruces de calles, dispositivos que eviten la propagación de llamas. Contarán con un drenaje eficiente que impida la acumulación de líquidos.

A fin de impedir que los residuos líquidos efluentes de la Zona que se considera, sean de carácter inflamable, los drenajes se conectarán con piletas de recuperación en número y de características adecuadas a tal finalidad. En los recintos que encuadran agrupamientos industriales en recuadro o manzanas, toda instalación eléctrica, ya sea de fuerza motriz, de iluminación o para cualquier otra finalidad, destinada a atender equipos que en operación normal puedan desprender gases o líquidos inflamables deberá ser del tipo seguro contra explosiones.

Sistema de Fire & Gas:

Es una serie de dispositivos que permiten la detección temprana de mezclas explosivas dentro de la planta y la detección de llamas.

Los dispositivos se colocan de forma estratégica en lugares específicos de la planta. En caso de detección los mismos pueden activar una alarma y en algunos casos de gravedad provocar el shutdown de la planta colocándola en modo seguro.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 125 de 255

9.2.2. Zona II: Almacenamiento:

Defensas activas:

Agua contra-incendios:


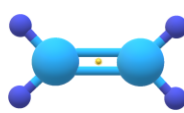
Esta zona contará con una red de agua contra incendios conectada con la red principal requerida para la Zona I y en ella se preverán tomas para mangueras, cuyo número y distribución estarán para cada caso en concordancia con la magnitud de las instalaciones a defender.

La distribución de las tomas será tal que permita el ataque de los fuegos posibles tanto en el interior como exterior de los edificios que integran la zona. La instalación de rociadores (sprinklers) automáticos o semiautomáticos, sólo se efectuará cuando así se lo exija. Los sitios descubiertos donde puedan originarse focos de incendios deberán ser igualmente cubiertos con las tomas de esta red.

El consumo de agua probable de la red que se considera no aumentará la capacidad de los equipos de bombeo ni las reservas que se hayan fijado como consecuencia de lo dispuesto para la defensa de todas las Zonas. El trazado de la red y la disposición de las tomas será tal que llene con eficacia y en forma especial la condición de evitar la propagación de cualquier fuego de esta zona a las Zonas I y III.

Servicio ignífugo especial:

Deberá contarse con un servicio ignífugo especial que permita las generaciones de espuma y su envío sobre la superficie de fluido almacenado en todos los tanques y a tomas convenientemente distribuidas en el parque para la conexión de elementos


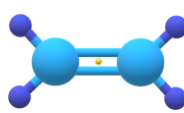
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 126 de 255

portátiles. Este servicio no es obligatorio para los tanques de techo flotante o que almacenen lubricante. La cantidad de agentes ignífugos existentes en la planta, será la necesaria para cubrir con un manto de 30 cm. de espesor de espuma el área del mayor recinto de contención incrementada con la superficie de los tanques restantes, computada en su proyección horizontal.

Se entiende por tanques restantes los incluidos en el grupo de tanques del que se considera y que están delimitados por los caminos que contornan ese agrupamiento. Dicha cantidad podrá reducirse en consideración a la menor peligrosidad de los productos, almacenados, aislamiento relativo de los tanques, posibilidades de utilizar productos ignífugos de instalaciones próximas, etc., pero no será inferior al 50% de lo estipulado en el párrafo primero.

Los tanques de almacenamiento deberán contar con sus cámaras de espuma apropiadas al sistema ignífero que se haya adoptado. Se exigirán, no obstante, que cada parque de almacenamiento disponga de una instalación portátil adecuada para arrojar espuma al tanque en caso de que fracase la instalación fija, además del conjunto de mangueras y lanzas especiales aptas para tal finalidad.

A los efectos del diseño de la instalación se fijan en los artículos siguientes, las condiciones mínimas que deberán cumplirse. La cantidad de espuma que se deberá enviar, como mínima a los tanques será de treinta litros por minuto y por metro cuadrado (30 l. mín/m²). La capacidad mínima de la instalación; equipos de bombeo, cañerías, etc., se fijará considerando la necesidad de enviar el caudal citado de espuma al tanque de mayor superficie del parque.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 127 de 255

Ninguna cámara de espuma será proyectada para más de 10.000 litros por minuto. El diseño de la instalación ignífuga será tal que el intervalo que transcurra desde la puesta en marcha de la instalación hasta el momento en que se obtenga espuma en la boca de descarga o toma más alejada, no será mayor de siete minutos (7).


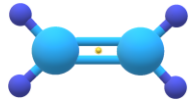
En caso de requerirse agua para el funcionamiento del servicio ignífugo especial, la cantidad correspondiente para agotar las reservas de producto ignífugo, deberá sumarse a la que se estableció para el Servicio de Agua contra incendios en el Artículo 305. Deberá contarse con dos fuentes de energía independientes para la generación de espuma ignífuga y la capacidad de cada una de ellas será suficiente para servir el máximo requerido. Si para la generación de espuma se parte de agua a presión, ésta podrá provenir del Servicio de Agua contra Incendios, debiendo en tal caso ampliarse convenientemente este último (bombas, cañerías, etc.). La energía que se utilice para a impulsión de espuma en cada una de las fuentes, será también de conexión independiente.

Aparatos extintores:

Deberá contarse con aparatos extintores de fuego cuya distribución en los locales y ambientes techados asegure los lineamientos establecidos.

Defensas pasivas:

Distanciamientos mínimos entre tanques:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 128 de 255

El distanciamiento entre tanques, y entre tanques e instalaciones para almacenamiento del petróleo y sus derivados, tomará referencias de acuerdo a la zona en que se instalen los parques que se definen como sigue:


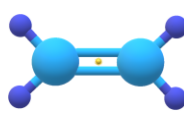
1. Campos de explotación.
2. Zonas portuarias.
3. Aeropuertos.
4. Zonas industriales mediterráneas.
5. Zonas residenciales urbanas y suburbanas.
6. Rutas camineras.
7. Rutas ferroviarias.

Los distanciamientos entre tanques serán como mínimo una vez el diámetro del tanque mayor más cercano medido de pared a pared de tanque.

No se admitirán almacenamientos de más de 10.000 m³, cuando se trate de agrupamientos en un solo recinto. Cuando se trate de fuel oíl o lubricantes, ese límite puede elevarse a 15.000 m³.

No se admitirán 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 todo parque de almacenamiento, además de las distancias mínimas que los tanques deben tener entre sí, cualquier tanque estará distanciado:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 129 de 255


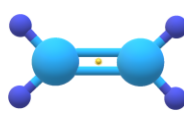
1. Del límite de concesión: $\frac{1}{2}$ diámetro, con un mínimo de 15 metros.
2. De los caminos públicos: 1 diámetro, con un mínimo de 15 metros.
3. De las vías férreas generales: 1 diámetro y $\frac{1}{2}$, con un mínimo de 45 metros.
4. De las casas habitación e instalaciones industriales vecinas: 2 diámetros del tanque mayor.
5. De los bosques circunvecinos: en una extensión de 150 metros.

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.

Los distanciamientos entre tanques podrán ser disminuidos cuando se trate de tanques destinados a almacenamiento de asfaltos o lubricantes, en cuyo caso los mismos podrán ser reducidos en un 60%, pero condicionado a que dichos tanques se encuentren comprendidos en un parque destinado expresamente a la finalidad de almacenar lubricantes o asfaltos.

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.

Será objeto de especial atención la peligrosidad que puedan significar las zonas colindantes con los parques de almacenamiento de inflamables, particularmente en las zonas portuarias, cuyas medidas especiales o casos de excepción serán contemplados por el Organismo Competente.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 130 de 255

Se distinguirán distanciamientos para instalaciones destinadas al servicio de transportes de inflamables líquidos que comprenden:

1. Oleoductos.
2. Buques tanques.
3. Vagones tanques.
4. Cisternas.


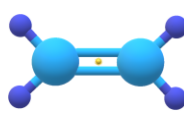
Los distanciamientos de estas instalaciones y de los propios servicios, contemplarán medidas destinadas a salvaguardar la seguridad pública, y tendrán en cuenta las previsiones especiales que aconsejen las autoridades competentes dentro de sus respectivas jurisdicciones.

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 que debe mantener el endicamiento en el coronamiento, con

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 131 de 255

referencia al interior del recinto en el que se encuentran contenidos los tanques de que se trata.

El proveer a los tanques de sistemas de refrigeración para disminuir las pérdidas por evaporación durante la época de elevadas temperaturas no reducirá las exigencias en cuanto a distanciamientos y endicamientos.

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.


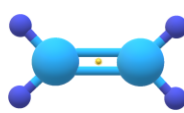
En los edificios, galpones o depósitos se preverán muros corta llamas si circunstancias especiales así lo aconsejan. El área máxima encerrada entre dichos muros será fijada en cada caso particular por el Organismo Competente (Normalmente dicha área no deberá sobrepasar los 1.000 m²).

9.2.3. Zona III: Servicios auxiliares:

Defensas activas:

Agua contraincendios:

Ídem lo establecido en Zona I.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 132 de 255

Servicio ignífugo especial:

Este tipo de defensa será empleado en esta zona únicamente en aquellos lugares techados o descubiertos donde se manipule o almacenen regularmente derivados de petróleo envasados, en cuyo caso se podrá utilizar una prolongación del sistema principal de Zonas I y/o II o bien se dispondrá de elementos portátiles que permitan la generación de espuma ignífuga, mediante conexiones con la red de agua contra incendios. La distribución de elementos y dispositivos ya sean fijos o portátiles será tal que cualquier punto de la zona, en las condiciones fijadas en el artículo anterior, pueda ser alcanzado con espuma desde dos lugares distintos como mínimo.


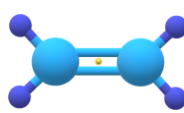
Extintores:

El tipo de aparato extintor a colocar en cada ambiente dependerá de la naturaleza del fuego probable, conforme con la índole del material a defender. Los aparatos extintores serán ubicados en lugares accesibles a una altura que en ningún caso será mayor de 1,50 m sobre el nivel del suelo, a fin de permitir su uso con la mínima pérdida de tiempo. La defensa de sitios descubiertos donde puedan producirse focos de incendios, se encarará con el uso de aparatos extintores y con derivaciones de las redes principales de agua y espuma ignífuga, según sea necesario.

Defensas pasivas:

Distanciamientos:

En lo referente a distanciamientos de edificios o instalaciones descubiertas de esta zona con respecto a equipos de la Zona I, se deberán cumplir las disposiciones de

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 133 de 255

la Tabla 1. En lo referente a distanciamientos de edificios o instalaciones descubiertas de esta zona con respecto a tanques de almacenamiento, Zona II, se cumplirán las disposiciones establecidas para dicha Zona. Con respecto al distanciamiento a fijar para las partes de zona, entre sí, se seguirán las exigencias siguientes:

- a) Distancia mínima entre instalaciones donde se manipulen o almacenen hidrocarburos y edificios donde existan fuegos, 30 metros.
- b) Distancia mínima entre instalaciones donde se manipulen o almacenen hidrocarburos y edificios donde no existan fuegos, 10 metros.


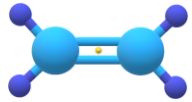
Para el resto de las instalaciones, se fijarán distancias con miras a asegurar el fácil acceso del personal y los equipos en caso de incendio.

Muros corta llamas:

En cada caso particular se fijarán la disposición y características de los muros corta llamas que puedan ser necesarios en el interior de galpones, depósitos y edificios en general o entre ellos.

Dispositivos y medidas especiales:

En todo local en que puedan acumularse gases o vapores de hidrocarburos en concentraciones peligrosas, se deberán instalar los dispositivos de ventilación necesarios y adecuados para su eliminación. El almacenaje de productos inflamables de carácter auxiliar, tales como: oxígeno, acetileno, barnices, alcoholes, etc., se encarará disponiendo la construcción de un local o locales especialmente ubicados, diseñados y protegidos. Esta zona deberá estar provista de una red de drenajes con su


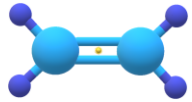
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 134 de 255

equipo de recuperación de inflamables y sus cámaras deberán ser selladas para evitar la propagación del fuego en caso de emergencia. Será optativa su interconexión con las de las Zonas I y II. En todos los recintos que se manipulen o almacenen derivados del petróleo, la instalación eléctrica será del tipo "seguro contra explosiones". Se deberá mantener el mayor orden y limpieza, teniéndose especialmente en cuenta la necesidad de evitar ordenamientos deficientes que puedan dificultar las maniobras previstas para casos de incendio.

9.3. Despresurización de la planta:

Además de la red de incendio, el sistema de despresurización de la planta es parte fundamental de la seguridad del proceso.

Los sistemas de despresurización o evacuación, son sistemas de seguridad complementarios a las válvulas de seguridad que forman los sistemas de alivio. Los sistemas de despresurización pueden emplearse también en situaciones operacionales como arranque y puesta en marcha, purgas y otras operaciones. Ambos sistemas tienen el mismo propósito general: efectuar evacuaciones de emergencia de fluidos y descargar los excesos de presión a un sistema de recogida para prevenir roturas o fallos mecánicos de los equipos y tuberías que forman la unidad protegida. Sin embargo, mientras que los sistemas de alivio limitan únicamente el exceso de presión en la unidad, los sistemas de despresurización permiten evacuar su contenido, lo que consigue reducir la presión interna de los equipos y disminuir los niveles de tensión en los materiales. Este fenómeno es particularmente relevante en situaciones donde los equipos se ven expuestos a un fuego externo cuya temperatura es muy superior a los valores de diseño. Las altas temperaturas del incendio reducen las

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 135 de 255


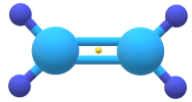
propiedades mecánicas del material, y el consiguiente riesgo de fallo y ruptura. Para conseguir su objetivo, los sistemas de despresurización tienen que realizar dos acciones principales: la parada y aislamiento del sistema protegido, y evacuar su contenido.

Uno de los objetivos fundamentales de los estudios de seguridad en plantas industriales (HAZOP) es garantizar la integridad de los equipos y elementos principales en caso de emergencia, de forma que la planta pueda ser llevada a una situación de parada segura.

Durante este rápido proceso los recipientes están sometidos a tensiones inducidas, tanto por la propia despresurización, como por el incremento de temperatura del equipo producido por el fuego.

La norma API 521 regula las condiciones de despresurización de estos Equipos y Recipientes a Presión.

Aplicado a nuestro proceso, la despresurización, vaciado y el posterior arrastre de residuos con nitrógeno, se llevaría a cabo a la salida de los equipos cuyas corrientes se encuentran a grandes presiones, y la composición de la misma se encuentre en estado gaseoso a presión y temperatura ambiente (condición final a la que llegan las cañerías en un vaciado de las mismas). Como por ejemplo en la corriente 23 a la salida de sección de compresión, cuya composición comprende los compuestos livianos de carbono, (CH₄, C₂, C₃, C₄, entre otros), que se encuentran en estado gaseoso.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 136 de 255

10. Estudio de Impacto Ambiental:

10.1. Tipo de estudio a realizar:

CARACTERIZAR DE ACUERDO A EL DECRETO 2656/99 DE LA PROVINCIA DEL NEUQUÉN EL TIPO DE ESTUDIO QUE CORRESPONDERÍA EJECUTAR

De acuerdo al decreto N° 2656/99 de la provincia del Neuquén, el tipo de estudio que corresponde es un informe de impacto ambiental de industria química (IA.4).


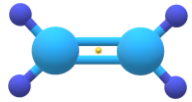
Nombre del proyecto: Obtención de etileno a partir de gasolina natural.

Objetivos y justificación:

Este proyecto se basa en la creación de una planta química para la obtención de etileno como producto principal y otros derivados de alto valor agregado, utilizando como materia prima gasolina natural (liquido de gas natural), siendo su localización en las zonas aledañas de las ciudades de Cutral-Có y Plaza Huinul.

El etileno es el nombre comercial del eteno, que es un alqueno de formula molecular C_2H_4 , es el compuesto insaturado más sencillo. En condiciones normales de temperatura y presión es un gas incoloro, de aroma similar al del éter etílico, más liviano que el aire, sumamente inflamable, volátil y muy hidrosoluble. Este es una de las materias primas petroquímicas más importante.


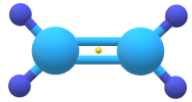
La gasolina natural se obtiene cuando se realiza el separando del gas natural los componentes del gas seco, GLP y los condensados pesados.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 137 de 255

La instalación de esta planta esta principalmente dirigida a ser una alternativa a la actual producción de etileno mediante la utilización de etano como materia prima en nuestro país, esto surge a partir de que el etano proveniente principalmente del gas natural, el cual desde hace ya algunos años es escaso y lo continuara siendo, más que nada en el periodo de invierno; Por lo cual el etano muchas veces es importado a elevados costos de transporte y suministro y en ocasiones durante el invierno su uso es restringido debido a que se prioriza el suministro hogareño al industrial.

Ante esta situación, es que se necesita una alternativa viable de producción de etileno que no dependa del suministro de gas natural, y ahí es donde la gasolina natural se muestra una como una alternativa atractiva para este problema, ya que actualmente, es abundante en el país y aún más en nuestra zona. En el país el líquido de gas natural (LGN) no tiene ningún valor agregado y su suministro no está restringido en el invierno debido al uso hogareño, entre otras ventajas que posee frente al uso de etano. Por lo que la competitividad de este proyecto radica principalmente en la utilización de una nueva materia prima.

Para estimar la vida útil de nuestra planta, se tomó como referencia la vida útil del equipo principal de la planta que es el horno de pirolisis, ya que este representa la base fundamental de la planta, y es el que representa la mayor inversión económica. Este tiene una vida útil mínima de 20 años.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 138 de 255

10.2. Proyecto:

10.2.1. Ubicación:

La ubicación de la planta será en el parque industrial de la ciudad de Cutral-Có.

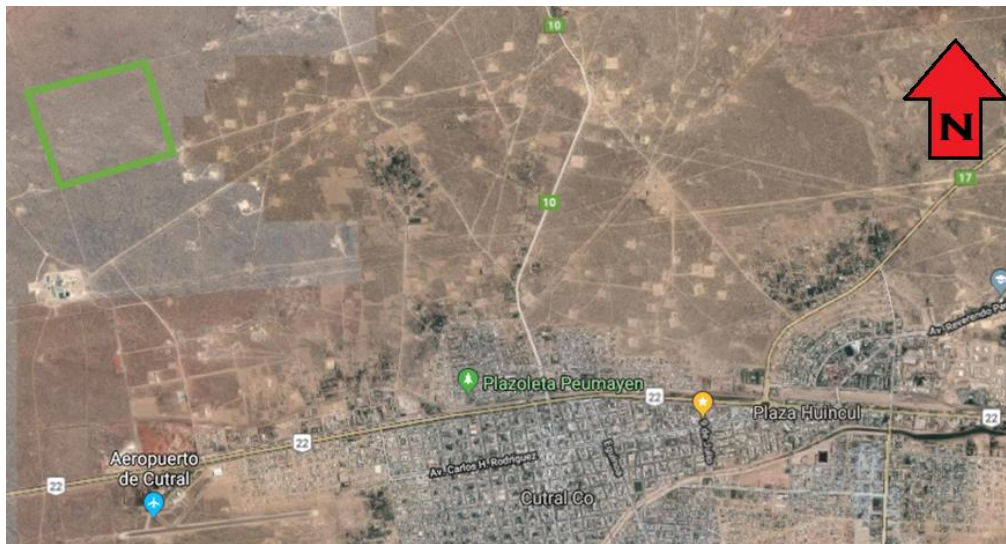


Figura 35: ubicación de proyecto

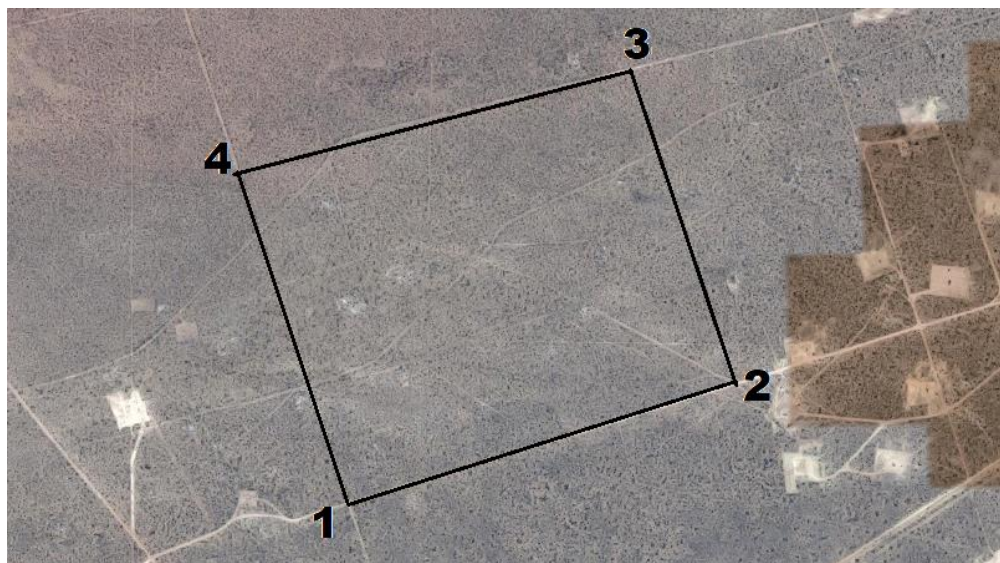

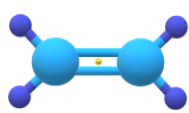


Figura 36: ubicación de proyecto.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 139 de 255

Coordenadas del terreno:


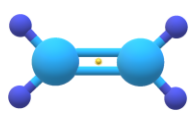
1. 38°54'45.6"S 69°16'51.7"W
2. 38°54'36.0"S 69°16'11.2"W
3. 38°54'10.3"S 69°16'22.4"W
4. 38°54'18.1"S 69°17'03.5"W

Las medidas del terreno son de 800m por 650m, con un área de 0,45 kilómetros cuadrados.

10.2.2. Recursos demandados. Tipos y cuantificación.

MATERIAS PRIMAS	ETAPA DEL PROYECTO	CANTIDAD ESTIMADA	UNIDAD DE MEDIDA	TRANSPORTE	FORMA DE ALMACENAMIENTO
Materiales de construcción	Construcción	-	-	-	-
Líquido de gas natural	Operación	1.71x10 ⁵	kg/hr	Cañerías	Tanques
Agua	Operación	35,85	m ³ /hr	Cañerías	Tanques
Trietilamina	Operación	656	kg/hr	Camiones	Tanques
Hidrogeno	Operación	33,7	kg/hr	Camiones	Tanques
Combustible	Operación	-	-	Camiones y Cañerías	Tanques

Tabla 27: Materias primas

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 140 de 255

INSUMOS	ETAPA DEL PROYECTO	CONSUMO ESTIMADO	UNIDAD DE MEDIDA	COMENTARIOS
Electricidad	Construcción, operación y abandono	1541,1	KW/Hr	
Agua Potable	Construcción, operación y abandono	2250	m ³ /día	
Gas natural	Construcción, operación y abandono	189,23	Gj/Hr	
Mano de obra	Construcción, operación y abandono	150	Nro de trabajadores	


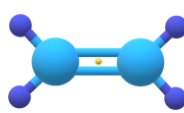
Tabla 28: Insumos

10.2.3. Efluentes:

Emisiones

COMPUESTO	ETAPA DEL PROYECTO	EMISIÓN ESTIMADA	UNIDAD DE MEDIDA	OBSERVACIONES
Gases de combustión	Operación	-	-	Sin estimar
Calor (Energía)	Operación	-	-	Sin estimar
CO	Operación	2,82	Kg/Hr	

Tabla 29: Emisiones.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 141 de 255

Vertidos


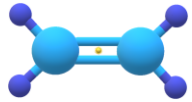
IDENTIFICACIÓN DE LA FUENTE DE DESCARGA	ETAPA DEL PROYECTO	VOLUMEN ESTIMADO DE DESCARGA	UNIDAD DE MEDIDA	DESTINO DEL EFLUENTE	TIPO DE MANEJO DEL EFLUENTE
Agua de purga de calderas	Operación	96,3	m ³ /Hr	Riego	Tratamiento físico de reacondicionamiento
Efluentes de torre de Absorción de agua	Operación	701,7	Kg/Hr	Recuperación	Tratamiento físico o químico de reacondicionamiento
Efluente de metanización	Operación	53,6	Kg/Hr	Riego	Tratamiento físico de reacondicionamiento
Agua de purga de torre de refrigeración	Operación	176,5	m ³ /Hr	Riego	Tratamiento físico de reacondicionamiento
Efluentes cloacales	Const., operación y abandono	1350	m ³ /día	Planta de tratamiento	Tratamiento químico de reacondicionamiento

Tabla 30: Fuente de descargas de efluentes

Residuos

IDENTIFICACIÓN DE RESIDUOS	ETAPA DEL PROYECTO	CANTIDAD ESTIMADA	UNIDAD DE MEDIDA	DESTINO DE LOS RESIDUOS GENERADOS
Pirita (Fe ₂ S)	Operación	29,67	Kg/Hr	Deposición
Basura generada por el personal	Construcción, operación y abandono	30	Kg/día	Deposición

Tabla 31: Residuos

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 142 de 255


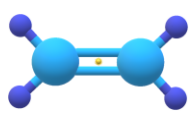
10.3. Identificación y valoración de los impactos:

10.3.1. 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.


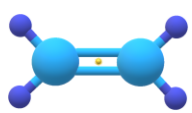
10.3.1.1. Árbol de acciones

En el árbol de acciones se describen todas las acciones causadas por la ejecución del proyecto en sus tres fases:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 143 de 255


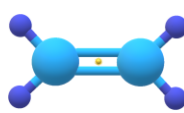
ÁRBOL DE ACCIONES				
PROYECTO	Fase	Elemento	Acciones	
	Construcción	Movimiento de suelos		Tránsito de vehículos
				Emisión de ruidos y vibraciones
				Relleno, compactación y nivelación del terreno
				Emisión de polvo y gases
		Obrador		Emisión de desechos cloacales
		Obra civil y montaje		Excavaciones
				Emisión de ruidos y vibraciones
				Tránsito de vehículos
			Demanda de mano de obra	
Planta	Planta		Almacenamiento de productos	
			Operaciones de carga y descarga.	
			Emisión de gases de antorcha	
			Emisión de gases por apagado de antorcha	
			Emisión de gases de combustión de caldera	
			Emisión de ruidos	
	Instalaciones auxiliares		Producción de residuos industriales como pirita	
			Almacenamiento Agua	
			Vertido de efluentes, como purga de calderas, torre de enfriamiento.	
Abandono	Planta		Generación de residuos de desmantelamiento	
			Despidos	

Tabla 33: Árbol de acciones

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 144 de 255

Factores a considerar	Fases			Descripción somera de la afectación
	C	O	A	
Aire	X	X		Aumento del nivel de monóxido de carbono y de otros contaminantes
	X	X		Disminución del confort sonoro (debido a trabajo de compresores y otros equipos)
	X	X		Disminución de la calidad perceptible del aire (la mayor parte de los productos se encuentran en estado gaseoso por lo cual se podrán percibir en el aire)
	X	X	X	Emisión de polvos, humos, partículas en suspensión (ya que algunos productos residuales son sólidos y durante la construcción se lleva a cabo el desmalezamiento y acondicionamiento del suelo)
	X	X	X	Emisión de olores (por los productos de la planta)
Suelo		X	X	Relieve y carácter topográfico (En el abandono, en el caso de no bioremediar)
	X			Desmonte
Hidrología Subterránea		X		Afectación de napas subterráneas
Flora	X	X		Desmalezamiento del terreno
Fauna	X	X		Alteración del hábitat natural de especies nativas
Paisaje	X	X		Alteración del paisaje intrínseco
Población	X	X	X	Creación de puestos de trabajo, mejor renta.
	X	X	X	Pérdida de puestos de trabajo, menor renta.
Recursos humanos	X	X	X	Generación de empleos y capacitación.
Economía	X	X		Valor agregado a una materia prima no aprovechada, aporte de impuesto al sector público
Infraestructura	X	X	X	Instalaciones complementarias para medios de transporte y tratamiento de efluentes.
Equipamientos	X	X	X	Transporte, comunicaciones y sanitarios.

Tabla 32: Afectaciones

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 145 de 255

10.3.1.2. Factores afectados


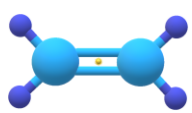
En la tabla siguiente se marcan los factores que se consideran serán afectados en todas las fases y una breve descripción del tipo de afectación.

10.3.1.3. 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:

- *De 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. *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

En la tabla siguiente se describen los impactos Operativos y por Contingencias en las tres fases que actúan sobre cada factor.


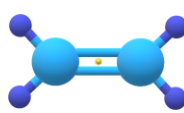
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 146 de 255

Fase: Construcción		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Afectación de la calidad del aire por polvo
	2	Afectación de la calidad del aire por gases de combustión
	3	Afectación confort sonoro por tránsito
Paisaje	4	Afectación del paisaje intrínseco
Factores Afectados	Nº	Por Contingencias
Suelo	5	Riesgo de vertido de hidrocarburos
Recursos humanos	6	Riesgo de accidentes
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Economía	7	Creación de puestos de trabajo
	8	Demanda de bienes y servicios

Tabla 33: Afectaciones en etapa de construcción

Fase: operación		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Emisión de gases de combustión
	2	Emisión de gases de antorcha
	3	Afectación confort sonoro
Suelo	4	Vertido de efluentes y residuos
Paisaje	5	Afección del paisaje intrínseco
Factores Afectados	Nº	Por Contingencias
Aire	6	Escape de gases tóxicos o explosivos por pérdidas en tanques, cañerías y equipos
Recursos humanos	7	Riesgo de accidentes
Suelo	8	Vertido de hidrocarburos por rotura de tanques y cañerías
Infraestructura	9	Riesgo de incendio
Fauna	10	Interacción de la fauna autóctona con las instalaciones
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Economía	11	Creación de puestos de trabajo
	12	Adición de valor agregado a una materia prima
Recursos humanos	13	Demanda de mano de obra cualificada

Tabla 34: Afectaciones en operación

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 147 de 255

Fase: abandono		
Impactos Negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Suelo	1	Residuos por abandono
Economía	2	Pérdida de puestos de trabajo Finalización de la demanda de bienes y servicios
Factores Afectados	Nº	Por Contingencias
Suelo	3	Riesgo por contaminación por mal manejo de residuos y efluentes
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Paisaje	4	Recomposición de la calidad del paisaje

Tabla 35: Afectaciones en abandono

10.3.2. 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 a lo estipulado por la Resolución 25/04 de la Secretaría de Energía de la Nación.


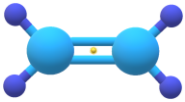
10.3.3. Cálculo de la Importancia

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.


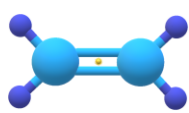
$$\text{Importancia} = \pm [3 I + 2 EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC] (1)$$

Dónde:

- I = Intensidad
- EX = Extensión

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 148 de 255


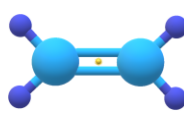
- MO = Momento
- PE = Persistencia
- RV = Reversibilidad
- SI = Sinergia
- AC = Acumulación
- EF = Efecto
- PR = Periodicidad
- MC = Recuperabilidad

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 149 de 255


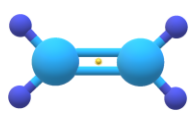
Criterios de valoración:

Intensidad	
Grado de perturbación que imponen las acción 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 36: Criterios de evaluación


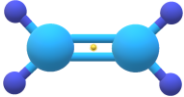
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 150 de 255

Fase: construcción							
Cálculo de la Importancia							
				Impactos			
				Operativos			
ATRIBUTO	CARÁCTER	VALOR	PESO	Afectación del aire por polvo	Afectación del aire por gases de combustión	Afectación confort sonoro por tránsito	Afectación del paisaje
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)					
INTENSIDAD	Baja	1	3	1	1	1	1
	Media	2					
	Alta	4					
	Muy alta	8					
	Total	12					
EXTENSIÓN	Puntual	1	2	1	1	1	1
	Parcial	2					
	Extenso	4					
	Total	8					
	Crítica	(+ 4)					
MOMENTO	Largo plazo	1	1	2	2	2	2
	Medio plazo	2					
	Inmediato	4					
	Crítico	(+ 4)					
PERSISTENCIA	Fugaz	1	1	1	1	1	2
	Temporal	2					


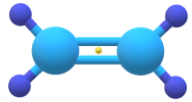
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 151 de 255

	Permanente	4					
REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1	1	1	1	1	1
	Medio plazo	2					
	Irreversible	4					
SINERGIA	Sin sinergismo	1	1	1	1	1	1
	Sinérgico	2					
	Muy sinérgico	4					
ACUMULACIÓN	Simple	1	1	1	1	1	1
	Acumulativo	4					
EFECTO	Indirecto	1	1	4	4	4	4
	Directo	4					
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1	1	1	1	1	4
	Periódico	2					
	Continuo	4					
RECUPERABILIDAD	Recuperación inmediata	1	1	1	1	1	1
	Recuperable medio plazo	2					
	Mitigable	4					
	Irrecuperable	8					
IMPORTANCIA				17	17	17	<u>21</u>

Tabla 37: Calculo de importancia etapa construcción


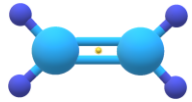
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 152 de 255

Fase: operación								
Cálculo de la Importancia								
				Impactos				
				Operativos				
ATRIBUTO	CARÁCTER	VALOR	PESO	Emisión de gases de combustión	Emisión de gases de antorcha	Afectación confort sonoro	Emisión de efluentes y residuos	Afección del paisaje
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)						
INTENSIDAD	Baja	1	3	2	1	2	1	2
	Media	2						
	Alta	4						
	Muy alta	8						
	Total	12						
EXTENSIÓN	Puntual	1	2	2	2	2	1	1
	Parcial	2						
	Extenso	4						
	Total	8						
	Crítica	(+ 4)						
MOMENTO	Largo plazo	1	1	4	4	4	4	4
	Medio plazo	2						
	Inmediato	4						
	Crítico	(+ 4)						
PERSISTENCIA	Fugaz	1	1	1	1	1	2	2
	Temporal	2						
	Permanente	4						


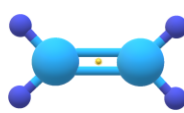
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 153 de 255

REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1	1	1	1	1	2	4
	Medio plazo	2						
	Irreversible	4						
SINERGIA	Sin sinergismo	1	1	1	1	1	1	1
	Sinérgico	2						
	Muy sinérgico	4						
ACUMULACIÓN	Simple	1	1	1	1	1	1	1
	Acumulativo	4						
EFECTO	Indirecto	1	1	1	4	4	4	4
	Directo	4						
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1	1	4	4	4	4	4
	Periódico	2						
	Continuo	4						
RECUPERABILIDAD	Inmediata	1	1	1	1	1	1	2
	A medio plazo	2						
	Mitigable	4						
	Irrecuperable	8						
IMPORTANCIA				24	24	27	24	30

Tabla 38: Calculo de importancia fase operación

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 154 de 255

Fase: abandono						
Cálculo de la Importancia						
				Impactos		
				Operativos		
ATRIBUTO	CARÁCTER	VALOR	PESO	Residuos por abandono	Pérdida de puestos de trabajo	Finalización de la demanda de bienes y servicios
SIGNO	Beneficioso	(+)		(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)				
INTENSIDAD	Baja	1	3	1	1	1
	Media	2				
	Alta	4				
	Muy alta	8				
	Total	12				
EXTENSIÓN	Puntual	1	2	1	1	1
	Parcial	2				
	Extenso	4				
	Total	8				
	Crítica	(+ 4)				
MOMENTO	Largo plazo	1	1	4	4	4
	Medio plazo	2				
	Inmediato	4				
	Crítico	(+ 4)				
PERSISTENCIA	Fugaz	1	1	2	4	4
	Temporal	2				
	Permanente	4				


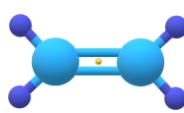
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 155 de 255

REVERSIBILIDAD	Corto plazo	1	1	2	4	4
	Medio plazo	2				
	Irreversible	4				
SINERGIA	Sin sinergismo	1	1	1	1	1
	Sinérgico	2				
	Muy sinérgico	4				
ACUMULACIÓN	Simple	1	1	1	1	1
	Acumulativo	4				
EFECTO	Indirecto	1	1	4	4	4
	Directo	4				
PERIODICIDAD	Irregular o periódico	1	1	1	4	4
	Periódico	2				
	Continuo	4				
RECUPERABILIDAD	Inmediata	1	1	1	4	4
	A medio plazo	2				
	Mitigable	4				
	Irrecuperable	8				
IMPORTANCIA				21	31	31

Tabla 39: Calculo importancia etapa abandono

10.3.4. Impacto por contingencias:

Al considerar las acciones por contingencias estas se evaluarán a través de la *Estimación del Riesgo*.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 156 de 255

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:


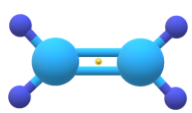
Se obtiene a partir de las consideraciones expresadas en la tabla

Control	Valor
No controlado	5
Parcialmente controlado	3
Controlado	1

Tabla 40: Valor factor de riesgo por control

No 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
- Monitoreo

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 157 de 255

- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento.


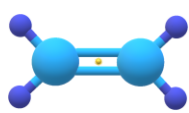
Parcialmente controlado: Cuando existen:

- 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
- Monitoreo
- 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
- Monitoreo
- Programas de mantenimiento

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 158 de 255

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 a la ocurrencia se le asigna los valores descriptos en la Tabla.


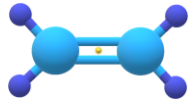
Ocurrencia	Valor
Muy Frecuente	4
Frecuente	3
Poco Frecuente	2
Ocasional	1

Tabla 41: Valor factor de riesgo por ocurrencia

b) Vulnerabilidad (V)


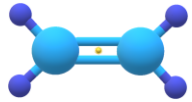
$$\text{Vulnerabilidad (V)} = \text{Factor afectado (Fr)} + \text{Magnitud (M)}$$

b.1 Factor afectado: El valor se obtiene de acuerdo a las características:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 159 de 255

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: <ul style="list-style-type: none"> - Asentamientos urbanos 	10
<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
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: <ul style="list-style-type: none"> - Ocupado con instalaciones. 	1

Tabla 42: factor de afectado


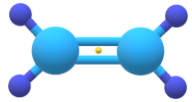
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 160 de 255

b.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


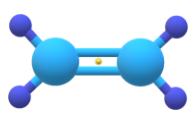
Tabla 43: Valor factor de riesgo por afectación.

En las Tabla se desarrolla el cálculo de la estimación de los riesgos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 161 de 255

Estimación de los Riesgos									
Fases	Impactos por Contingencias	Factores Afectados	Amenaza		Suma	Vulnerabilidad		Suma	Estimación del Riesgo
			Control	Ocurrencia		Factor afectado	Magnitud		
Construcción	Vertido de hidrocarburos	Suelo	1	1	2	3	1	4	8
	Riesgo de accidentes	Recursos Humanos	1	1	2	10	3	13	26
Operación	Vertido de hidrocarburos por rotura de cañerías	Suelo Fauna Flora	3	1	4	5	3	8	32
	Vertido de hidrocarburos por rotura de tanques	Suelo Fauna Flora	3	1	4	5	3	8	32
	Riesgo de incendio	Proceso Flora Fauna Suelo	1	1	2	10	10	20	40
	Escape de gases tóxicos o explosivos por pérdidas en tanques, cañerías y equipos	Aire	3	1	4	10	1	11	44
	Riesgo de accidentes	Recursos Humanos	1	1	2	10	1	11	22
Abandono	Riesgo por contaminación por derrame en desmonte de tanques	Suelo	1	1	2	3	1	4	8

Tabla 44: Estimación de riesgos

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 162 de 255

10.4. Declaración de impacto ambiental

10.4.1. Impactos Operativos

Para efectuar el enjuiciamiento de los impactos de acuerdo a su valoración, se toman la escala dada por la Resolución 25/04

JERARQUIA	VALOR
Bajo	0 - 25
Moderado	25 - 50
Critico	> 50

Tabla 45: Valoración de impacto


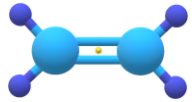
La clasificación se define de la siguiente manera:

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


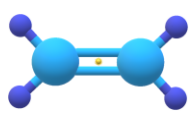
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 163 de 255

Fase	Impactos Operativos				
	Factores Afectados	Negativos	Signo	Importancia	Categoría del Impacto
Construcción	Aire	Afectación de aire por polvo	-	17	Bajo
	Aire	Afectación de aire por gases de combustión	-	17	Bajo
	Aire	Afectación de confort sonoro por tránsito	-	17	Bajo
	Paisaje	Afectación del paisaje	-	21	Bajo
Operación	Aire	Emisión de gases por combustión	-	24	Bajo
	Aire	Emisión de gases de antorcha	-	24	Bajo
	Aire	Afectación de confort sonoro	-	27	Moderado
	Suelo	Vertido de efluentes y residuos	-	24	Bajo
	Paisaje	Afectación del paisaje	-	30	Moderado
Abandono	Suelo	Residuos por abandono	-	21	Bajo
	Economía	Pérdida de puestos de trabajo	-	31	Moderado
	Economía	Finalización de demanda de bienes y servicios	-	31	Moderado

Tabla 46: Valoración impactos operativos

10.4.2. Impactos por Contingencias

Estimación del Riesgo

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 164 de 255

De acuerdo a la categorización:


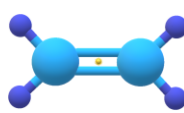
- **Riesgo Irrelevante:** no requiere acción específica
- **Riesgo Tolerable:** no requiere medidas adicionales de control.
- **Riesgo Moderado:** requiere medidas para reducir el riesgo.
- **Riesgo Importante:** no se puede dar comienzo a la operación hasta reducir el riesgo.
- **Riesgo Intolerable:** 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	0 - 30
Tolerable	31 - 70
Moderado	71 - 110
Importante	111 - 160
Intolerable	> 160

Tabla 47: nivel de riesgo

De los impactos tratados y luego valorados resulta el enjuiciamiento detallado en la tabla:


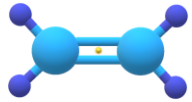
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 165 de 255

Fases	Impactos por Contingencias	Factores Afectados	Estimación del Riesgo	Nivel de Riesgo
Construcci	Vertido de hidrocarburos	Suelo	8	Irrelevante
	Riesgo de accidentes	Recursos Humanos	26	Irrelevante
Operación	Vertido de hidrocarburos por rotura de cañerías	Suelo Fauna Flora	32	Tolerable
	Vertido de hidrocarburos por rotura de tanques	Suelo Fauna Flora	32	Tolerable
	Riesgo de incendio	Proceso Flora Fauna Suelo	40	Tolerable
	Escape de gases tóxicos o explosivos por perdidas en tanques, cañerías y equipos	Aire	44	Tolerable
	Riesgo de accidentes	Recursos Humanos	22	Irrelevante
Abando no	Riesgo por contaminación por mal manejo de residuos y efluentes	Suelo	8	Irrelevante

Tabla 48: valoración de riesgos de proyecto


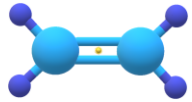
10.5. Plan de gestión ambiental

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.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 166 de 255

SÍNTESIS DE MEDIDAS DE MINIMIZACIÓN DE IMPACTOS						
	IMPACTOS	TIPO DE MEDIDA		FASE	DESCRIPCIÓN	OBJETO
		Prev.	Cor			
Contingencias	Afectación de paisaje		X	Operativo	Forestar con cortina de árboles	Minimizar el impacto visual
	Afectación del confort sonoro		X	Operativo	Colocación de barreras acústicas y cerramientos	Minimizar la propagación del ruido
	Pérdida de puestos de trabajo	X		Abandono	Preavisos pertinentes o pago de indemnizaciones correspondientes	Minimizar el impacto económico de los trabajadores
	Afectación de paisaje		X	Abandono	Desmontar y rellenar la zona	Recuperación efectiva del terreno

Tabla 49: medidas de mitigación de impactos

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 167 de 255

11. Ingeniería de detalle: Condensador Multicomponente.

11.1. Introducción

La condensación es una operación en la cual un vapor es transformado en un líquido, para lo cual se debe extraer calor del vapor con un fluido refrigerante (agua o aire, por ejemplo).


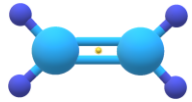
Cuando el vapor es una sustancia pura y no cambia la presión, el proceso es isotérmico. Y por lo tanto la temperatura del proceso es la temperatura de saturación del vapor a dicha presión.

Cuando el vapor es una mezcla, la condensación no es isotérmica, por lo que hay un rango de temperaturas en que coexisten vapor y líquido, el cual va desde la temperatura de rocío (primera gota de condensado) y la de burbuja (condensación completa).

En este caso se estudiará la condensación de una mezcla de vapores, o condensación multicomponente.

Este proceso suele darse cuando se quiere condensar una mezcla de hidrocarburos proveniente del tope de una columna de destilación. Estos componentes tendrán diferente temperatura de condensación. Así la temperatura disminuirá mientras la mezcla se condensa en el equipo.

Primero condensarán los componentes más pesados (con mayor temperatura de condensación) y al disminuir la temperatura condensarán los más livianos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 168 de 255

Para realizar el diseño del condensador se requiere conocer la curva de condensación de la mezcla. Esta se calcula con ecuaciones de equilibrio termodinámico entre vapor y líquido dentro del intervalo de condensación. Sin embargo, gracias a la existencia de programas de simulación de procesos muy útiles como Aspen HYSYS y HTRI se pueden obtener dichos datos para conformar la curva de condensación.

11.2. Tipos de condensadores:


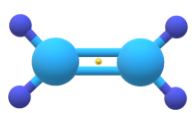
Hay cuatro configuraciones de condensadores posibles:

- 1) Horizontal: con la condensación en el casco y el medio de enfriamiento en el lado de los tubos.
- 2) Horizontal: con la condensación en los tubos.
- 3) Vertical: con la condensación en el casco.
- 4) Vertical con la condensación en los tubos.

Los tipos de condensadores más usados son horizontales con la condensación en el lado del casco y vertical con la condensación en el lado de los tubos.

Condensador de vapores del tope de una columna de destilación

Se tiene una mezcla de vapores que son extraídos del tope de la columna. Esta se debe condensar parcialmente ya que los vapores alimentarán otras operaciones aguas abajo en el proceso. Por otra parte, la fase líquida constituye el reflujo a la torre. Estas fases se dividirán pasando por un separador-acumulador de reflujo. En este proyecto se realizará solo el diseño del condensador multicomponente.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 169 de 255

A partir de la simulación del condensador utilizando las herramientas computacionales de Aspen Hysys y HTRI, por un lado, y el cálculo “manual” aplicando el método teórico en una planilla de Excel, por otro, se buscará obtener resultados similares de diseño del equipo. Cabe mencionar que tanto Hysys como HTRI utilizan métodos de cálculo diferentes, por lo que los resultados pueden diferir.

11.3. Diseño termodinámico:


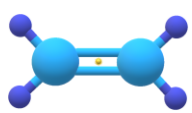
Debido a la presencia de múltiples componentes, se tiene un rango de ebullición. El siguiente procedimiento cubre la zona de vapor puro y la zona de doble fase.

Para usar este método se necesitan los datos de proceso y la **curva de condensación del vapor**.

La curva de condensación representa como avanza termodinámicamente la corriente caliente desde una temperatura T1 a T2. Se requiere conocer la entalpía, la fracción másica de vapor y el peso molecular del vapor a cada temperatura intermedia. El cálculo se divide en intervalos (cuatro o cinco), para los cuales se requieren estos datos. En este caso se dividirá en cinco.

La curva de condensación puede ser integral o diferencial.

- La integral se usa al asumir que vapor y condensado están siempre en contacto en todo el equipo para mantener el equilibrio.
- La diferencial asume que el condensado líquido se separa del vapor, alterando el equilibrio y reduciéndose el punto de rocío del vapor.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 170 de 255

- En diseño industrial se utilizan las curvas de **condensación integral**.

Siendo n puntos de la curva, se tienen n-1 intervalos de cálculo. Entre los puntos i e i+1 se calcula:

$$-\Delta Q = W_h * (i_{i+1} - i_i) = \text{Calor a retirar en el intervalo}$$

I=Entalpías específicas

$$-\Delta Q_s = W_v * C_v * (T_{i+1} - T_i) = \text{Calor sensible del vapor}$$

$$-\gamma = \frac{\Delta Q_s}{\Delta Q}$$


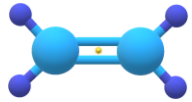
Para calcular la temperatura de salida de cada intervalo, se utilizan las propiedades y el caudal de la corriente fría, y se aplica la siguiente ecuación:

$$t_{i+1} - t_i = -\frac{\Delta Q}{W_c C_c}$$

Con las cuatro temperaturas extremas del proceso se calcula el factor Ft de corrección de la media logarítmica de temperatura DMLT. Para cada intervalo se calcula la DMLT y se corrige con Ft.

$$DMLT = \frac{[(T_{i+1} - t_{i+1}) - (T_i - t_i)]}{\ln \left(\frac{T_{i+1} - t_{i+1}}{T_i - t_i} \right)}$$

Luego se propone la geometría del intercambiador seleccionado (Diámetro de tubos, espesor, separación entre ellos, longitud, arreglo, etcétera) y la resistencia al ensuciamiento para ambos fluidos basándose en datos bibliográficos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 171 de 255

Cálculo del coeficiente de transferencia del lado tubos: (Agua de enfriamiento)

$$at = (\pi * D_i^2 / 4) * N / n = \text{Área de flujo en tubos}$$

$$v = \frac{Wc}{1000 * at} = \text{Velocidad}$$

t = Temperatura media del agua

$$h_{io} = 1423 * (1 + 0,0146 * t) * v^{0,8} / D_i^{0,2} * (D_i / D_o)$$

Cálculo del coeficiente del lado coraza: (Vapor a condensar)

Primero debe calcularse un coeficiente debido a la película de condensado h'_f , antes habiendo calculado el h_f (sin efecto de arrastre de vapor) y corregido por la velocidad al mismo.

Con el modelo de condensación de Nusselt se calcula h_f


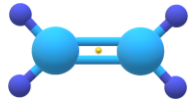
$$h_f * \left(\frac{\mu_L^2}{k_L^3 * \rho_L^2 * g} \right)^{1/3} = 1,51 * \left(\frac{4 * G''}{\mu_L} \right)^{-1/3}$$

$$G'' = \frac{W_{condensado}}{L * N^{0,66}}$$

Con h_f se calcula el Nu_f :

$$Nu_f = \frac{h_f * D_o}{k_L}$$

Luego, se corrige h_f en cada intervalo con el efecto de arrastre de vapor. h'_f se calcula con las siguientes ecuaciones:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 172 de 255

$$Nu'_{f=} = \frac{h'_{f*}D}{k_L} = (X^4 * Re^2 + Nu_f^4)^{1/4}$$

Siendo:

$$Re = \frac{D * G * \rho_L}{\rho_G * \mu_L} \quad ; \quad G = W_v / A_s \quad ; \quad X = 0,9 * \left(1 + \frac{1}{R * H}\right)^{1/3}$$

$$R = \frac{\rho_L * \mu_L}{\rho_G * \mu_G} \quad ; \quad H = \frac{c_{pL} * (T_{sat} - T_w)}{Pr_L * \lambda}$$

As=Área de flujo en coraza

$$\lambda = \text{Calor de condensación} = \frac{\text{Calor latente}}{\text{Caudal de condensado}}$$

$$\lambda = \frac{Q - W_v * C_v * T_1 - T_2}{W_v}$$

Se debe iterar para poder calcular la temperatura de la pared T_w . Se supone un T_w para cada intervalo y se verifica con:

$$T_w = \frac{h_o * T - U * (T - t)}{h_o}$$


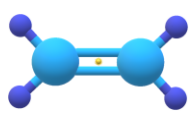
Habiendo calculado h'_f se calcula h_o , que es coeficiente total del lado vapor:

$$h_o = \left(\frac{1}{h'_f} + \frac{\gamma}{h_G}\right)^{-1}$$

Para obtener h_G (coeficiente de simple fase vapor) se usa el método de Kern.

$$G_v = W_v / A_s = \text{Densidad de flujo másico de vapor}$$

$$A_s = \frac{D_s * c * B}{P_t}$$

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 173 de 255

$$Re_K = D_{eq} * G_v / \mu_v$$

El diámetro equivalente D_{eq} depende de la geometría y se obtiene de datos bibliográficos.

$$h_G = \frac{0,36 * Re_K^{0,55} * Pr_v^{0,33} * k_v}{D_{eq}}$$

Se calcula el coeficiente U y el área requerida para cada intervalo:

$$U = \left(\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + R_{fi} + R_{fo} \right)^{-1} ; A = \frac{\Delta Q}{U \Delta T}$$

Y por último se calcula el área total sumando las áreas requeridas de cada intervalo.


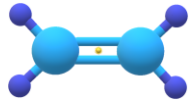
Para asegurar que el equipo transferirá el calor necesario para lograr la condensación, se debe cumplir que:

$$A_{Calculada} < A_{Real}$$

11.4. Especificaciones de proceso:

A continuación, se presentan las composiciones de las corrientes de entrada del proceso, extraídas de la simulación realizada en Aspen Hysys.

Corriente de Vapor del tope de la columna:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 174 de 255

Componente	Fracción molar
Metano	0,00000
Etano	0,00010
Agua	0,78800
Sulfuro de hidrógeno	0,12600
Dióxido de carbono	0,08400
Etileno	0,00020
Propileno	0,00100
Hidrógeno	0,00002

Tabla 50: composición vapor torre columna


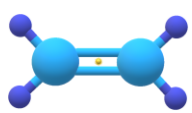
La corriente utilizada para refrigerar y condensar el vapor sólo está compuesta por Agua.

Selección del fluido refrigerante:

Se utilizará agua ya que es un medio fácil de obtener, de bajo costo, con alta capacidad calorífica y su temperatura de operación es mayor que la temperatura de punto burbuja y rocío de los componentes a condensar (hidrocarburos livianos).

Selección de la ubicación de los fluidos:

En este condensador fluirá por tubos el agua de enfriamiento y por coraza el vapor a condensar. Se decidió esta distribución basándose en que el agua es más propensa a provocar incrustaciones, corrosión o ensuciamiento de los tubos. Es aconsejable utilizar una coraza con materiales más económicos y limpiar o cambiar los tubos. Además, el agua posee una velocidad mayor que el vapor, por lo que es factible enviarla por tubos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 175 de 255

11.5. Simulación en Aspen HYSYS:

A continuación, se presenta una imagen extraída de la simulación. Este es el entorno de simulación de la columna de destilación. El equipo diseñado es el condensador de la misma. Se observa al condensador como una “caja negra”, la cual está compuesta por el intercambiador a diseñar y un separador bifásico. Este último permite separar la corriente de gas ácido, que se alimenta a otra sección del proceso, y la corriente líquida que sirve de reflujo para la torre.

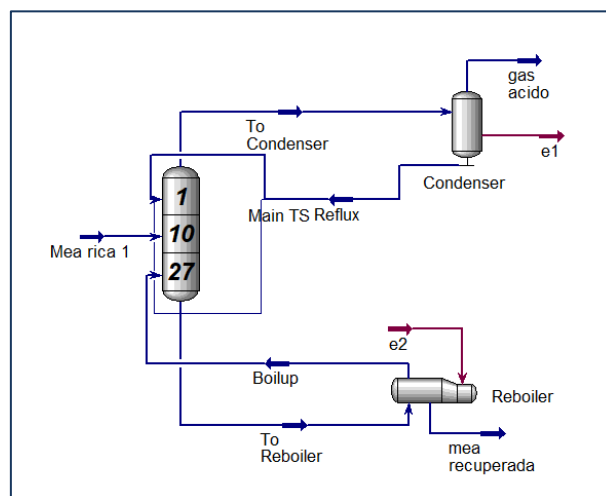

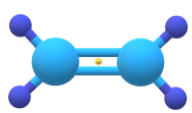


Figura 37: Torre

Para poder simular el intercambiador de calor, se extrajeron las propiedades de la corriente “To Condenser” y fueron asignadas a una nueva corriente, la cual alimenta a un intercambiador de tubo y coraza. Luego de haber analizado donde se realizaría la condensación, se colocó esta corriente en la coraza y el agua de enfriamiento en los tubos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 176 de 255

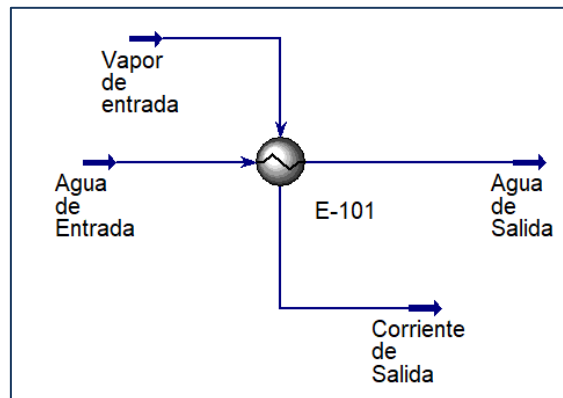


Figura 38: Condensador

Las corrientes de entrada presentan las siguientes condiciones:


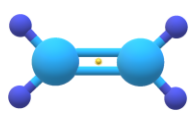
Nombre de la Corriente	Unidades	Vapor de entrada	Agua de entrada
Fase Vapor		1	0
Temperatura	$^{\circ}C$	$T_1 = 113,30$	$t_1 = 25$
Presión	kPa	203,40	289
Flujo Másico	$\frac{Kg}{h}$	78,02	2.800
Flujo Molar	$\frac{Kgmol}{h}$	3,505	155,4

Tabla 51: Corriente de ingreso

Las corrientes de salida obtenidas son las siguientes:

Nombre de la Corriente	Unidades	Corriente de salida	Agua de salida
Fase Vapor		0,217	0
Temperatura	$^{\circ}C$	$T_2 = 36,71$	$t_2 = 35,63$
Presión	kPa	203,30	283
Flujo Másico	$\frac{Kg}{h}$	78,02	2.800
Flujo Molar	$\frac{Kgmol}{h}$	3,505	155,4

Tabla 52: Corriente de salida

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 177 de 255

Luego de realizar la simulación en HYSYS se procedió a utilizar el programa HTRI para obtener los datos referidos a geometría del equipo, cantidad de tubos adecuada, velocidad de los fluidos, etcétera. Se adjuntará un reporte de las simulaciones en ambos programas al final de este trabajo.

Ambos arrojaron valores similares y útiles para diseñar el equipo propuesto, y así junto con el cálculo manual realizado en Excel corroborar el trabajo desarrollado.


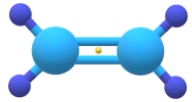
11.6. Cálculo Manual (Excel):

Se adjuntarán a continuación las tablas extraídas de Excel. En este se realizaron los cálculos de diseño para hallar y corroborar el área de transferencia del condensador, aplicando el método ya desarrollado anteriormente.

En primer lugar, se extrajeron las propiedades termodinámicas de cada corriente del HYSYS a la temperatura y presión correspondiente. Para la corriente de vapor tendremos las siguientes propiedades para el condensado y para la fase vapor.

<i>Condensado</i>	<i>Unidades</i>	<i>Valor</i>
Densidad (ρ_L)	$\frac{Kg}{m^3}$	967,4
Viscosidad (μ_L)	$\frac{Kg}{m * s}$	$4,87 \times 10^{-04}$
Conductividad Térmica (k_L)	$\frac{W}{m * K}$	0,66
Calor Específico (C_{pL})	$\frac{J}{Kg * K}$	4.215,5
Vapor		
Viscosidad (μ_V)	$\frac{Kg}{m * s}$	$1,19 \times 10^{-05}$
Conductividad Térmica (k_V)	$\frac{W}{m * K}$	0,021
Calor Específico (C_{pV})	$\frac{J}{Kg * K}$	1.284,6

Tabla 52: Propiedades del vapor y del condensado.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 178 de 255

El número de Prandtl utilizado en las correlaciones se calcula como:

$$Pr = \frac{C_p * \mu}{k}$$

Fase	N° de Prandtl
Condensado	3,1
Vapor	0,7

Tabla 53: número de Prandtl

Para la corriente del fluido refrigerante (Agua) se tienen las siguientes propiedades:

Propiedades del fluido en tubos (Agua)	Unidades	Valor
Caudal másico (W_c)	$\frac{Kg}{s}$	0,78
Calor específico (C_{pc})	$\frac{J}{Kg * K}$	4.214
Densidad (ρ_c)	Kg/m^3	1.003


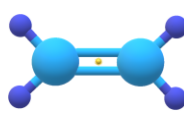
Tabla 54: propiedades del fluido en tubos.

El Fouling o resistencia al ensuciamiento propuesto para cada fluido está basado de datos bibliográficos correspondientes al libro Cao²⁶.

Fouling	Unidades	Valor
Lado coraza	$\frac{m^2 * K}{W}$	0,0002
Lado tubos	$\frac{m^2 * K}{W}$	0,0002

Tabla 55: Fouling de los flujos.

²⁶ (Cao, 2004)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 179 de 255

11.7. Cálculos Constructivos:


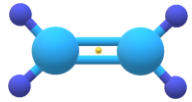
Con la ayuda del programa HTRI, se obtuvo la geometría que mejor se ajustara a las condiciones del proceso propuesto, y luego fueron aplicados estos valores a la simulación en HYSYS, optimizando el mismo.

Geometría del equipo	Unidades	Valor	Unidades	Valor
Número de tubos (N)		48		
Número de pasos en tubos (n)		4		
Longitud de tubos (L)	m	3,048	in	120
Diámetro interno de tubos (D_i)	m	0,0084	in	0,33
Diámetro externo de tubos (D_o)	m	0,013	in	0,5
Diámetro de coraza (D_s)	m	0,254	in	10
Diámetro equivalente coraza (D_e)	m	0,085	in	3,35
Separación entre tubos (P_t)	m	0,017	in	0,66
BWG	m	0,002	in	0,08
Distancia libre entre tubos (c)	m	0,004	in	0,16
Separación entre deflectores (B)	m	0,1	in	3,94
Número de deflectores (NB)		30		

Tabla 56: Datos geometría equipo

11.7.1. Tipo de Intercambiador:

La clase de intercambiador a utilizar deberá ser de haz de tubos removible (para poder realizar su limpieza externa e interna, con cabezal flotante de arrastre con anillo seccionado).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 180 de 255

Cabezal de entrada:

Frente a la necesidad de realizar la limpieza y mantenimiento del equipo se selecciona el cabezal tipo A con conexión Radial. Este es un tipo de cabezal de extremo abierto y sección cilíndrica denominado Canal. Cuenta con una tapa abulonada fácilmente extraíble, la cual permite acceder a los tubos sin tener que retirar el cabezal completo. El mismo deberá presentar las divisiones necesarias para poder tener 4 pasos por tubos. Cabe aclarar que disponer de un número par de pasos permite tener las conexiones de entrada y salida del mismo lado del equipo, y así facilitar el tendido de cañerías y la limpieza/mantenimiento.


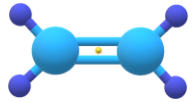
11.7.2. Tipo de Carcasa:

Para un solo paso por carcasa el tipo más adecuado es el E, dado que el resto es para más de un paso.

11.7.3. Cabezal posterior:

Para este caso se selecciona un cabezal del tipo S llamado Cabezal de Anillo Partido.

Con estas partes se confecciona un Intercambiador AES o también, un Intercambiador de Cabezal Flotante de Anillo Seccionado. Esta configuración soluciona uno de los tantos problemas de los equipos con cabezal flotante de arrastre (Tipo BET) que son las zonas de By Pass formadas entre la carcasa y el círculo de tubos. Este espacio es mayor cuando se tiene la unión bridada del cabezal flotante. Al existir este espacio vacío se canalizaría el flujo del fluido entre las ventanas de los baffles sin

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 181 de 255

penetrar el haz de tubos. Estas son las llamadas Corrientes de By Pass. El anillo seccionado o partido favorece la construcción de la placa de tubos de diámetro igual al de la carcasa.

El cabezal flotante aprisiona la placa de tubos contra un anillo de respaldo abulonado al mismo. Este anillo está dividido en dos mitades para ser retirado del equipo antes de extraer el haz de tubos.

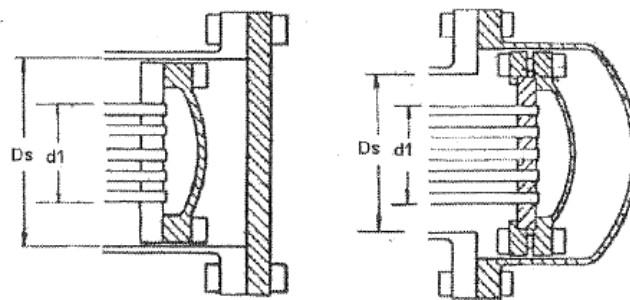


Figura 39: Cabezal²⁷


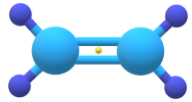
En la Figura 39, el cabezal de la izquierda corresponde a un cabezal flotante de arrastre (Tipo T), y el restante a uno de anillo partido (Tipo S). Se pueden observar claramente las diferencias de diámetros mencionadas anteriormente, que favorecen al último tipo por eliminar las zonas de By Pass.

11.7.4. Diámetros de tubos:

Para seleccionar estos parámetros, se eligió un Diámetro de tubos acorde a los caudales y velocidades recomendadas para flujo de agua en cañerías. Con dicho diámetro y según la norma BWG más apropiada, se obtuvo un diámetro interno D_i y un diámetro nominal D_o .²⁸

²⁷ (Cao, 2004)Pag. 113.

²⁸ (Cao, 2004)Pag. 418 Apéndice 23.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 182 de 255

11.7.5. Arreglo de los tubos:

El arreglo es la disposición geométrica de los tubos en la placa tubular. Pueden ser en cuadro, cuadro rotado, triángulo o triángulo alineado. En este equipo se eligió el triángulo, ya que permite obtener mayores coeficientes de transferencia. El arreglo en cuadros es más fácil de limpiar por fuera, pero dado que el fluido más corrosivo irá dentro de los tubos no será un problema y se favorecerá la transferencia.


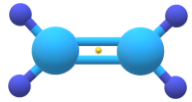
11.7.6. Número de tubos y de pasos:

El número de tubos adecuado para este equipo se extrae del Apéndice 8²⁹ del Libro Cao, utilizando el diámetro D_s de la carcasa en pulgadas. Para un diámetro de 10 pulgadas y 4 pasos por tubos fijos, la bibliografía recomienda 48 tubos. Utilizando el software HTRI se realizó la simulación variando el número de tubos y los pasos, y el más eficiente fue 48 tubos y 4 pasos. Si se colocan 2 pasos, las velocidades de los fluidos disminuyen considerablemente, y trae aparejado un decrecimiento en los coeficientes peliculares. Por ellos se seleccionó 4 pasos, para así mantener un buen coeficiente de transferencia.

11.7.7. Longitud de tubos:

Respecto a la longitud de los tubos, no es aconsejable la utilización de tubos de más de 6 metros por dos razones: la construcción del equipo es muy complicada y su limpieza se hace muy difícil. Teniendo en cuenta los largos estándar se seleccionaron

²⁹ (Cao, 2004) Pag. 408 Apéndice 8.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 183 de 255

tubos de 3,048 m. Esta selección es la aconsejable, debido a que si se elige una longitud no normalizada, se deberán cortar los tubos, desperdiciando material sobrante.

11.7.8. Paso o Pitch:

Se denomina así al espaciado entre tubos. Este debe ser el mínimo posible para tener el menor diámetro de coraza, para cierto número de tubos. Generalmente, debe ser aproximadamente:

$$Pt = 1,25 * Do$$


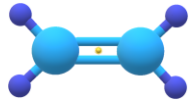
Por último, se calcula el claro c que es la distancia libre entre tubos.

$$C = Do - Pt$$

11.7.9. Deflectores:

El tipo más común es el segmentado. El fluido tiene una velocidad con componente perpendicular a los tubos, y una paralela al eje de los mismos. Dependiendo de la separación de los deflectores, será la velocidad que adquiera el fluido. A menor separación, menor será el área de flujo y mayor la velocidad. Esto favorece el aumento del coeficiente pelicular del fluido en carcasa. Esto viene acompañado de balancear velocidad con pérdida de carga. El corte más común de los deflectores es de 25% del diámetro del mismo. Según el libro Cao *Existe un límite mínimo para la separación entre deflectores, que las normas T.E.M.A. fijan en una quinta parte del diámetro de la carcasa.*³⁰ Por otra parte, hay una máxima separación que asegura la integridad de los tubos con requerimientos mecánicos. Esta se

³⁰ (Cao, 2004)Pag 102

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 184 de 255

denomina Máxima longitud no soportada (el doble de la separación entre baffles). Depende del diámetro de los tubos y del material de los mismos. Para este caso, se seleccionó una separación B entre deflectores de 0,1 m. teniendo una carcasa de 0,254 m. de diámetro D_s .


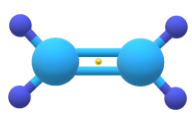
Los deflectores deberán agujerarse para hacer pasar los tubos. Según normas T.E.M.A. el diámetro de los agujeros debe ser 1/64 pulgadas mayor al diámetro exterior del tubo. El diámetro del tubo es de 0,5 pulgadas (1,27 cm.), por lo tanto los agujeros serán de 33/64 pulgadas (1,31 cm.)

11.7.10. Materiales:

Ajustándose a los fluidos de proceso, se utilizará Acero al Carbono para las placas tubulares, cuerpo y tubos del condensador.

Los tubos de este condensador serán de **Acero al Carbono** que corresponde a la norma **ASTM A179**. Estos tubos sin costura tienen un bajo contenido de carbono. Están disponibles del Diámetros externos de 1/8 de pulgada hasta 3 pulgadas. Su composición química está formada por carbono, manganeso, fósforo y azufre. Como ventaja de este material, se tiene una mayor resistencia a los esfuerzos y a la corrosión, lo cual es muy importante debido a la utilización de agua en el proceso de refrigeración y limpieza del equipo.

A continuación se presentan los valores de la **curva de condensación** (dividida en 5 intervalos, como ya se mencionó anteriormente) extraídos de la simulación en HYSYS:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 185 de 255

Dato	Unidades	T ₁	T _{1.1}	T _{1.2}	T _{1.3}	T ₂
T° Vapor	°C	113,28	94,14	74,99	55,85	36,71
Fración peso del vapor	Kg _{vap} /Kg _{Tot}	1	0,84	0,68	0,52	0,36
Entalpía mezcla	Kj/Kg	-10040	-10442	-10845	-11248	-11650
Peso molecular vapor	Kg/Kmol	22,25	26,05	29,86	33,66	37,45
Caudal vapor	Kg/seg	0,0217	0,0182	0,0148	0,0114	0,0079


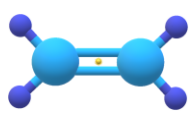
Tabla 57: Curva de condensación

Teniendo n=5 puntos de la curva de condensación, se tienen n-1=4 intervalos de cálculo.

Cómo ya se explicó, se calculará la media logarítmica de la temperatura DMLT de cada intervalo y su corrección con el factor FT correspondiente.

Intervalo		I	II	III	IV	
ΔQ	KW	8,712	8,729	8,728	8,729	
ΔQ_s	KW	0,53	0,45	0,36	0,28	
γ		0,061	0,051	0,042	0,032	
$\Delta t(i)-t(i+1)$	°C	2,66				
T° Agua	°C	35,63	33,0	30,3	27,7	25
DMLT	°C	69,1	52,5	35,8	18,8	
R		7,2				
S		0,1				
Ft	Apéndice 1 Cao	0,84				
DMLT*Ft	°C	58,33	44,32	30,24	15,84	

Tabla 58: DMLT

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 186 de 255

11.7.11. Coeficiente de transferencia lado tubos: (Agua de enfriamiento)

Dato	Unidades	Valor
Área de flujo (a_t)	m ²	0,0007
Velocidad (v)	m/s	1,14
T° media del agua	°C	30
h_i	m ² *K/W	5.930
h_{io}	m ² *K/W	3.961


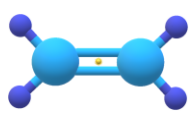
Tabla 59

11.7.12. Coeficiente del lado coraza: (Vapor a condensar):

Dato	Unidades	Valor
G"	Kg/m*s	0,00055
h_f	W/m ² *K	20215
N_{uf}		391,72
Corrección con arrastre de vapor		
Área de flujo carcasa	m ²	0,0063
Deq	m	0,0121

Tabla 60


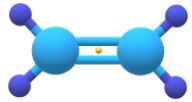
Luego, se corrige h_f en cada intervalo con el efecto de arrastre de vapor. Se aplican las ecuaciones ya expuestas, y se calculará el Área Total de transferencia del lado carcasa.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 187 de 255

Intervalo		I	II	III	IV	
Gv	$\frac{Kg}{m^2 * s}$	3,44	2,89	2,35	1,80	1,26
Densidad vapor	$\frac{Kg}{m^3}$	1,43	1,82	2,21	2,60	3,00
Re		60.741	40.103	26.769	17.450	10.571
R		27.679	21.725	17.875	15.184	13.201
supongo Tw						
Tw	°C	108	89	72	54	36
λ	J/Kg	1.511.890				
H		0,005	0,005	0,003	0,002	0,001
X		0,90	0,90	0,91	0,91	0,93
Nuf'		401,52	396,09	393,71	392,59	392,07
hf'	$\frac{W}{m^2 * K}$	20.721	20.441	20.319	20.260	20.233
Verifico Tw calculando Uλ	$\frac{W}{m^2 * K}$	1427,1	1425,8	1425,2	1425	1424,8
Tw	°C	107,57	89,69	71,86	54,06	36,26
ReK		3483,9	2930,4	2377,4	1824,4	1271,2
hG	$\frac{W}{m^2 * K}$	50	46	41	35	29
ho	$\frac{W}{m^2 * K}$	792	854	935	1047	866
U	$\frac{W}{m^2 * K}$	522	549	581	622	553
A	m ²		0,57	0,7	1	3
Área Total	m ²	5,05				

Tabla 61: cálculo de área de transferencia

El Área Total Requerida (Calculada) según el cálculo de Excel (Cálculo Manual) es 5,05 m².

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 188 de 255

El Área Real del equipo, la cual se calcula como:

$$A = \pi * L * N * Do$$

Donde:

- L: Longitud de tubos.
- N: Número de tubos.
- Do: Diámetro externo del tubo.

Entonces:

$$A_{Real} = \pi * 3,048m * 48 * 0,013m$$

$$A_{Real} = 5,97 m^2$$

Recopilando datos tenemos:

$$A_{calc HTRI} = 5,50 m^2$$

$$A_{calc HYSYS} = 5,84 m^2$$


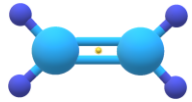
$$A_{calc Manual (Excel)} = 5,05 m^2$$

Se cumple que:

$$A_{Calculada} < A_{Real}$$

De esta manera se verifica el equipo y podrá utilizarse desde un punto de vista de transmisión de calor.

El **Exceso de Área**, a partir del cálculo manual será:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 189 de 255

$$\%Exceso = \frac{A_{Real} - A_{Calc}}{A_{Calc}} * 100 = 18,22\%$$

Con esto se verifica que el equipo podrá transferir la cantidad de calor deseada. Por otra parte, debe verificarse la pérdida de carga, asegurando que el Δp calculado para cada corriente sea menor al Δp admisible. Se debe asegurar que la caída de presión se encuentre dentro de valores admisibles para evitar costos adicionales y sobredimensionamiento.

11.7.13. Pérdida de carga en tubos:

Esta pérdida de carga se obtiene de la suma de dos efectos:

a) Pérdida de carga por fricción en tubos:

$$\Delta p_t = \frac{4fnL\rho v^2}{2Di}$$

Donde:


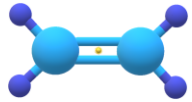
- f: Factor de fricción.
- n: Número de pasos por tubos.
- L: Longitud de tubos.
- v: Velocidad del fluido.
- Di: Diámetro interno de tubos.

El valor de $Re = 12.036$ indica que se tiene un flujo turbulento. Por lo que f se calcula como:

$$f = 0,014 + 0,125Re^{-0,3}$$

$$f = 8,8 * 10^{-3}$$

$$\Delta p_t = 50.097 \text{ N/m}^2$$

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 190 de 255

b) Pérdida de carga por retorno en cabezales:

$$\Delta p_c = \frac{4n\rho v^2}{2}$$

$$\Delta p_c = 10.396 \text{ N/m}^2$$

Entonces, la pérdida de carga total en tubos será:

$$\Delta p = \Delta p_t + \Delta p_c$$

$$\Delta p = 60.493 \text{ N/m}^2$$

11.7.14. Pérdida de carga en carcasa:


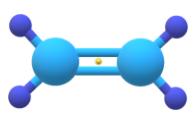
$$\Delta p_s = \frac{f D_s G_s^2 (NB + 1)}{2 D e \rho} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

f= 0,035

$$\Delta p_s = 10.840 \text{ N/m}^2$$

Según la simulación realizada en HTRI la pérdida de carga admisible para el lado de tubos es 68.949 kPa. La pérdida de carga calculada es de 60.493 N/m². Para el lado coraza, se tiene una pérdida de carga admisible de 13.790 N/m² y la calculada es de 10.840 N/m². Con esto, se puede asegurar que el equipo se encuentra dentro de los valores admisibles de diseño.

Por otra parte, según bibliografía para que la pérdida de carga en lado coraza de un intercambiador sea satisfactoria debe ser menor o igual a 10 Lb/in². En este caso se tiene una pérdida de carga admisible de 2 Lb/in² y una pérdida de carga calculada de 1,57 Lb/in².

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 191 de 255

11.8. Diseño Mecánico:

Un intercambiador de calor, en este caso un condensador, es un recipiente a presión ya que puede almacenar un fluido a presión manométrica.

11.8.1. Tipo de recipientes:

Hay dos tipos de recipiente a presión:

- De almacenamiento: para almacenar fluidos a presión (Tanques).
- De proceso: usos variables (intercambiadores de calor, torres de destilación, reactores).

Por lo tanto un condensador es un recipiente a presión **de proceso**.

11.8.2. Condiciones de diseño:

Para realizar el diseño del condensador deberán establecerse ciertas condiciones:

11.8.2.1. Presión de diseño Pd:

Es la presión utilizada en cálculos de las partes que conforman el recipiente.


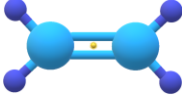
Para un recipiente sometido a presión interna como un condensador, se diseña en base a la máxima presión de operación Pop, incrementada en un 10%.

En este caso:

$$Pd = 1,1 * Pop$$

$$Pd = 1,1 * 203 \text{ kPa}$$

$$Pd = 223 \text{ kPa} = 2 \text{ Kg/cm}^2$$

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 192 de 255

11.8.2.2. Temperatura de diseño T_d :

Los equipos a presión se diseñan en base a la temperatura máxima esperada en operación Top, incrementada en 15°C.

$$T_d = T_{op} + 15^\circ C$$

$$T_d = 113^\circ C + 15^\circ C$$

$$T_d = 128^\circ C$$

11.8.2.3. Temperatura mínima de diseño de metal T_{dm} :

Según ASME VIII, Div I, Párrafo UG-20 b, si el recipiente no posee aislamiento térmico interior, la temperatura del metal será igual a las del fluido que contiene el recipiente.

$$T_{dm} = 113^\circ C$$


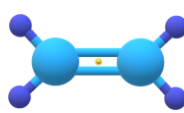
11.8.3. Tensiones de diseño:

Las tensiones a las que se someten los recipientes a presión, tanto internas como externas, no deben exceder la máxima tensión admisible especificada en el código de diseño. (ASME VIII, Div II).

11.8.4. Espesores requeridos:

11.8.4.1. Espesor mínimo de envoltente y cabezales:

En recipientes de acero al carbono y de acuerdo al diámetro exterior se extrae de la tabla 62. **Error! Reference source not found.**

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 193 de 255

Espesor mínimo, t (mm) Notas (1)	Diámetro exterior del recipiente, D (mm)					
	< 1000	de ≥ 1000 a < 1500	de ≥ 1500 a < 2000	de ≥ 2000 a < 2500	de ≥ 2500 a < 3000	≥ 3000
Total (Resistente + sobreespesor de corrosión).	5	6	7	8	10	0,00267D Mínimo 10

Tabla 62³¹

Para un Diámetro de carcasa de 254 mm, el espesor mínimo será de 5 mm.


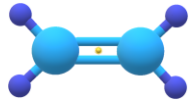
11.8.4.2. Espesor de conexiones bridadas:

En este caso el fabricante deberá calcularlo a partir del código aplicable. Para diámetros en conexiones menores a 3", como es el caso de este condensador, se toma un espesor mínimo de SCH 160. Según ASME B36.10 M, para SCH 160, y un diámetro nominal de 80 mm (entrada de carcasa) el espesor de tubería será 11,13 mm, y para un diámetro nominal de 50 mm (resto de conexiones) 8,74 mm de espesor.

Conexión	Diámetro (mm)	Diámetro (in)
Entrada Carcasa	77,9	3
Salida Carcasa	52,5	2
Entrada Tubos	52,5	2
Salida Tubos	52,5	2

Tabla 63: Diametro conexiones

³¹ (Estrada, 2001)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 194 de 255

11.8.5. Sobreespesor de corrosión:

Este deberá ser determinado junto con el material del equipo, pero quien lo verifica es el fabricante del mismo. Como no se cuenta con un vapor altamente corrosivo no se especifica un sobreespesor de corrosión.

11.8.6. Eficiencia de soldadura:

Cuando se realiza un radiografiado por puntos en la soldadura se considera una eficiencia de soldadura de 0,85. De acuerdo al grado de inspección del equipo se adopta una eficiencia de acuerdo al código ASME VIII.

11.8.7. Presión de prueba hidrostática:

El equipo debe diseñarse para las siguientes presiones hidrostáticas:

Prueba del fabricante: en base a ASME VIII DIV I y con el recipiente en la posición normal de operación.

Prueba inicial en el sitio de instalación: en base a ASME VIII DIV I y con el recipiente en la posición normal de operación.


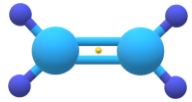
Pruebas periódicas en el lugar de instalación.

Para calcular la presión de prueba hidráulica inicial se usará la fórmula a continuación:

$$Ph = 1,3 * Pd * \frac{Sh}{Sd} * \frac{t}{t - c}$$

Donde:

- Ph=Presión de prueba hidráulica inicial.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 195 de 255

- Pd=Presión de diseño.
- Sh=Tensión máxima admisible a la Temperatura de Prueba.
- Sd= Tensión máxima admisible a la Temperatura de Diseño.
- t=Espesor total del recipiente incluido el sobreespesor de corrosión.
- c=Sobreespesor de corrosión.

Esta ecuación tiene ciertas limitaciones:

- El cociente $\frac{t}{t-c}$ se tomará como máximo igual a 1,2.
- $c=0$ cuando se colocan revestimientos internos.
- $\frac{Sh}{Sd}$ si en el equipo se diferencias secciones con distintas temperaturas de diseño, se tomará el valor más bajo de este cociente. En ese caso se toma el valor de $\frac{t}{t-c}$.
- Si se realizan pruebas hidrostáticas durante toda la vida útil del equipo, se despreciará el valor del término $\frac{t}{t-c}$.


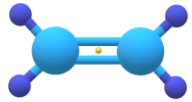
Por lo tanto, en el caso del condensador, un valor aproximado de presión hidrostática será:

$$Ph = 1,3 * 2Kg/cm2 * 1,2$$

$$Ph = 3,12 Kg/cm2$$

11.8.8. Envolverte y cabezales:

El tipo más comúnmente usado en la industria es el cabezal semielíptico, en este caso para el cabezal posterior. (Intercambiador AES).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 196 de 255

Tipos de tapas:


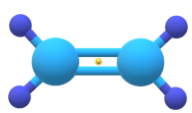
- Plana.
- Plana con ceja.
- Abombada.
- Con ceja invertida.
- Toriesferica.
- Semieliptica.
- Semiesferica.
- Tapas 80-10.
- Cónica.
- Toricónica.

Como se eligió anteriormente un condensador del tipo AES, la tapa correspondiente al cabezal anterior A es una tapa Plana. Su costo es el más bajo en relación al resto de tapas.

11.8.9. Conexiones:

Las conexiones en el equipo deben bridarse y se soldadas a tope. Siendo el caso de este equipo, el cual posee conexiones de 2 in y 3 in, tendrán un cuello para soldar. Estas bridas son las denominadas Welding Neck.

Las cargas, momentos y desplazamiento que deben soportar las conexiones deben ser definidas por el fabricante según la norma que corresponda, y diseñará los refuerzos que se requieran.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 197 de 255

11.8.9.1. Soldadura:

Esta reemplaza el anterior método utilizado, que es el remachado. Para verificar la aplicación de la soldadura se usa el radiografiado, líquidos penetrantes y ultrasonido. El más usado es el radiografiado, que puede ser total o por puntos.

11.8.9.2. Boquillas: Para un condensador.


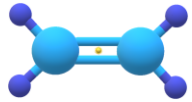
Debe haber boquillas para los siguientes usos:

- Entrada de producto.
- Salida de producto.
- Drenaje
- Venteo.
- Conexión para válvula de seguridad.
- Conexión para manómetro.
- Conexión para termómetro.

Según ASME Sección VIII Div. 1, las boquillas mayores a 3 in deben tener placa de refuerzo. En la unión entre el cuello de la boquilla y el recipiente. El máximo diámetro que se tiene en el condensador es de 3 in por lo que no es necesario colocar placa de refuerzo.

Selección de bridas para boquillas:

Cuando no se utilizan placas de refuerzo se deben seleccionar bridas para las boquillas.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 198 de 255

11.8.10. Soportes:

Los equipos horizontales deben poseer cunas de acero, las cuales deben ser verificadas por el fabricante. Estas cunas no deben cubrir ninguna soldadura del recipiente en cuestión.

11.8.11. Accesorios:

En primer lugar, deben colocarse cáncamos de izaje para realizar el montaje en la instalación. Se considera un factor de impacto de 1,5. La soldadura de estos elementos debe ser de penetración total y luego verificarse con líquidos penetrantes.


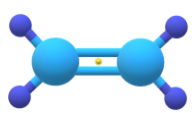
En este recipiente deberán colocarse cáncamos de retención. Estos facilitan la fijación del equipo al momento de transportarlo. La soldadura de unión a las cunas debe ser continuas y luego aplicarle líquidos penetrantes.

Por otra parte, el recipiente debe contener dos tomas de puesta a tierra en las cunas o patas del equipo.

Con respecto al material, tanto los accesorios como el resto del equipo deben ser del mismo material.

11.8.12. Materiales:

Los materiales utilizados deben cumplir con ASME DIV II. Las placas de acero al carbono, se usan en la mayoría de los casos, donde lo permiten las condiciones de servicio debido a su bajo costo y mayor disponibilidad. Se utilizará acero al carbono del tipo SA-285 grado C, el cual es apto rangos entre -29°C (-20°F) y 343°C (650°F).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 199 de 255

Chapas: Las chapas para cunas deberán tener la calidad que corresponda a ASME SA 36.

Cañerías y accesorios: Las cañerías para las conexiones de este condensador no deben tener costuras.

Bridas y accesorios: El espesor de la brida debe coincidir con el del cuello a soldar.

11.8.13. Juntas:

Las juntas que requiera el condensador deben ser provistas por el fabricante, de acuerdo a ASME VIII, DIV II, Apéndice 2.

Condiciones:


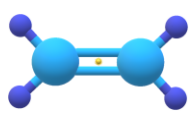
- El material de las mismas debe ser compatible con el fluido.
- No pueden contener amianto ni asbestos.

11.8.14. Espárragos y tuercas:

Se utilizarán espárragos roscados con dos tuercas hexagonales por espárrago. Cada uno de ellos debe ser roscado en toda la longitud de acuerdo a ASME 16.5. Deben poseer un recubrimiento anticorrosión de zinc y bicromato según ISO 4042.

11.8.15. Orejas de izaje:

El equipo debe poseer como mínimo 2 orejas de izaje. El material seleccionado es SA-285-C, que coincide con el material del recipiente.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 200 de 255

Para calcular el espesor mínimo que debe tener la oreja tenemos:

$$T_o = W/SD$$

Donde:

- T_o : Espesor mínimo requerido en la oreja de izaje.
- W : Peso del equipo vacío = 700 Kg = 1543 Lb
- S : Esfuerzo a la tensión del material de la oreja = 13800 Lb/in²
- D : Distancia desde el centro del orificio de la oreja a su circunferencia = 1,5 in.

Según la simulación en HTRI, el peso del equipo **vacío (Coraza + haz de tubos)** será de 700 Kg aproximadamente.

Reemplazando en la ecuación tenemos:

$$t_o = 0,074 \text{ in}$$

La oreja debe ubicarse a una distancia igual a $5 \cdot t$ como mínimo desde la línea tangencial década tapa. Siendo t =espesor del recipiente, como se ve en la figura 32.

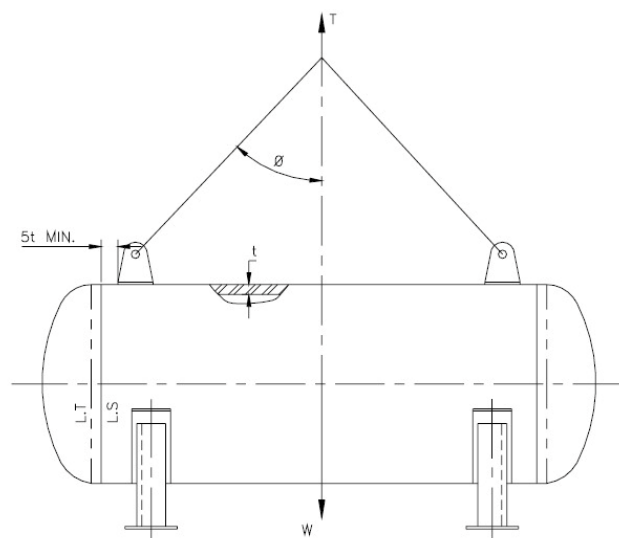

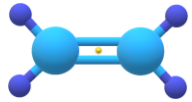


Figura 40³²

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 201 de 255

Para corroborar que el espesor del recipiente pueda soportar las fuerzas aplicadas en la oreja de izaje, se calcula un espesor mínimo requerido en el cuerpo o placa de respaldo.

$$tc = \frac{W}{S(to)^2}$$

Siendo:

- tc=Espesor mínimo requerido en placa de respaldo o cuerpo.
- W=Peso del equipo vacío=1543 Lb
- S=Esfuerzo a la tensión del material del cuerpo o placa de respaldo=13800 Lb/in²
- C=Ancho inferior de la oreja de izaje= 4,5 in

$$tc = 0,75 \text{ in}$$

Para verificar que la soldadura en la oreja de izaje sea suficiente, se aplicarán dos ecuaciones:

$$1) As = 1,4142(to)C$$


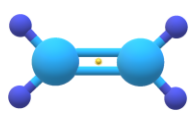
$$2) Ar = W/S$$

Siendo:

- As=Área de soldadura aplicada.
- Ar=Área mínima de soldadura requerida.

Debe cumplirse la siguiente condición:

$$As \geq Ar$$

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 202 de 255

1. $A_s=0,47 \text{ in}^2$
2. $A_r=0,112 \text{ in}^2$

Se cumple la condición para que la soldadura soporte el peso del equipo. De igual manera se tomarán las dimensiones (pulgadas) de orejas existentes y recomendadas según la figura 41.

Capacidad Max. Kg	A	B	C	D	F	G	H	N° orejas
2000	3/4	4-1/2	4-1/2	1-1/2	2-1/4	3/4	3/8	2

Tabla 64

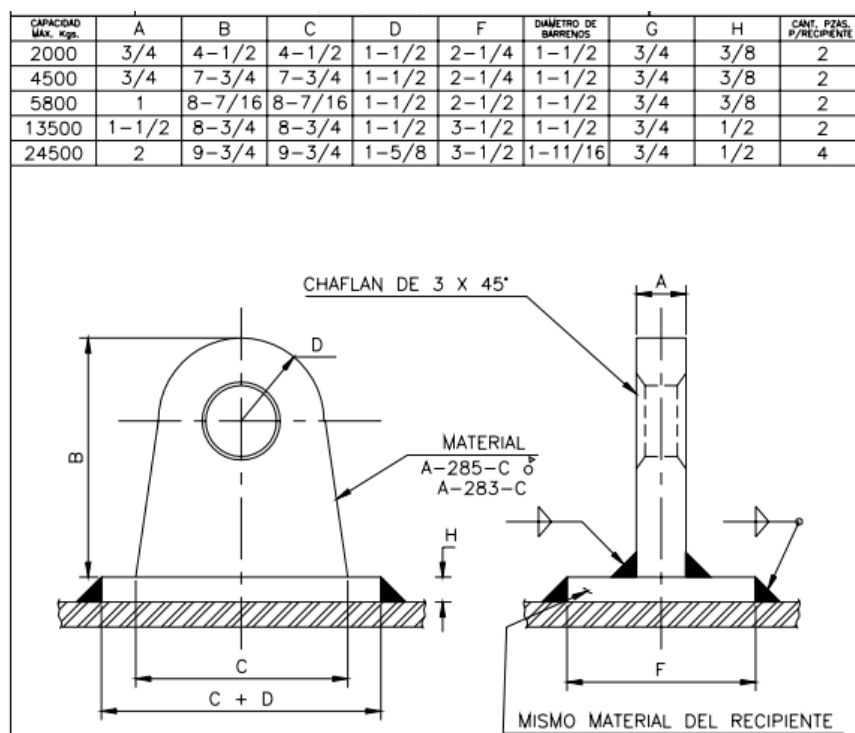

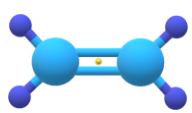


Figura 41³³

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 203 de 255

11.8.16. Silletas:

Estas son los soportes del equipo. Económicamente siempre conviene colocar solo dos silletas para este fin. Se localizarán de acuerdo a la ubicación de las boquillas del recipiente. Cuando este posee un espesor pequeño y un diámetro mayor, se localizan los soportes cerca de las líneas de tangencia de las tapas. La distancia entre estas y las silletas deberá ser mayor a 0,2 veces la longitud L del equipo. Siendo L, este caso, 3,048 m se ubicarán a 0,6 m aproximadamente de la línea de tangencia de cada tapa. Se visualiza en la Figura 42.

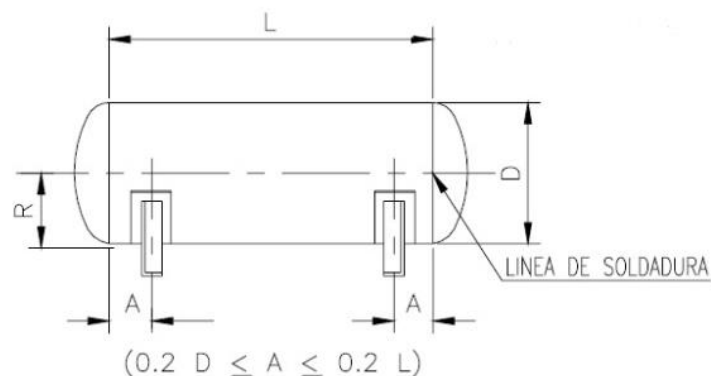



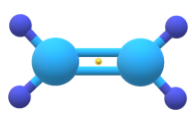
Figura 42³⁴

Si se le coloca una placa de refuerzo a la silleta, esta deberá extenderse $R/10$ a cada lado de la misma. En este caso $R=0,127$ m.

11.8.16.1. Tipo de silleta:

De acuerdo al diámetro de la coraza, será el tipo de silleta a seleccionar y sus dimensiones. En este equipo el diámetro es de 10 in.

³⁴ (Estrada, 2001)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 204 de 255

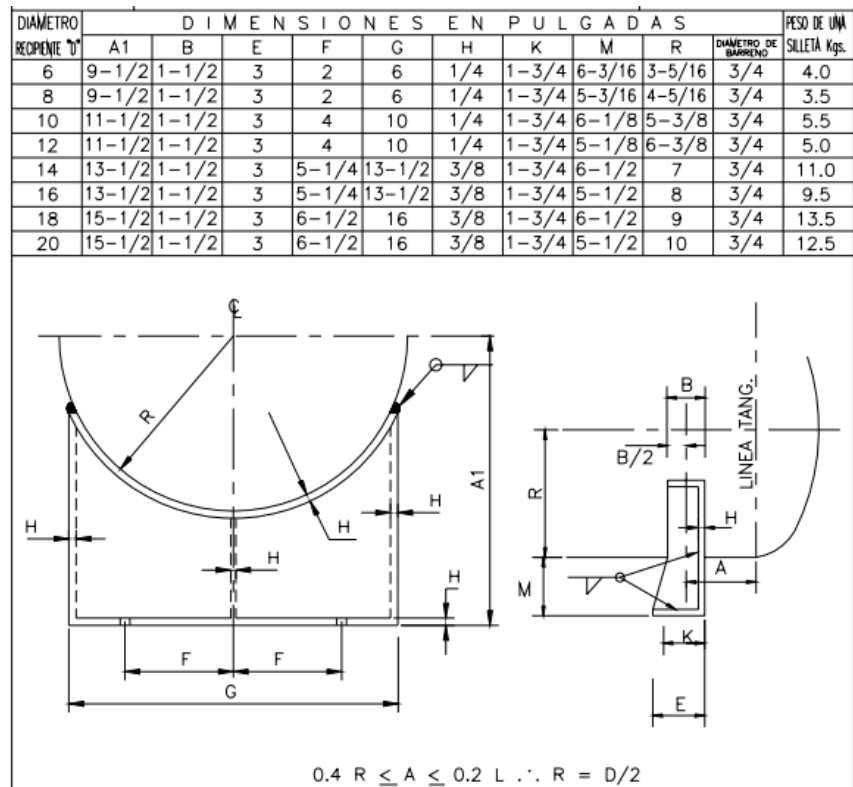

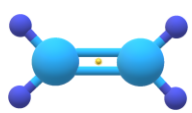


Figura 41: Dimensiones de silleta

Las partes más importantes de diseño final y pruebas que deban realizarse al equipo serán realizadas por el fabricante cumpliendo con el código ASME sección VIII División II y para intercambiadores de calor con las normas TEMA.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 205 de 255

12. Ingeniería de detalle: Separador Bifásico

12.1. Introducción:

El término Separador Físico es utilizado para nombrar a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases.


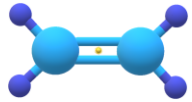
Estas mezclas pueden estar formadas por:

- Una fase gaseosa y una fase líquida (MEZCLA BIFÁSICA).
- Una fase gaseosa y una fase sólida (MEZCLA BIFÁSICA).
- Dos fases líquidas inmiscibles (hidrocarburo/agua) y una fase gaseosa (MEZCLA TRIFÁSICA).
- Dos fases líquidas inmiscibles entre sí (MEZCLA BIFÁSICA)
- Alguna otra combinación de las anteriores.

Es de suma importancia diseñar correctamente los separadores, ya que este tipo de recipiente son normalmente equipos iniciales en muchos procesos. De diseñarse de manera inadecuada, generaría problemas en la operación normal de la planta.

12.1.1. Principios básicos de la Separación Física

Los principios básicos para realizar la separación física de mezclas multifásica son: cantidad de movimiento, fuerza de gravedad y coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero para que la separación física ocurra, las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 206 de 255

Cantidad de Movimiento:


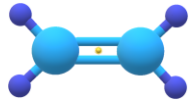
Los fluidos con diferentes densidades tienen diferentes velocidades de circulación. Si una corriente de dos fases cambia bruscamente de dirección, la fase menos densa cambia su dirección sin mayor problema mientras la más densa mantiene entonces se produce la separación debido a que la fase más liviana se mueve más rápido que la fase más pesada.

Fuerza de Gravedad:

Cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido, es mayor que la fuerza de arrastre que ejerce la corriente de gas sobre la corriente de líquido, estas se separan de la fase gaseosa.

Coalescencia:


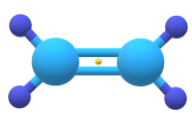
El líquido se separa del gas por crecimiento de las gotas, que se produce cuando pequeñas gotas o nieblas de líquido se unen al entrar en contacto entre sí para formar gotas de mayor tamaño. El fenómeno de coalescencia ocurre en filtros, demisters y caja de chicanas.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 207 de 255

12.1.2. Clasificación de Separadores:

Los separadores físicos se pueden clasificar en función de:

- Número de Fases a Separar
 - Bifásicos (Gas-Líquidos)
 - Trifásicos (Gas-Condensado-Agua)
- De su geometría
 - Verticales
 - Horizontales
 - Simples
 - De dos cuerpos (como el caso del separador con bota)
 - Esféricos
- Presión de Operación
 - De Alta
 - De Media
 - De Baja
- Proceso
 - Slug Catcher
 - De Entrada, o Salida (Scrubbers)
 - Flash o Expansión
 - De Venteo (Knockout Drum “KOD”)
 - De Frío
 - De Prueba (generalmente portátiles y utilizados en ensayo de pozos)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 208 de 255

Haciendo énfasis en la clasificación por geometría:

12.1.2.1. Separadores verticales:

Comúnmente son utilizados en corrientes con relación gas-líquido alta, como, por ejemplo, es gases prácticamente secos o con una mínima cantidad de líquidos en forma de niebla. También se emplean en presencia de sólidos en la corriente, por lo que algunos diseños incluyen un cono para el control de arenas y lodos.

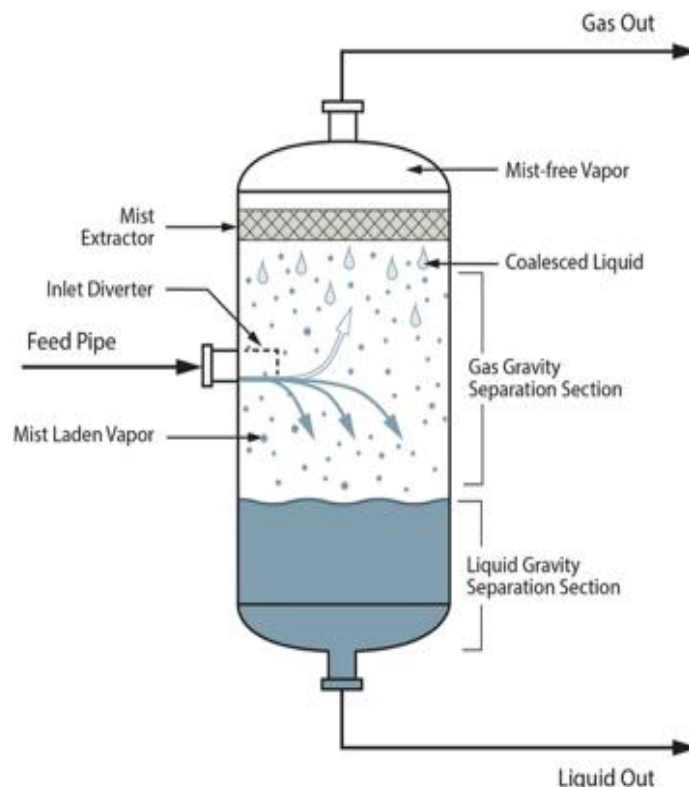

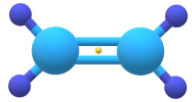


Figura 42: Esquema de separador vertical³⁵

³⁵ John M. Campbell (2015)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 209 de 255

Ventajas:

1. Fácil Limpieza, son recomendados para pozos con alto contenido de lodos, arena o cualquier material sólido.
2. El control de nivel de líquido no es crítico, por lo que se pueden emplear sistemas de control sencillos.
3. Tienen menor tendencia a la revaporización de líquidos.

Desventajas:

1. Tienen un coste mayor al de los separadores horizontales.
2. Son más difíciles de instalar que los horizontales.
3. Para un mismo caudal de gas, necesitan un volumen mayor.

12.1.2.2. Separadores horizontales:

Suelen operar con la mitad del volumen ocupado por los líquidos separados, permitiendo así, mantener el tamaño de la superficie de interface gas-líquido al máximo.

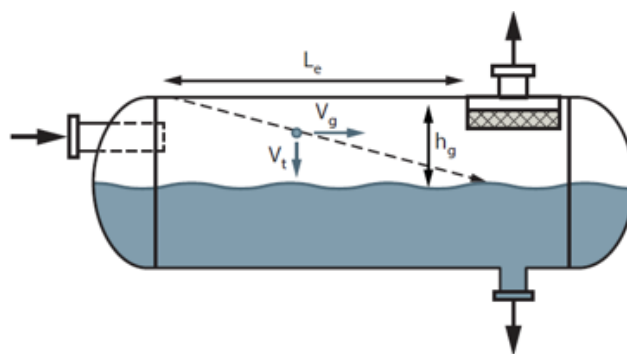

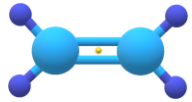


Figura 43: Esquema separador vertical³⁶

³⁶ John M. Campbell (2015)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 210 de 255

Ventajas:

1. Tienen mayor capacidad en el manejo de gas que los verticales.
2. Son más económicos que los verticales.
3. Mayor facilidad de instalación que los verticales.
4. Adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma. Para esto se deben instalar placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

1. No son adecuados para manejar fluidos con materiales sólidos como arena o lodo, pues es difícil limpiar este tipo de separadores.
2. El control de nivel de líquido es más crítico que en los separadores verticales.


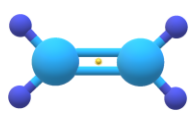
12.2. Diseño del Equipo:

Se realizará el diseño del separador V-108, el cual será un separador bifásico del tipo horizontal. Para el mismo se utilizará la norma API 12J y el Código ASME Sección VIII División 1.

12.2.1. Cabezales:

Los cabezales contemplados en el código ASME son los siguientes

- a. Elipsoidales.
- b. Torisféricos.
- c. Hemisféricos.
- d. Cónicos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 211 de 255

- e. Toricónicos.
- f. Planos.
- g. Conformados

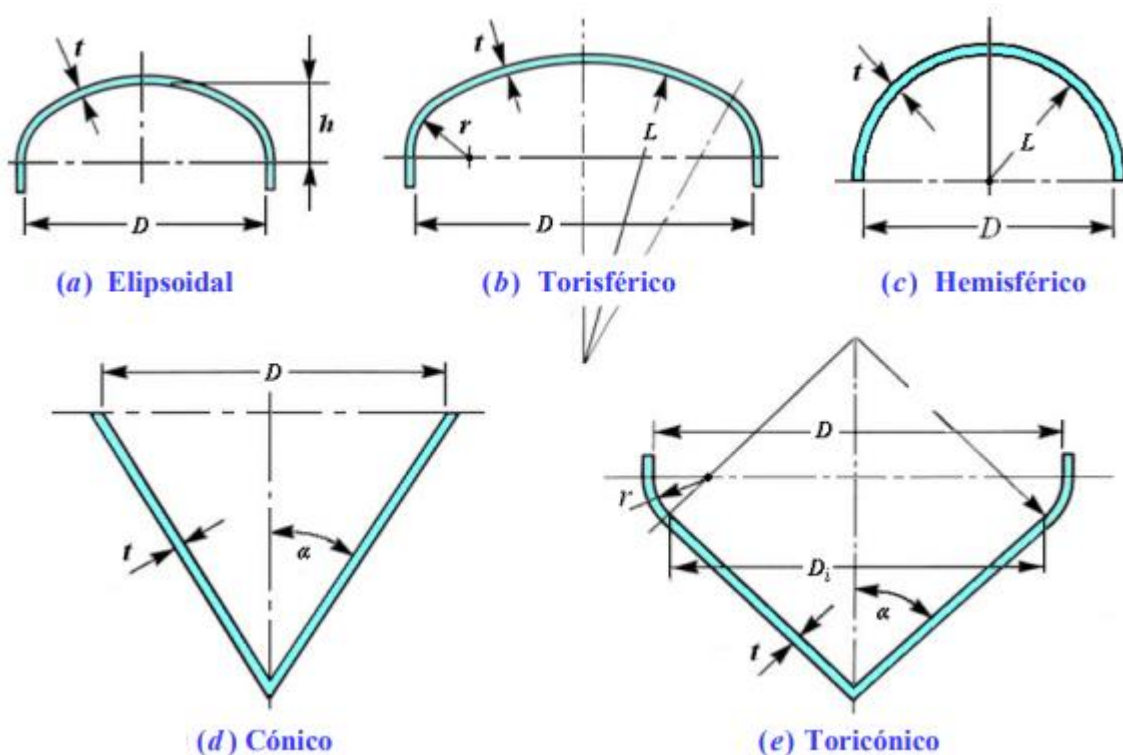

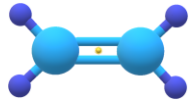


Figura 44: tipos de cabezales³⁷

Para el diseño del separador se utilizará el cabezal Elipsoidal, este es el que tiene buena aceptación en la industria, debido a su bajo costo y a que soportan altas presiones manométricas, su característica principal es su altura es la mitad del diámetro.

³⁷ J.Massa; J.Giro; A.Giudici (2015)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 212 de 255

Cargas:


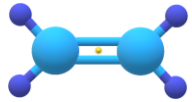
Las cargas que se tienen en cuenta para el diseño de un equipo, según el código ASME son las siguiente:

- a) Presión Interna o externa
- b) Peso del recipiente y su contenido
- c) Otras cargas estáticas; como ser pesos de equipos tales como motores, bombas, otros recipientes, etc.
- d) Cargas dinámicas; estas se deben a variaciones de presión, temperatura, equipos, etc.
- e) Fuerzas Externas provenientes de la naturaleza a causa del viento, nieve, hielo, etc.
- f) Presiones anormales por errores de operación

Por norma general se suele usar 1,6 mm como espesor mínimo para el cuerpo y los cabezales, sin incluir el sobre espesor por corrosión, el cual está establecido en las pautas de diseño y debe ser lo suficiente como para que el equipo pueda cumplir con la vida útil programada.

12.2.2. Dimensionamiento:

El método seleccionado para realizar el cálculo analítico para el dimensionamiento del equipo es el de Souders-Brown

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 213 de 255

Velocidad Máxima:

Es la velocidad máxima del gas a la que podría caer una gota de líquido, (evitando el pinzamiento del mismo) está dada por la ecuación de Souders-Brown:

$$VG_{max} = K_s \times \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (1)$$

Donde:

- P_g es la densidad del Gas
- ρ_l es la densidad del Líquido
- K_s es un parámetro de diseño


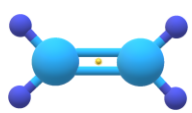
El valor de K se puede obtener de la norma API 12J, en la tabla 65 se recomiendan valores para separadores horizontales, verticales y esféricos.

Tipo de separador	Altura o Largo L (ft)	Rango típico de factor K
Vertical	5	0.12 a 0.24
	10	0.18 a 0.35
Horizontal	10	0.4 a 0.5
	Otros largos	$0.4 \text{ a } 0.5 \times (L/10)^{0.56}$
Esférico	Todos	0.2 a 0.35

Tabla 65: Factor K recomendados³⁸

Una vez que la velocidad máxima del gas, VG_{max} , a través del recipiente, es posible calcular el área seccional mínima del recipiente y, respetando el flujo de gas

³⁸ Norma api 12J, Apendice C, Tabla C1 (2008)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 214 de 255

por la siguiente el diámetro mínimo requerido por el recipiente mediante la siguiente formula:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{\left(\frac{4}{\pi}\right) \times q_a}{F_G \times V_{Gmax}}} \quad (2)$$


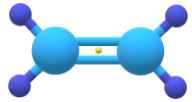
Donde:

- FG: es la fracción del área seccional disponible para el flujo de gas
- qa es el flujo de gas a condiciones actuales

FG es igual a 1 para los separadores verticales, y es función de la altura de líquido en un separador horizontal. Donde h es la altura de líquido y d es el diámetro del equipo.

h/d	F
0	1
0.05	0.981
0.1	0.948
0.15	0.906
0.2	0.858
0.25	0.804
0.3	0.748
0.35	0.688
0.4	0.626
0.45	0.564
0.5	0.5
0.55	0.436

Figura 45: Valores de "F"³⁹

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 215 de 255

Longitud Equivalente:

Es la longitud del equipo requerida para que se suceda la separación vapor/gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia.

Para el separador horizontal, la longitud efectiva puede ser definida en función de la longitud actual del separador y el diámetro.

$$Le = L - D \quad (3)$$

De manera que el parámetro Souders – Brown para los separadores horizontales puede estimarse por la ecuación en función de K_{sv} .

$$K_{SH} = K_{SV} \times \left(\frac{Le/D}{hg/D} \right) \quad (4)$$


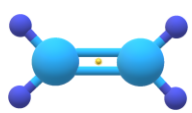
Si el valor calculado del KSH por la ecuación 4 es mayor que un valor máximo permisible de 0,7 pie/seg (0,21 m/seg) debe igualarse a este valor máximo. El dimensionamiento del separador horizontal es un proceso de ensayo y error.

Normalmente los Le/D y hg/D (o hL/D) son asumidos y K_{SH} , V_{gmax} , y D son calculados por las ecuaciones 4, 2, y 3 respectivamente. La longitud efectiva y la actual son calculadas por la ecuación 5.

$$Le = \sqrt{\frac{(4 \times t \times q_L)}{(\pi \times D^2 \times F_L)}} \quad (6)$$

Donde:

- D es el diámetro interno del equipo

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 216 de 255


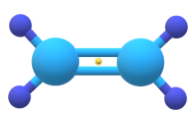
- FL es la fracción del área seccional ocupada por el líquido (función de la altura del líquido en un separador horizontal)
- ql caudal actual del Líquido
- t es el tiempo de residencia del líquido, acorde con el API 12J

Si el valor calculado del L/D se ubica fuera del rango recomendado (normalmente $3 < L/D < 6$), la altura del líquido en el recipiente es cambiada y el procedimiento de cómputo es repetido.

Resumen de resultados

Equipo		
TAG	V-108	
TIPO	Separador Horizontal	
Diametro	3	In
Largo	10	In
Lef	1.8256	m
L/D	3	
K	0.5	m/s
Vmax	11.59488499	m/s
Dmin	0.9144	m
Tresliq	71.19	s

Tabla 66: Resumen resultados Separador

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 217 de 255


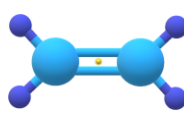
Flujo		
Caudal ingreso (Act)	5962	m3/h
Densidad Flujo Ingreso	12.31	kg/m3
Fracción Vapor	0.35	
Caudal Gas	5863	m3/h
Caudal Gas STD	25236	STD_m3/h
Densidad Gas	1.215	kg/m3
Caudal Liquido	101.3	m3/h
Densidad Liquido	654.6	kg/m3
Presión	200	kpa
Temperatura	-140	C

Tabla 67: Resumen resultados de Flujo

12.2.3. Cálculo dimensional HYSYS:

Tomando como base la simulación realizada para el balance de materia y energía en ASPEN HYSYS. Se realizó el cálculo utilizando la herramienta Equipment Desing, Vessel Sizing.

Para este caso realizo el dimensionamiento seleccionando un separador horizontal.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 218 de 255

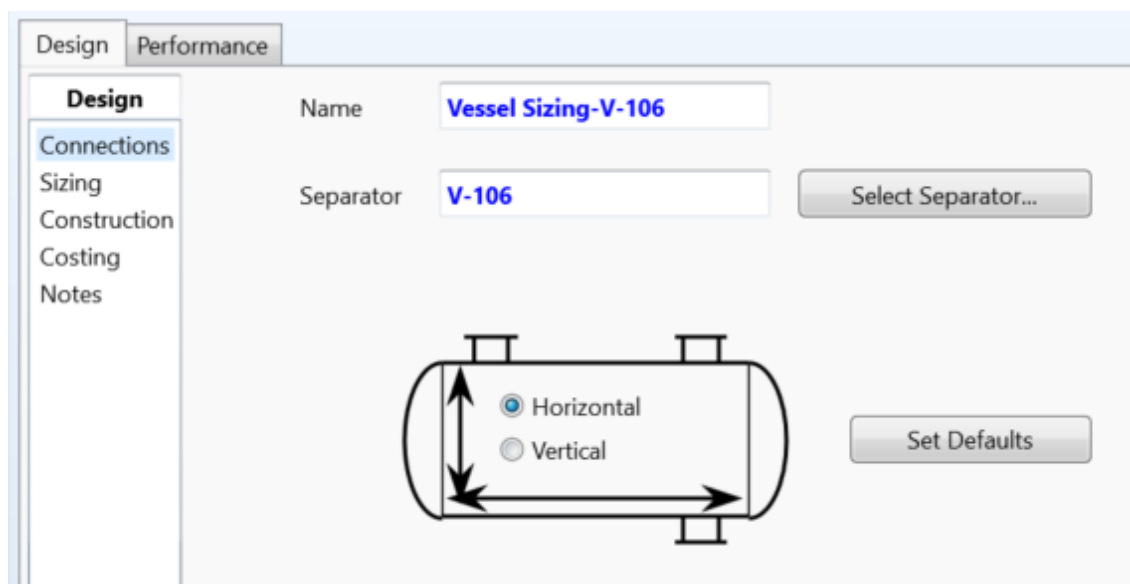

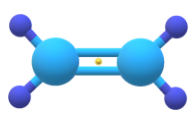


Figura 46: Selección de separador

Los resultados del dimensionamiento fueron los siguientes:

Sizing Results	
Diameter [m]	0.9144
Total Length [m]	2.743
L/D Ratio	3.000
Max. Allow. Vap. Velocity [m/s]	1.211
Demister Thickness [mm]	-0.0000
Liq. Residence Time [seconds]	000:00:50.63
Liq. Surge Height [m]	0.6105
LLSD [m]	0.3048
Liq. Res. Time at LLSD [seconds]	000:00:20.50

Figura 47: Performance, resultados de dimensionamiento

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 219 de 255

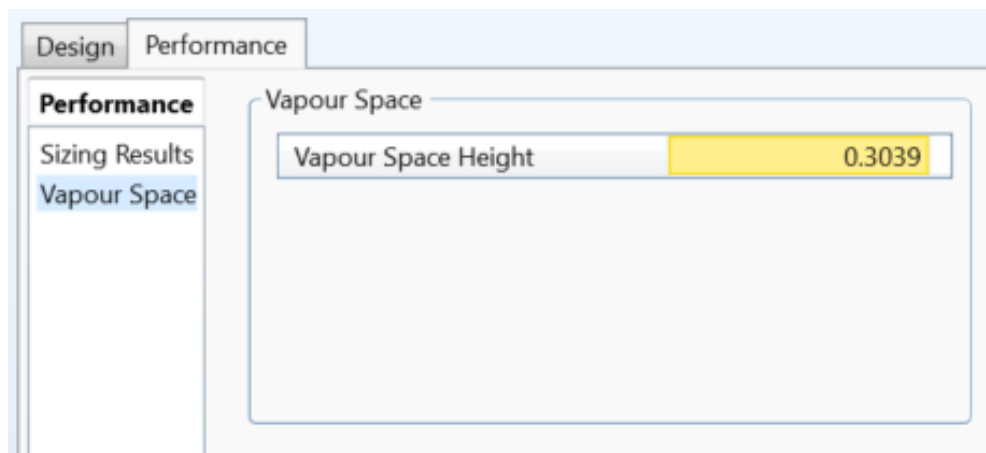


Figura 48: Performance, espacio de vapor

La relación L/D, que es la relación entre la longitud de costura a costura (L_{ss}) con el diámetro del separador. Permite determinar si el diseño del equipo es eficiente y económico, para ello este valor debe tomar valores entre 3 y 4. En este caso el valor es 3.

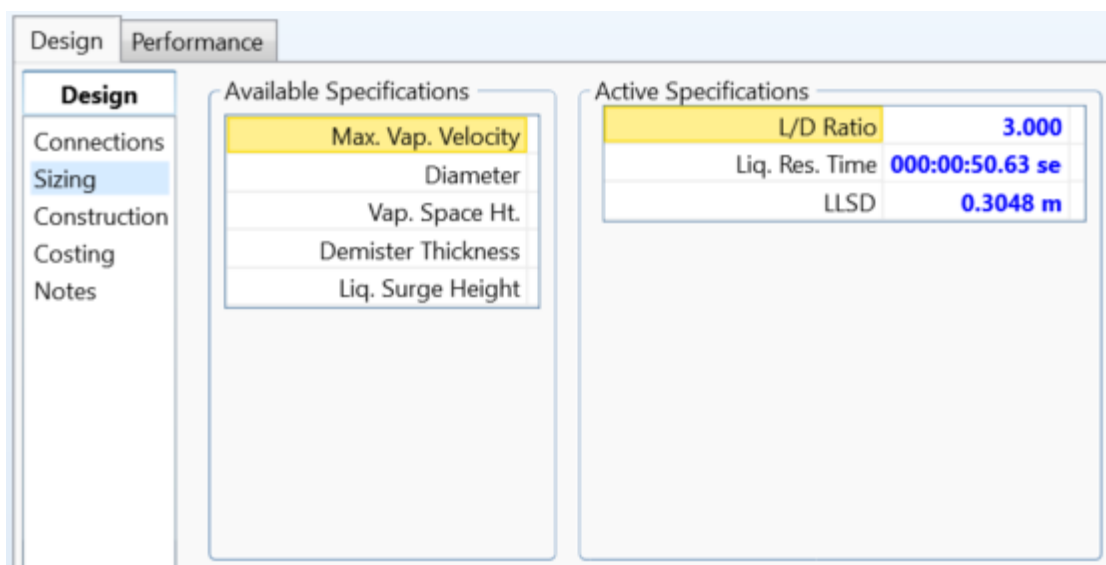

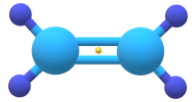
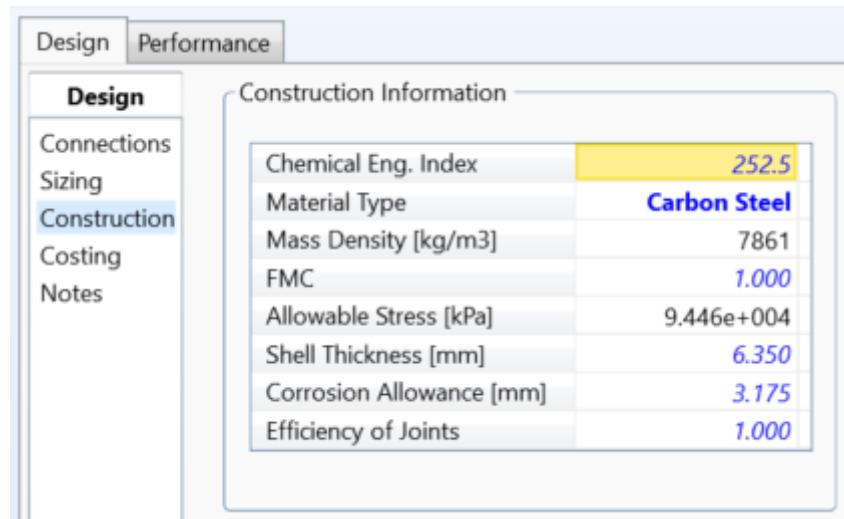


Figura 49: Diseño, dimensionamiento.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com	
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23
				Página 220 de 255



Construction Information	
Chemical Eng. Index	252.5
Material Type	Carbon Steel
Mass Density [kg/m ³]	7861
FMC	1.000
Allowable Stress [kPa]	9.446e+004
Shell Thickness [mm]	6.350
Corrosion Allowance [mm]	3.175
Efficiency of Joints	1.000

Figura 50: Diseño, Construcción.

12.2.4. Cálculos constructivos:

Con los datos calculados se puede calcular:

12.2.4.1. Presión de Diseño:

Para el cálculo de la presión de diseño se utilizaron los siguientes criterios:

Si la presión operativa es mayor a 300 PSI la presión de diseño será:

$$Pd = 1.1 \times Po$$

Si la presión operativa es menor a 300 PSI la presión de diseño será:

$$Pd = Po + 30 \text{ PSI}$$


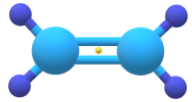
12.2.4.2. Presión de prueba hidráulica:

La Presión de prueba hidráulica debe ser un 30% mayor a la presión de diseño y se calcula con la siguiente formula:

$$Pph = 1,3 \times Pd$$

12.2.4.3. Temperatura de diseño:

Dado que es un equipo que trabajará a muy bajas temperaturas, la temperatura de diseño será de -160 °C la mínima y siendo la temperatura de 60°C máxima.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 221 de 255

12.3. Diseño Mecánico:

Para la elección del material se realizó a partir de la norma ASME, la cual recomienda materiales en un rango de temperatura de hasta -20°F e indica que, para temperaturas menores a estas, se deben realizar ensayos de resistencia.

Se seleccionó un acero al carbono del grupo D, los cuales son recomendados para temperaturas bajas.

El diseño mecánico del separador horizontal se realizará utilizando acero al carbono, debido a su bajo costo, tipos de fluidos a procesar y a que es recomendado para bajas temperaturas.

12.3.1. Cálculo de espesor:

Para el cálculo de espesor se tienen en cuenta tanto los esfuerzos tangenciales como los longitudinales, el cual suele ser el doble que el primero. Se toma el de mayor valor y se le suma 4 mm de sobre espesor por corrosión:

Tensión tangencial:


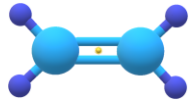
$$\tau = \frac{Pd \times r}{S \times E - 0,6P}$$

Tensión Longitudinal:

$$\tau = \frac{Pd \times r}{2 \times S \times E - 0,4P}$$

Donde:

- T: es el espesor mínimo requerido de la pared del separador.
- Pd: Presión de diseño
- r: Radio interno del separador

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 222 de 255

- S: Se toma desde la norma ASME y es la tensión máxima admisible a la que se puede someter el material de un recipiente, es función de la temperatura.
- E: Eficiencia de la soldadura, se puede definir como el grado de confiabilidad de estas. El valor más utilizado en la industria es de 0,85.

Número de especificación	Designación	Tensión de rotura, kilopondios/pulgada ²	Tensión admisible representativa no excediendo la temperatura del metal en °F	
			De -20 a 650 °F (de -6 a 343 °C)	800 °F (427 °C)
A. Chapa de acero al carbono				
SA 285A	Carbono, C	45,0	11,3	8,3
SA 285B	Carbono, C	50,0	12,5	9,0
SA 285C	Carbono, C	55,0	13,8	10,2
SA 442 Gr55	C-Mn-Si	55,0	13,8	10,2
SA 515 Gr55	C-Si	55,0	13,8	10,2
SA 516 Gr55	C-Si	55,0	13,8	10,2
SA 442 Gr60	C-Mn-Si	60,0	15,0	10,8
SA 516 Gr60	C-Si	60,0	15,0	10,8
SA 515 Gr60	C-Si	60,0	15,0	10,8
SA 515 Gr65	C-Si	65,0	16,3	11,4
SA 516 Gr65	C-Mn-Si	65,0	16,3	11,4
SA 515 Gr70	C-Si	70,0	17,5	12,0
SA 516 Gr70	C-Mn-Si	70,0	17,5	12,0
SA 299	C-Mn-Si	75,0	18,8	12,0

Figura 60: Resistencia tipos de acero al carbono.⁴⁰

12.3.1.1. Diámetro Externo:

Es la suma del diámetro interno y es espesor de las paredes:


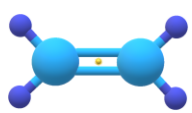
$$D_{ext} = D_{int} + 2 \tau$$

12.3.1.2. Espesor de los cabezales

De manera similar al cálculo del espesor de las paredes del cilindro, el espesor de los cabezales se calcula con la siguiente fórmula proveniente del código ASME:

$$\tau = \frac{Pd \times r}{2 \times S \times E - 0.2 Pd}$$

⁴⁰ ASME SEC VIII DIV1

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 223 de 255

12.3.1.3. Calculo del peso de Recipiente:

El cálculo del peso se realiza a partir de la densidad el material y del volumen ocupado por las paredes, para ello se necesita conocer el volumen interno y el volumen externo del equipo:

Volumen interno:

Es el volumen interno del cilindro más el volumen interno de los cabezales

$$V_{int} = V_{cilindroint} + 2 V_{cabezalint}$$

$$V_{int} = \pi \times \frac{D^2}{2} \times L + 2 \times \frac{2}{3} \times \pi \times \frac{D^2}{2} \times h_{int}$$

Volumen externo:

Es el volumen externo del cilindro más el volumen externo de los cabezales

$$V_{ext} = V_{cilindroext} + 2 V_{cabezalext}$$

$$V_{ext} = \pi \times \frac{D^2}{2} \times L + 2 \times \frac{2}{3} \times \pi \times \frac{D^2}{2} \times h_{ext}$$

Volumen Paredes equipo:

$$V_{paredes} = V_{ext} - V_{int}$$

12.3.1.4. Peso del Equipo vacío:


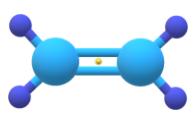
$$Peso \text{ equipo vacío} = \rho_{material \text{ paredes}} \times V_{paredes}$$

12.3.1.5. Peso equipo con agua:

Se calcula suponiendo el volumen interno lleno de agua más el peso de las paredes:

$$Peso \text{ equipo lleno de agua} = Peso \text{ interior con agua} + Peso \text{ equipo vacío}$$

$$Peso \text{ equipo lleno de agua} = V_{olint} * \rho_{agua} + Peso \text{ equipo vacío}$$

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 224 de 255

Resumen de Resultados:


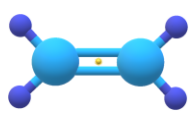
Separador Horizontal V-108		
Espesor cuerpo:	6.30	mm
Diámetro Exterior	0.93	m
Espesor cabezal	5.95	mm
Altura cabezal	1.51	m
Largo total	10.01	m
Volumen Int	1.72	m ³
Peso Vacío	987.83	kg
Peso lleno de agua	2707.84	kg
Pop	2.04	kg/m ³
Pd	4.14	kg/m ³
Pph	5.38	kg/m ³
Top	-140.00	C
Tdmin	-160.00	C
Tdmax	60.00	C

Tabla 68: Resultados cálculos mecánicos.

12.4. Cálculos Constructivos:

12.4.1. Cálculo de soportes:

El cálculo de las silletas se realizó a partir de la norma ASME, el cual toma en cuenta principalmente el diámetro del equipo y su peso lleno de agua.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 225 de 255

Teniendo un diámetro de 0,91m que son 34 pulgadas se selecciona la silleta “b” que se utiliza para separadores de diámetro de 24” a 144”. El resto de los parámetros se obtienen de la tabla X.

Se utilizarán dos silletas, la cuales se colocarán a una distancia de la costura de las tapas recomendada por la norma la cual debe ser mayor al 20% de la medida del diámetro del equipo y menor o igual al 20% de la longitud del equipo costura a costura.

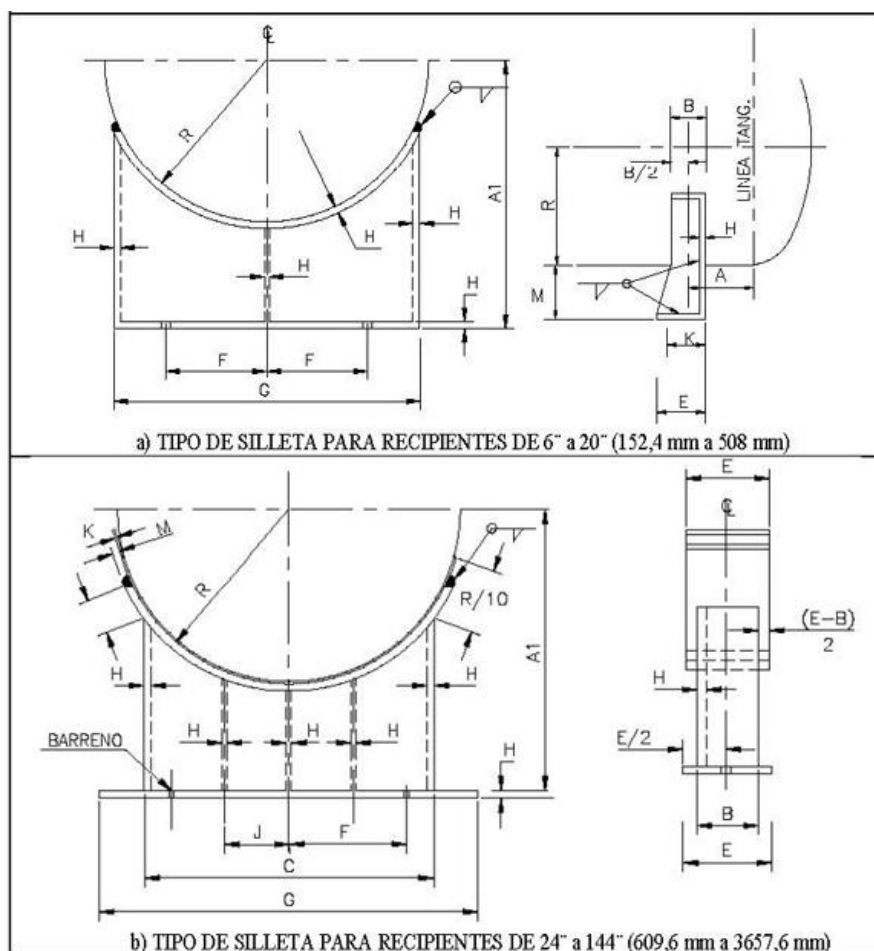

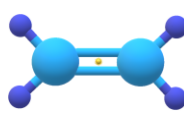


Figura 61: Tipos de soportes y medida.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 226 de 255

El resto de los parámetros mostrados en la imagen X se calculan a partir de la siguiente tabla:

CARACTERÍSTICAS																	
DIAM. REDPENE D	CARGA MÁX. PARA SOPORTES kg	TODAS LAS DIMENSIONES EN PULGADAS														PESO DE LA SOPORTE #9	CANTIDAD REFERENCIADA
		A1	B	C	D	E	F	G	H	J	K	DIAMETRO ANCLA	DIAMETRO BARRENO	BARRENO CILINDRICO	FILETE DE SOLDADURA		
24	3410	19	6	22	3/8	7	8	23	5/16	11	3/16	3/4	1	1x1-1/2	1/4	23	1
30	4545	22	6	27	7/16	7	10-1/2	29	5/16	13-1/2	3/16	3/4	1	1x1-1/2	1/4	30	1
36	5818	25	6	32	1/2	7	12-1/2	34	3/8	16	1/4	3/4	1	1x1-1/2	1/4	41	1

Figura 62: parámetros de medida para Figura 62⁴¹

12.4.2. Orejas de Izaje:


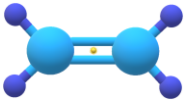
Estas se utilizarán con el fin de transportar, localizar, dar mantenimiento, etc., Para el equipo es necesario contar con por lo menos con dos orejas de izaje, el dimensionamiento de las mismas se realizará utilizando la recomendación de la siguiente tabla realizada por Estrada:

OREJAS DE IZAJE								
DIMENSIONES EN PULGADAS								
Capacidad Máx. kg	A	B	C	D	F	Diámetro de Barrenos	G	H
2000	3/4	4-1/2	4-1/2	1-1/2	2-1/4	1-1/2	3/4	3/8
4500	3/4	7-3/4	7-3/4	1-1/2	2-1/4	1-1/2	3/4	3/8
5800	1	8-7/16	8-7/16	1-1/2	2-1/2	1-1/2	3/4	3/8
13500	1-1/2	8-3/4	8-3/4	1-1/2	3-1/2	1-1/2	3/4	1/2
24500	2	9-3/4	9-3/4	1-5/8	3-1/2	1-11/16	3/4	1/2

Figura 63: Dimensionamiento de orejas de izaje.⁴²

⁴¹ Estrada (2013)

⁴² Estrada (2013)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 227 de 255

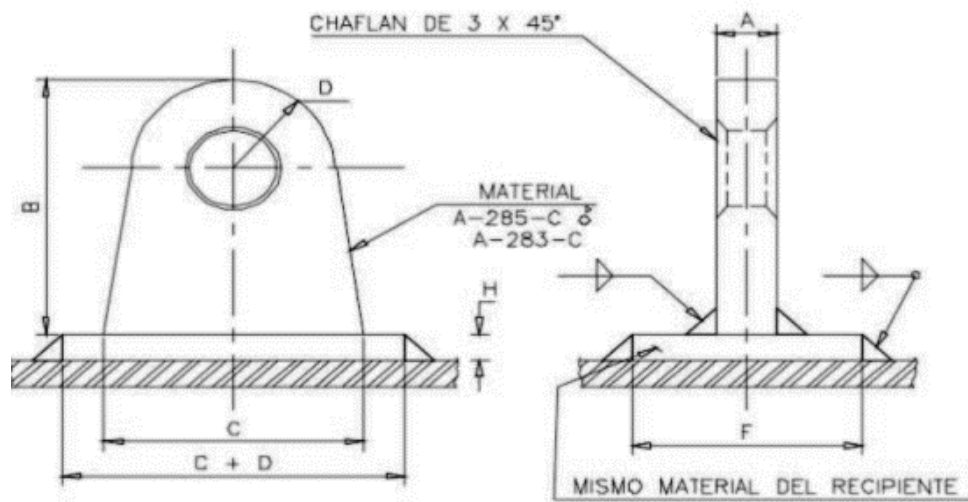


Figura 64: Oreja de izaje.

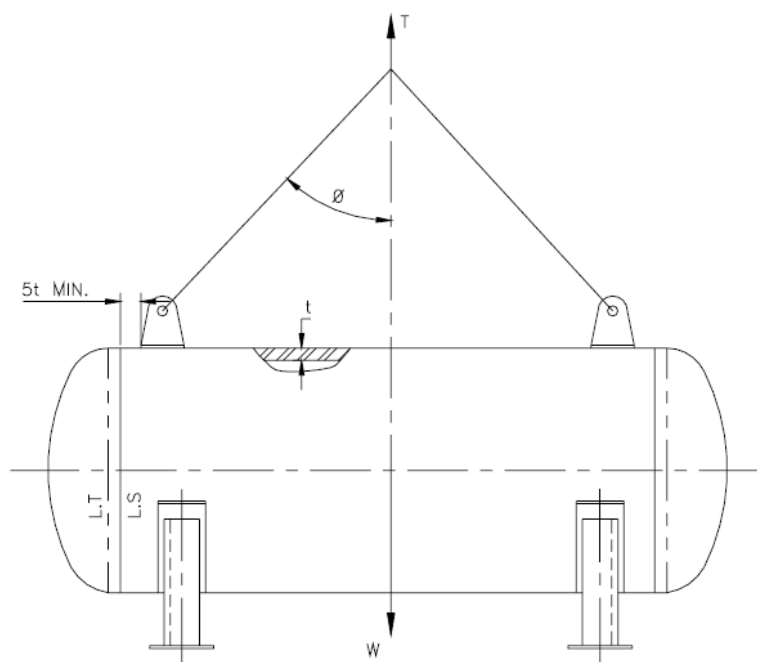

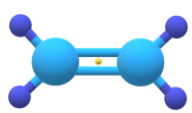


Figura 65: Distanciamiento entre orejas⁴³

⁴³ Estrada (2013)

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 228 de 255

12.4.3. Boquillas y bridas:

Las boquillas de ingresos y de salidas del equipo deben tener un diámetro tal, que minimicen los efectos de corrosión, erosión, caída de presión, arrastre, etc. Del fluido que circule a través de ella.

Para ello se utilizan las siguientes fórmulas para estimar su tamaño recomendadas por Campbell:

$$v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0.5}}$$


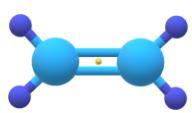
$$v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$$

$$v_L < C$$

Donde:

	Sistema Metrico	Sistema Ingles
v_i, v_g, v_L	m/s	ft/s
ρ_m, ρ_g	kg/m ³	lbm/ft ³
A	60	50
B	75	60
C	1.0	3.3

Tabla 69: parámetro para formulas dimensionamiento boquillas

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 229 de 255


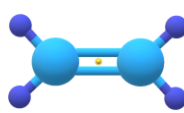
Resultados:

Boquilla Ingreso		
Densidad	12.31	kg/m ³
Caudal	5962	m ³ /h
Velocidad Máxima	25.65154	m/s
Diámetro	12	inch
Velocidad	22.69706	m/s
Boquilla salida liquido		
Densidad	654.6	kg/m ³
Caudal	101.3	m ³ /h
Velocidad Máxima	1	m/s
Diámetro	8	inch
Velocidad	0.955887	m/s
Boquilla salida gas		
Densidad	1.215	kg/m ³
Caudal	5863	m ³ /h
Velocidad Máxima	68.04138	m/s
Diámetro	8	inch
Velocidad	55.32441	m/s

Tabla 70: Dimensionamiento de boquillas

12.4.4. Boca de hombre:

La boca de hombre se utiliza para realizar inspecciones y mantenimiento, para recipientes horizontales con un diámetro menor a 1m la norma recomienda un diámetro de boca de hombre de 24". Esta se encontrará a la altura del eje del recipiente.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 230 de 255

13. Estudio Económico Financiero

A continuación, se detallará el resumen del estudio económico financiero realizado para este Proyecto Final.

El mismo fue realizado basándose en el balance de masa entre materias primas/productos y subproductos de este proceso.

13.1. Materia prima:


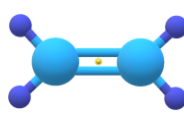
La materia prima más importante es la Gasolina Natural, como ya se detalló en la descripción del proceso. Debido a que es un recurso que abunda en el mercado y no es aprovechado en muchos procesos no posee un alto costo.

Según IPA 2021 (Chain & S., 2011), el precio es aproximadamente 150 U\$\$/Ton. (Anuario IPA Instituto Petroquímico Argentino, 2021) tenemos:

Materia prima	Gasolina natural
Precio U\$\$/Tn	150
Requerido Kg/s	47,6
Requerido Tn/año	1.501.114
Costo U\$\$/año	225.167.040

Tabla 71: Costo anual Gasolina Natural

Por otra parte, tenemos otra materia prima indispensable para los 3 reactores con los que cuenta el proceso la cual es el Hidrógeno.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 231 de 255

Materia prima	Hidrogeno
Precio (\$/m3)	3,82
Dólar Oficial (\$/U\$S)	167,75
Precio (U\$S/m3)	0,023
Requerido (m3/h)	
Reactor 1	2,886
Reactor 2	2,309
Reactor 3	2,886
Total (m3/h)	8,081
Requerido (m3/año)	70.790
Costo (U\$S/año)	1.612


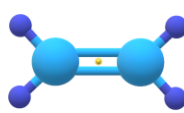
Tabla 72: Costo anual Hidrógeno

Otro Insumo es el agua, la cual la provee el EPAS⁴⁴ a un costo es de 39,27\$/m3.

Valor de agua EPAS	
Precio (\$/m3)	39,27
Dólar Oficial (\$/U\$S)	167,75
Precio (U\$S/m3)	0,23
Agua Requerida (m3/h)	1800
Inversión en agua (U\$S/año)	3.691.263

Tabla 73: Costo anual Agua

⁴⁴ EPAS: Ente Provincial de Agua y Saneamiento.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 232 de 255

Electricidad para proceso:


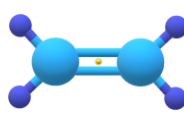
Al momento de hacer el estudio, se divide costo de electricidad para el proceso y para oficinas, ya que son costo variable y fijos respectivamente. La electricidad es provista por el EPEN.

Valor de la electricidad COPELCO			
		\$/kWh	U\$/kWh
Dólar Oficial (\$/U\$)	Exc 250 \$/kWh	10,4677	0,0624
Consumos	Consumo kW/año		
Oficinas			
Computadoras	132		
Monitores salas de control	975		
Aire acondicionado	3750		
Iluminación	9984		
Planta			
Compresores	10000		
Bombas	84000		
CONSUMO TOTAL	108841	kW/año	
	USD 6.791,74	U\$/año	

Tabla 74: Consumo anual de Electricidad

13.2. Productos:

El Producto Principal de la Planta es el Etileno. Se obtiene una Producción Anual de 260.803 Ton/año.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 233 de 255

Producto	Etileno
Precio U\$\$/Tn	750
Producido (Kg/h)	29.772
Producido (Tn/año)	260.803
Ingreso U\$S año	195.602.040

Tabla 75: Costo anual Etileno

13.2.1. Subproductos:

Propileno:


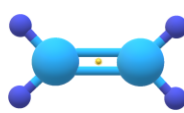
Producto	Propileno
Precio U\$\$/Tn	510
Producido (Kg/h)	6.480
Producido (Tn/año)	56.765
Ingreso U\$S año	28.950.048

Tabla 76: Costo anual Propileno

Butileno:

Producto	Butileno
Precio U\$\$/Tn	450
Producido (Kg/h)	10.440
Producido (Tn/año)	91.454
Ingreso U\$S año	41.154.480

Tabla 77: Costo anual Butileno

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 234 de 255

Fuel Oil:

Producto	Fuel oil
Precio U\$\$/Tn	34
Producido (Kg/h)	41.544
Producido (Tn/año)	363.925
Ingreso U\$S año	12.373.465

Tabla 78: Costo anual Fuel Oil


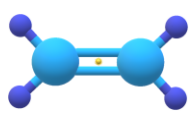
Gasolina de Pirolisis:

Producto	Gasolina de pirolisis
Precio U\$\$/Tn	80
Producido (Kg/h)	64.620
Producido (Tn/año)	566.071
Ingreso U\$S año	45.285.696

Tabla 79: Costo anual Gasolina de Pirolisis

13.3. Costos de Proyecto:

Los costos de Inversión abarcan los costos asociados a la compra de equipos, civil, mano de obra durante el montaje de la planta. Estos conformarán la inversión inicial, la cual será repartida en los años 0 y 1 del estudio económico.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 235 de 255

13.3.1. Costos de equipos:


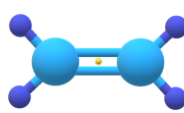
Equipo	Precio final (U\$S)
Tanques	USD 10.800.000
Torres	USD 6.500.000
Bombas	USD 260.000
Separadores	USD 3.400.000
Calderas	USD 9.000.000
Compresores	USD 4.800.000
Intercambiadores	USD 2.400.000
Reactores	USD 9.000.000
Inversión en equipos	USD 46.160.000

Tabla 80: Costos de Equipos

Por otra parte, están los costos de Obra civil y mano de obra, resumiéndose los costos de inversión en la siguiente tabla.

Inversión	USD
Equipos	USD 46.160.000
Civil	USD 3.000.000
Mano de Obra	USD 333.830
Total	USD 49.493.830

Tabla 814: Costos de Inversión

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 236 de 255

13.3.2. Costos Fijos:

Los costos fijos se detallan a continuación.

Costos Fijos	U\$S/año	
Electricidad no productiva	USD	2.174
Personal de Planta	USD	13.949.329
Mantenimiento de Planta	USD	2.458.000
Seguros	USD	247.469
Servicios (Limpieza, viandas, telefonía, etc.)	USD	360.000
Transporte de Personal	USD	100.000
Total	USD	17.116.973

Tabla 82: Costos fijos


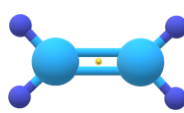
Una inversión importante para agregar es la compra de camionetas para el Personal en Planta. Las mismas se compran en el año 3.

Vehículos	Cantidad	Precio \$	Precio U\$S	Inversión total U\$S
Camioneta VW Saveiro	10	\$ 4.320.150,00	USD 25.753,50	USD 257.535,02

Tabla 83: Inversión Vehículos

En el año 8 se considera un 80% debido al ingreso por venta de las unidades ya amortizadas (valor residual=20% del valor original).

En el año 3 se considera un monto global (10%) por uso, mantenimiento, seguros e impuestos relacionados con los vehículos comprados a partir del año 3.


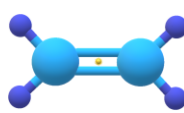
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 237 de 255

13.4. Flujo de caja:

Luego de realizar el balance entre Inversiones, Ingresos, Costos Variables y Fijos, e impuestos se obtiene la siguiente tabla. Cuyo resultado nos da el Valor de los Parámetros TIR y VAN.

PERIODO		0	1	2	3	4
Inversión	Activo fijo	24,746,915	24,746,915	-	257,535	-
	Capital de trabajo	-	-	22,516,704	-	-
	Total	24,746,915	24,746,915	22,516,704	257,535	-
Ingresos	Etileno	-	-	97,801,020	146,701,530	195,602,040
	Propileno	-	-	14,475,024	21,712,536	28,950,048
	Butileno	-	-	20,577,240	30,865,860	41,154,480
	Fuel oil	-	-	6,186,732	9,280,099	12,373,465
	Gasolina de Pirolisis	-	-	22,642,848	33,964,272	45,285,696
	Total	-	-	161,682,864	242,524,297	323,365,729
Egresos	Costos fijos	-	-	17,116,973	17,142,726	17,142,726
	Costos variables	-	-	114,431,179	171,647,856	228,864,533
	Total	-	-	131,548,152	188,790,582	246,007,259
Ingresos-Egresos	Total	-	-	30,134,713	53,733,715	77,358,470
Impuestos	Ganancia (35%)	-	-	10,547,149	18,806,800	27,075,465
	Ingresos Brutos (1,5%)	-	-	2,425,243	3,637,864	4,850,486
	Sellos (2%)	494,938	494,938	450,334	5,151	-
	Total	494,938	494,938	13,422,726	22,449,815	31,925,951
AMORTIZACIONES		-	-	14,848,149	14,848,149	14,889,355
FLUJO NETO DE FONDOS		- 25,241,853	- 25,241,853	- 20,652,867	16,178,215	30,543,165
FLUJO NETO ACUMULADO		- 25,241,853	- 50,483,707	- 71,136,574	- 54,958,358	- 24,415,193
TASA DE DESCUENTO	10%					
TIR	25%					
VAN	USD 53,309,264					
VAN/INVERSION INICIAL	2.15					

Tabla 84.P1: Flujo de Caja (en USD)


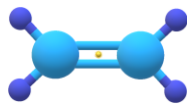
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 238 de 255

PERIODO		5	6	7	8	9	10
Inversión	Activo fijo	-	-	-	206,028	-	-
	Capital de trabajo	-	-	-	-	-	-
	Total	-	-	-	206,028	-	-
Ingresos	Etileno	195,602,040	195,602,040	195,602,040	195,602,040	195,602,040	195,602,040
	Propileno	28,950,048	28,950,048	28,950,048	28,950,048	28,950,048	28,950,048
	Butileno	41,154,480	41,154,480	41,154,480	41,154,480	41,154,480	41,154,480
	Fuel oil	12,373,465	12,373,465	12,373,465	12,373,465	12,373,465	12,373,465
	Gasolina de Pirolisis	45,285,696	45,285,696	45,285,696	45,285,696	45,285,696	45,285,696
	Total	323,365,729	323,365,729	323,365,729	323,365,729	323,365,729	323,365,729
Egresos	Costos fijos	17,142,726	17,142,726	17,142,726	17,142,726	17,142,726	17,142,726
	Costos variables	228,864,533	228,864,533	228,864,533	228,864,533	228,864,533	228,864,533
	Total	246,007,259	246,007,259	246,007,259	246,007,259	246,007,259	246,007,259
Ingresos-Egresos	Total	77,358,470	77,358,470	77,358,470	77,358,470	77,358,470	77,358,470
Impuestos	Ganancia (35%)	27,075,465	27,075,465	27,075,465	27,075,465	27,075,465	27,075,465
	Ingresos Brutos (1,5%)	4,850,486	4,850,486	4,850,486	4,850,486	4,850,486	4,850,486
	Sellos (2%)	-	-	-	4,121	-	-
	Total	31,925,951	31,925,951	31,925,951	31,930,071	31,925,951	31,925,951
AMORTIZACIONES		14,848,149	14,848,149	14,848,149	14,848,149	14,848,149	14,848,149
FLUJO NETO DE FONDOS		30,584,371	30,584,371	30,584,371	30,374,222	30,584,371	30,584,371
FLUJO NETO ACUMULADO		6,169,178	36,753,548	67,337,919	97,712,141	128,296,512	158,880,882
TASA DE DESCUENTO	10%						
TIR	25%						
VAN	USD 53,309,264						
VAN/INVERSION INICIAL	2.15						

Tabla 84 P.2: Flujo de caja (en USD)

VARIABLE	VALOR
TIR	25%
VAN	USD 53.309.264
INVERSIÓN INICIAL	USD 24.746.916
VAN/INVERSION INICIAL	2,15

Tabla 85: TIR y VAN del Proyecto

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 239 de 255

Como resulta del balance, el TIR (Tasa Interna de Retorno) es 25%, es mayor a la tasa de descuento del Banco, 10%. Por otra parte, el VAN (Valor Actual Neto) es U\$S 53.309.264. observando las Razón entre VAN y la Inversión inicial resulta en 2,15. Lo cual significa que se recupera un 215% de la inversión.

13.5. Análisis de sensibilidad:


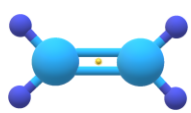
Se plantean 3 análisis de sensibilidad para este proyecto:

13.5.1. Análisis de sensibilidad 1:

Se estudia el proyecto realizando una variación del precio de los insumos directos (gasolina natural) en un +/-10% y +/-5% sin aumento del precio de los productos.

Período (año)	Ingresos [USD]	Egresos (Gasolina Natural) [USD]				
		-USD 0	-USD 0	USD -	USD 0	USD 0
0	-	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-	-
2	162,523,141	120,290,887	125,920,063	131,548,152	137,178,415	142,807,591
3	243,784,712	171,903,598	180,347,362	188,790,582	197,234,890	205,678,654
4	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	268,523,963
5	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
6	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
7	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
8	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
9	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
10	325,046,282	223,490,555	234,748,907	246,007,259	257,265,611	264,826,470
TIR		38%	32%	25%	17%	9%
VAN [USD]		114,971,014	84,139,753	53,309,264	22,477,230	- 1,854,659
VAN/INVERSION		4.65	3.40	2.15	0.91	-0.07

Tabla 86: Análisis de sensibilidad 1

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 240 de 255

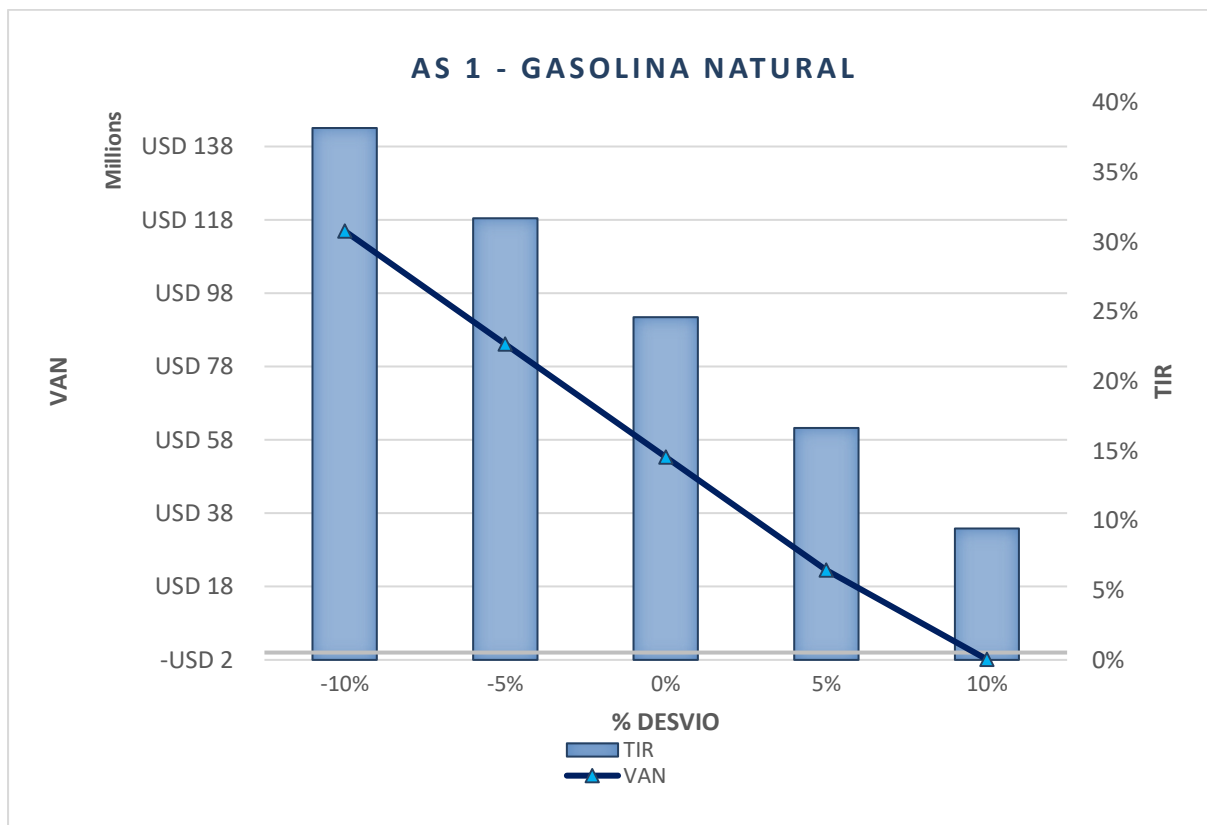

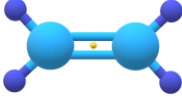


Figura 66: Gráfica AS1

Se observa que una variación en el precio de la materia prima, gasolina natural, varía manera considerable el TIR y VAN.

13.5.2. Análisis de sensibilidad 2:

Se estudia el proyecto variando el precio del producto principal Etileno desde -15% a 20%, manteniendo el resto de los precios.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 241 de 255

Periodo (año)	Ingresos (Etileno) [USD]						
	-15%	-10%	-5%	0%	5%	10%	20%
0	-	-	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-	-	-
2	77,588,809	82,152,857	86,716,904	91,280,952	95,845,000	100,409,047	109,537,142
3	116,383,214	123,229,285	130,075,357	136,921,428	143,767,499	150,613,571	164,305,714
4	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
5	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
6	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
7	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
8	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
9	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
10	155,177,618	164,305,714	173,433,809	182,561,904	191,689,999	200,818,094	219,074,285
TIR	1%	10%	18%	25%	31%	36%	47%
VAN [USD]	- 25,185,643	979,326	27,144,295	53,309,264	79,474,232	105,639,201	157,969,139
VAN/INVERSION	-1.02	0.04	1.10	2.15	3.21	4.27	6.38

Tabla 87: Análisis de sensibilidad 2

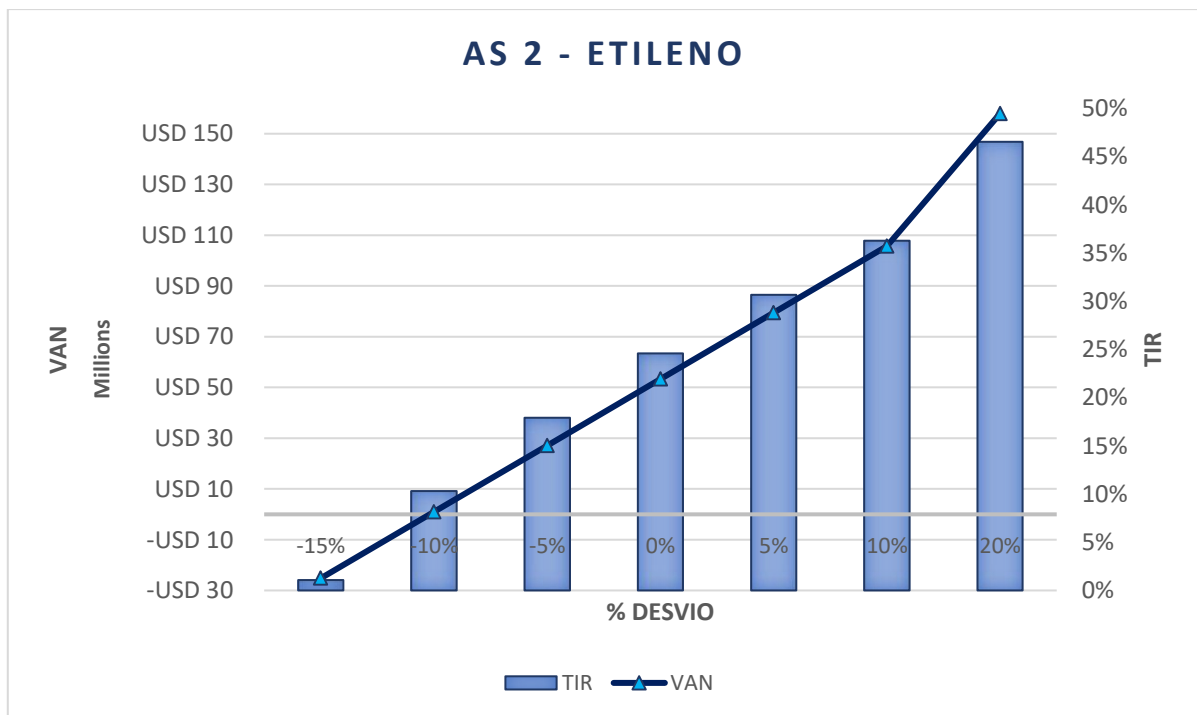

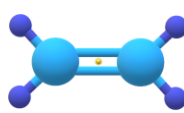


Figura 67: Gráfica AS2

Nuevamente se observa una variación del TIR y VAN al variar los precios de los productos.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 242 de 255

13.5.3. Análisis de sensibilidad 3:


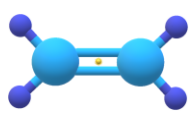
Por último, se analiza el proyecto suponiendo una demora en el arranque de la producción por problemas ajenos a la Planta que podrían durar 3, 6, 9 y 12 meses.

Las razones de esta demora pueden ser varias, entre las cuales citaremos:

- a. Retrasos en la construcción.
- b. Retrasos en la importación de maquinaria, materiales, etc. Por problemas logísticos.
- c. Trabas en la importación de maquinarias, materiales, etc. En aduana debido a regulaciones del gobierno.
- d. Problemas gremiales.
- e. Problemas económicos en el país.
- f. Problemas de diseño no previstos.
- g. Nuevas normativas vigentes.

Período (año)	Ingresos (Retraso producción en meses) [USD]				
	0	3	6	9	12
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	162,523,141	121,892,356	81,261,571	40,630,785	-
3	243,784,712	243,784,712	243,784,712	243,784,712	243,784,712
4	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
5	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
6	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
7	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
8	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
9	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
10	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282	325,046,282
TIR	25%	18%	15%	12%	9%
VAN [USD]	53,309,264	34,025,150	21,169,075	8,312,999	- 2,789,975
VAN/INVERSION	2.15	1.37	0.86	0.34	-0.11

Tabla 88: Análisis de sensibilidad 3

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 243 de 255

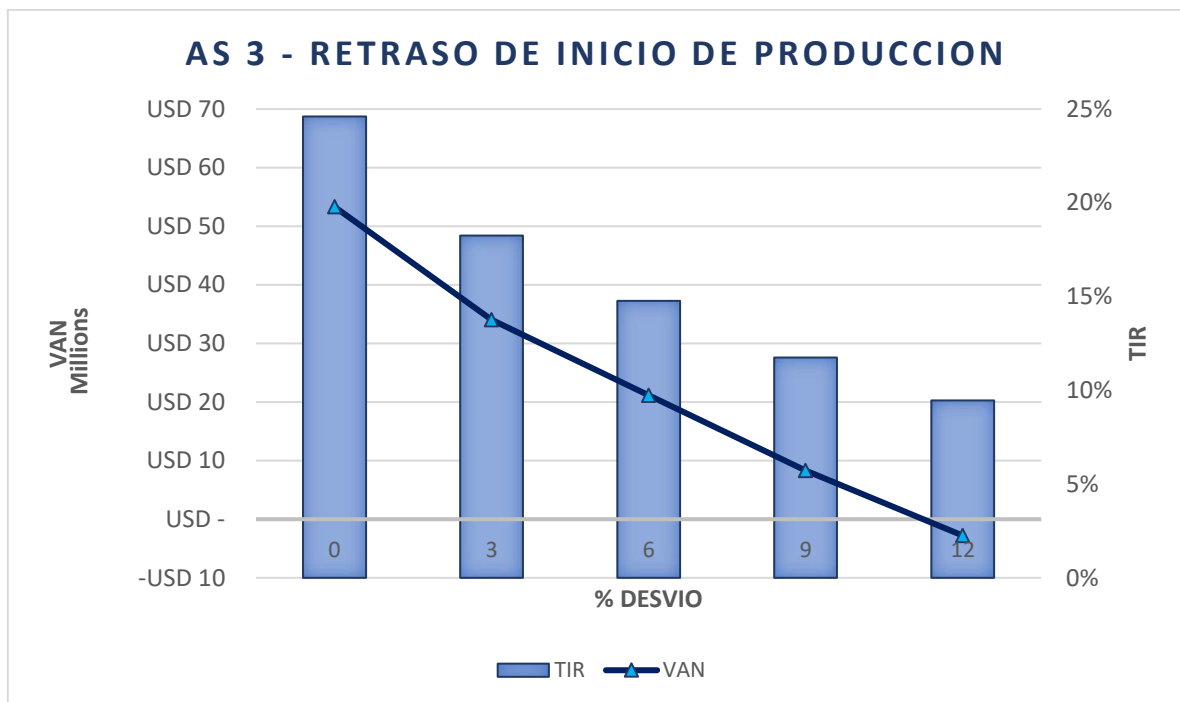



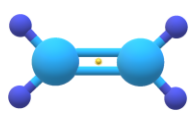
Figura 68: Gráfica AS3

Se observa una variación en los parámetros, siendo posible igualmente un retraso en la producción.

De producirse un retraso mayor a un año en la puesta en marcha podría verse perjudicada la factibilidad del proyecto.


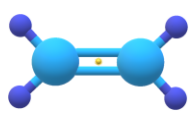
1.6 Punto de equilibrio:

Se llama punto de equilibrio al momento aquel en el cual los ingresos se igualan a los costos totales. En este punto no hay pérdida ni ganancia.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 244 de 255

Etileno [Ton]	Ingresos [USD]	Costos fijos [USD]	Costos variables [USD]	Costo total [USD]
260000	323,365,729	17,116,973	228,864,533	245,981,505
234000	291,029,156	17,116,973	205,978,079	223,095,052
208000	258,692,583	17,116,973	183,091,626	200,208,599
182000	226,356,010	17,116,973	160,205,173	177,322,145
156000	194,019,437	17,116,973	137,318,720	154,435,692
130000	161,682,864	17,116,973	114,432,266	131,549,239
104000	129,346,292	17,116,973	91,545,813	108,662,786
78000	97,009,719	17,116,973	68,659,360	85,776,332
52000	64,673,146	17,116,973	45,772,907	62,889,879
26000	32,336,573	17,116,973	22,886,453	40,003,426
0	-	17,116,973	-	17,116,973
Ecuación Costo Total		$Y=880,25X+2E+7$		Eq1
Ecuación Ingresos		$Y=1243,7X$		Eq2
Para igual X ton Etileno	Igualo Eq1 y Eq2		47094	Ton
Calculo Ingreso Y de Etileno con EC 2			58,571,139	USD

Tabla 5: Análisis de Punto de Equilibrio

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 245 de 255

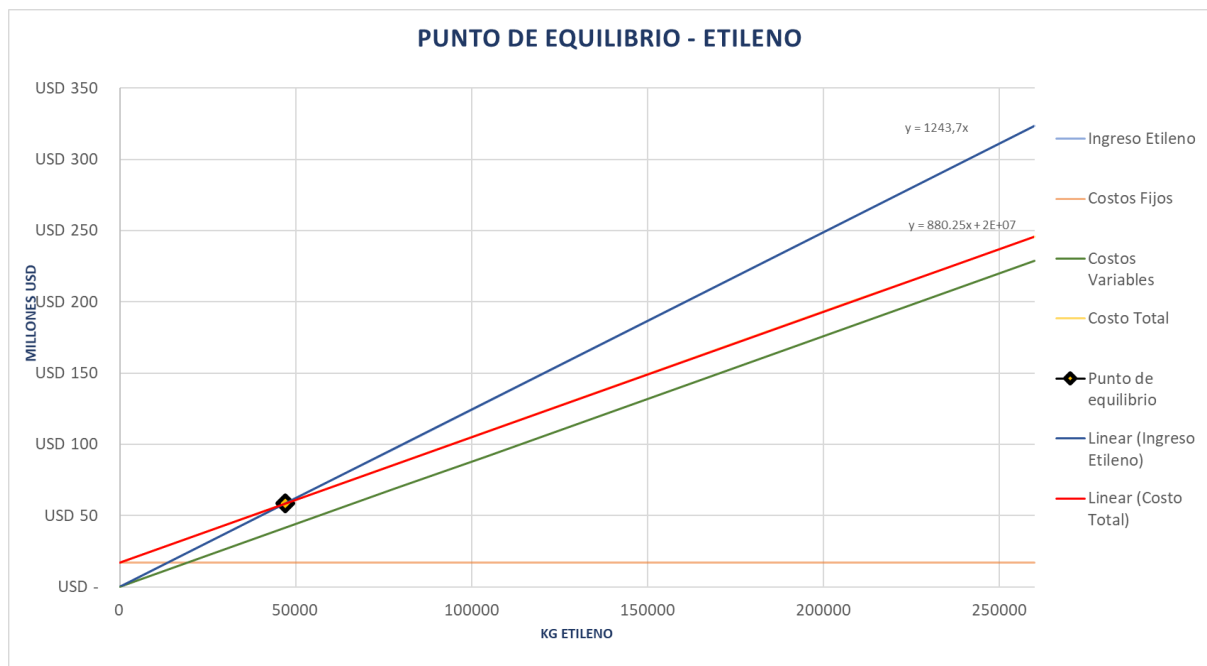

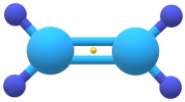


Figura 69: Gráfica de Punto de Equilibrio


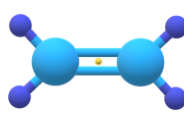
El punto de equilibrio será entonces, para 47.094 Ton de Etileno, con un costo total de U\$S 58.571.139.

1.7 Conclusión:

- Es un Proyecto viable, ya que el TIR 25% es mayor a la tasa de descuento del Banco 10%, y el VAN es mayor a 0 (VAN = U\$S 53.309.264)
- La gasolina natural no es un inconveniente dada la baja demanda en el país. Se debe tener especial atención al precio de los productos.
- El proyecto se ve favorecido por la producción de gran cantidad de subproductos que ayudan a amortizar el mismo.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL				
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido	Fecha: 24/02/23	Página 246 de 255

- Dado que es una Planta de un tamaño y producción importantes, puede confirmarse que demande tiempo la puesta en marcha y la producción de esta.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 247 de 255

14. Bibliografía

Argentina: Producción y exploración. (2017). *Tecpetrol*. Recuperado el 14 de Abril de 2018, de <http://www.tecpetrol.com/esp/sobre/pais/argentina/argentina.php>

Cañete, B. (2013). *Revista Petroquímica*. Recuperado el 21 de Marzo de 2018, de <http://revistapetroquimica.com/gasolina-natural-un-sustituto-atractivo-para-la-produccion-de-etileno-en-argentina/>

Castro, M. A. (2012). *Analisis estrategico de la industria del etileno*. Recuperado el 02 de Abril de 2018, de <https://es.scribd.com/document/114384696/Analisis-Estrategico-de-la-Industria-de-Etileno>

Cino, F. D. (2017). *Petroleo América*. Recuperado el 14 de Marzo de 2018, de <http://www.petroleoamerica.com/2017/04/techint-tecpetrol-las-promesas-para.html>


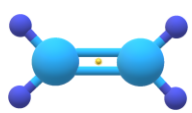
Compañía Mega. (s.f.). *Mega, Compañía Mega S.A.* Recuperado el 17 de Marzo de 2018, de <http://www.ciamega.com.ar/compania.htm>

Compradores y proveedores. (s.f.). *Quiminet*. Recuperado el 27 de Marzo de 2018, de <https://www.quiminet.com/>

Fumagalli, J. M. (2014). *Revista Petroquímica: Petroleo, Gas, Química y Energía*. Recuperado el 02 de Abril de 2018, de <https://revistapetroquimica.com/como-se-esta-construyendo-la-petroquimica-argentina-de-2025/>

Gandini, N. (2016). *Revista Petroquímica: Petroleo, Gas, Química y Energía*. Recuperado el 02 de Abril de 2018, de <https://revistapetroquimica.com/ypf-avanza-en-una-alianza-para-crear-un-gigante-petroquimico-regional/>

Gasolina Natural. (2010). *Petroblogger*. Recuperado el 20 de Marzo de 2018, de <http://www.ingenieriadepetroleo.com/gasolina-natural/>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 248 de 255

Anuario IPA 2016. (2016). *Instituto Petroquímico Argentino*. Recuperado el 02 de Abril de 2018, de <http://ipa.org.ar/index.php/es/publicaciones/anuario-informacion-estadistica>

Anuario IPA 2021. (2021). *Instituto Petroquímico Argentino*. Recuperado el 01 de octubre de 2022, de <http://ipa.org.ar/index.php/es/publicaciones/anuario-informacion-estadistica>

ITC. (2017). *Trade Map*. Recuperado el 03 de Abril de 2018, de https://www.trademap.org/Product_SelCountry_TS.aspx?nvpm=1|032|||290121|||8|1|1|2|2|1|1|2|1

La demanda actual de los productos petroquímicos. (2017). Recuperado el 05 de Abril de 2018, de http://www.creebba.org.ar/iae/iae92/La_demanda_actual_de_productos_petroquimicos_IAE_92.pdf


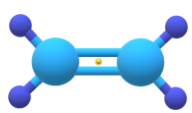
La Industria Petroquímica Argentina, s. p. (2014). *ciqyp*. Recuperado el 03 de Abril de 2018, de <http://www.ciqyp.org.ar/Portals/0/noticias/2014/09%20sep/La%20Industria%20Petroqu%C3%ADmica%20Argentina%20.pdf>

Lewandowski, S. (2016). *IHS Markit*. Recuperado el 13 de Abril de 2018, de <https://cdn.ihs.com/www/pdf/Steve-Lewandowski-Big-Changes-Ahead-for-Ethylene-Implications-for-Asia.pdf>

Producción y comercialización de líquidos de gas. (2017). *TGS*. Recuperado el 19 de Marzo de 2018, de <http://www.tgs.com.ar/Servicios/Procesamiento/Capacidades-y-datos>

Reporte de sustentabilidad. (2016). *YPF*. Recuperado el 23 de 03 de 2018, de <https://www.ypf.com/LaCompania/Documents/YPF-Reporte-Sustentabilidad-2016.pdf>

Reporte de sustentabilidad. (2021). *YPF*. Recuperado el 10 de diciembre de 2022, de <https://www.ypf.com/LaCompania/Documents/ypf-reporte-de->

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 249 de 255

sustentabilidad-2021.pdf?_ga=2.250759424.784398.1671549716-608524842.1671549716

Scodelaro, F. (2017). *Ingenieriaquimica.org*. Recuperado el 01 de Abril de 2018, de <http://www.ingenieriaquimica.org/articulos/perspectivas-etileno-america-latina>

Tejedor, A. S. (s.f.). *Escuela de Ingenierías Industriales UVa*. Recuperado el 01 de Abril de 2018, de <https://www.eii.uva.es/orgánica/qoi/tema-05.php>

Viazi, S. (Marzo de 2018). *Estadísticas de Productos Industriales*. Recuperado el 04 de Abril de 2018, de https://www.indec.gov.ar/ftp/cuadros/economia/epi_03_18.pdf


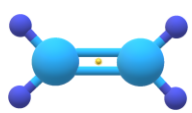
Ethylene Market: Current Challenges & Opportunities. (marzo 2022). *Merchant Research & Consulting Ltd*. Recuperado el 3 de diciembre de 2022, de <https://mcgroup.co.uk/researches/ethylene>

Ethylene (ET): 2022 World Market Outlook and Forecast up to 2031. (septiembre 2022). *Merchant Research & Consulting Ltd*. Recuperado el 3 de diciembre de 2022, de <https://mcgroup.co.uk/news/20220330/ethylene-market-current-challenges-opportunities.html>

China y EE. UU. continúan impulsando la demanda de etileno después de Covid-19. (2020). *OffshoreTechnology*. Recuperado el 5 de diciembre de 2022, de <https://www.offshore-technology.com/comment/china-us-ethylene-demand/>

Indicadores técnicos y financieros TGS (2021). *Web Pampa Energia*. Recuperado el 10 de diciembre de 2022, de <https://ri.pampaenergia.com/nuestros-activos/petroleo-y-gas/midstream/tgs/>.

Tecpetrol batío en mayo su record de producción de gas en vacamuerta. (2022). *EconoJournal*. Recuperado el 5 de diciembre de 2022, <https://econojournal.com.ar/2022/05/tecpetrol-batio-en-mayo-su-record-de-produccion-de-gas-en-vaca-muerta/>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 250 de 255

Reporte de Sustentabilidad. (2020). *Tecpetrol*. Recuperado el 01 de diciembre de 2022, de <https://www.tecpetrol.com/media/4u2fh4j2/tecpetrol-reporte2020-esp.pdf>

Camarena, A. d. (2013). *Instituto Politecnico Nacional/Tesis Institucionales*. Recuperado el 03 de Abril de 2018, de <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*. Recuperado el 17 de Abril de 2018, de <http://revistapetroquimica.com/gasolina-natural-un-sustituto-atractivo-para-la-produccion-de-etileno-en-argentina/>


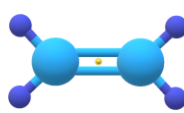
Craqueo. (2018). *EcuRed*. Recuperado el 02 de Abril de 2018, de https://www.ecured.cu/Craqueo#Craqueo_catal.C3.ADtico_o_cracking_catal.C3.ADtico

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.). Recuperado el 29 de Abril de 2018, de https://www.dmt-et.com/wp-content/uploads/2016/05/16043_SulfurexCR_LeafletA4_ES_lr.pdf

Segura, V. (s.f.). *Flargent*. Recuperado el 01 de Mayo de 2018, de <http://files.victor-m-segura-h.webnode.com.ve/200000005-69e8b6e39f/EndulzamientoDeGasNaturalConSulfatreat141%5B1%5D.pdf>

Abedi, A. A. (2007). *Economic Analysis of a New Gas to Ethylene*. Recuperado el 01 de Agosto de 2018, de <https://core.ac.uk/download/pdf/4272899.pdf>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 251 de 255

Behn, A. O. (s.f.). *Tratamiento de agua para calderas*. Recuperado el 15 de Julio de 2018, de 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*. Recuperado el 2 de 08 de 2018, de Dialnet-EndulzamientoDeGasNaturalConAminasSimulacionDelPro-4134741.pdf

Lopez, J. (s.f.). *Diseño de las redes de aire comprimido*. Recuperado el 13 de Julio de 2018, de <http://repositorio.upct.es/xmlui/bitstream/handle/10317/5707/tfe-par-dis.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Múnera, S. (2003). *Redes de aire comprimido*. Recuperado el 20 de Julio de 2018, de <https://www.monografias.com/trabajos16/redes-de-aire/redes-de-aire.shtml>

(MEXICO), E. S. (s.f.). *Diseño de procesos*. Obtenido de Análisis Pinch: <https://sites.google.com/site/procesosesiqie/modulos-del-curso/modulo-3-1/unidad-3a-el-analisispinch>


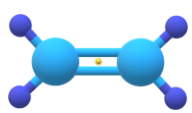
González, C. (s.f.). *Planta de Cracking Térmico en Fase Vapor*. UNIVERSIDAD NACIONAL DE CUYO.

Hawkins, G. B. (Agosto de 2013). *Slideshare*. Obtenido de <https://www.slideshare.net/GerardBHawkins/ethylene-plant-design-considerations>

Scenna, N. J. (1999). *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. UTN-Facultad Regional de Rosario.

Branan, C. R. (2006). *Soluciones prácticas para el ingeniero químico*. Mc Graw Hill.

Erdmann, E. (2012). *Avances en Ciencias e Ingeniería*. Recuperado el 12 de Octubre de 2018, de <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/4134741.pdf>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 252 de 255

García, R. B. (s.f.). *Simbología ISA*. Recuperado el 29 de Octubre de 2018, de <http://www.academia.edu/17126198/Simbologia-ISA>

Pemex. (1999). *Subdirección de tecnológica y desarrollo profesional*. Recuperado el 10 de Octubre de 2018, de <https://www.coursehero.com/file/17957236/49805041-SIMBOLOGIA-PROCESO/>

Soluciones Tubulares. (s.f.). Recuperado el 27 de Octubre de 2018, de <http://www.tuberiasyaccesorios.com/tuberia-schedule-40-acero-al-carbon/>

Medidas de prevención complementarias. Recuperado el 15 de Noviembre del 2018, de


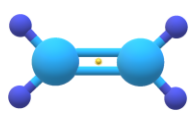
<https://www.textoscientificos.com/imagenes/quimica/distancias-recomendadas-IRI-g.gif>

Systematic Layout Planning (SLP). Recuperado el 10 de Noviembre del 2018, de <http://www.fernandezantonio.com.ar/Documentos/SLP%20para%20Distribucion%20e n%20Planta%20%202017.pdf>

ASME SPHERES. Recuperado el 12 de Noviembre del 2018, de <http://www.tfwarren.com/tarsco/products/asme-storage-spheres>

Tanques de almacenamiento de hidrocarburo. Recuperado el 10 de Noviembre del 2018, de http://materias.fi.uba.ar/6756/Tanques_de_almacenamiento_de_hidrocarburos_1C_07.pdf

Argentina, C. d. (09 de 09 de 1990). *ley 13660. Decreto 10.877*. Recuperado el 10 de Noviembre de 2018, de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/65000-69999/67157/norma.htm>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 253 de 255

UBA. (s.f.). *Diseño del sistema de descarga a la atmósfera*. Recuperado el 01 de Noviembre de 2018, de <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*. Obtenido el 13 de octubre de 2022 de <https://www.directindustry.es/prod/ciat/product-8605-1324453.html>

(2012). Diseño de intercambiador tubo y coraza. En V. E..

Edwards, J. E. (2008). Design and rating shell and tube heat exchangers.

Estrada, I. J. (2001). *Diseño y cálculo de recipientes a presión*. Obtenido de <https://www.academia.edu/>

Industrial, T. (2015). *TS Industrial*. Obtenido el 15 de octubre de 2022 de <http://www.cunifitting.com/info/astm-a179-low-carbon-steel-heat-exchanger-28959604.html>


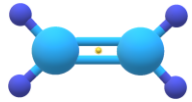
(2013). *Reglas para la Construcción de Recipientes a presión*.

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*.


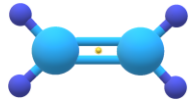
Stuhldreher, I. L. (2012). *Aplicación del Código ASME B31.3 y sus referenciales AMSE II, IX y V*.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 254 de 255

Zaragoza, E. (2013). *Manual practico para el diseño y calculo de equipos de proceso para plantas industriales según el codigo asme seccion VIII division 1* .

Anthony Lawrence Kohan. (2013). *Manual de calderas principios operativos de mantenimiento, construcción, instalación, reparación, seguridad, requerimientos y normativas*.

Chain, & S., N. (2011). *Proyectos de inversión Formulación y Evaluación*. Pearson.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN		INTEGRACIÓN V INGENIERÍA QUÍMICA	Alumnos; Giorggi, Luis José A. tonygiorggi@gmail.com Pirola, Micaela micaapirola@hotmail.com		
PROYECTO FINAL – ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL					
Profesor: Ing. Horacio Spesot	JTP: Ing. Ezequiel Krumrick	Ayudantes: Ing. Cristian Silva; Ing. Juan Garrido		Fecha: 24/02/23	Página 255 de 255

15. Listado de anexos

Anexo 1: Datasheet Resultados Aspen HYSYS

Anexo 2: Tablas de datos equipos

Anexo 3: Resultados HTRI

Anexo 4: Diagramas de Flujo

Anexo 5: Lay Outs

Anexo 6: P&IDs

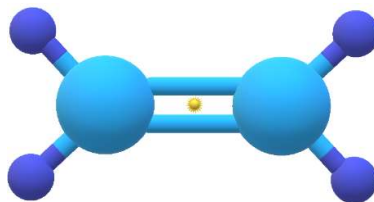
Anexo 7: Planos Equipos

ANEXO 1


DATASHEET RESULTADOS HYSYS


ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL



GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

2	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
3			Unit Set: SI				
4			Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018				
5							
6	Material Stream: 1				Fluid Package: Basis-2		
7					Property Package: Lee-Kesler-Plöcker		
8							
9	CONDITIONS						
10							
11		Overall	Liquid Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	25.00 *	25.00				
14	Pressure: (kPa)	101.3 *	101.3				
15	Molar Flow (kgmole/h)	1429	1429				
16	Mass Flow (kg/h)	1.712e+005 *	1.712e+005				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	239.8	239.8				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.545e+005	-2.545e+005				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	198.6	198.6				
20	Heat Flow (kJ/h)	-3.636e+008	-3.636e+008				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	236.4 *	236.4				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25							Vapour Fraction 0.0000
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
30	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
31	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
34	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
38	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
39	Hydrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
40	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
41	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
42	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
43	Benzene	33.5860 *	0.0235 *	2623.4026 *	0.0153 *	2.9737 *	0.0124 *
44	n-Pentane	247.9647 *	0.1735 *	17890.9038 *	0.1045 *	28.4105 *	0.1185 *
45	n-Hexane	222.6680 *	0.1558 *	19189.0650 *	0.1121 *	28.9575 *	0.1208 *
46	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
47	n-Decane	923.9723 *	0.6466 *	131467.4079 *	0.7679 *	179.4236 *	0.7482 *
48	H2S	0.8575 *	0.0006 *	29.2207 *	0.0002 *	0.0371 *	0.0002 *
49	Carbon	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
50	Total	1429.0486	1.0000	171200.0000	1.0000	239.8023	1.0000
51	Liquid Phase						
52							Phase Fraction 1.000
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54							
55	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 1 of 18	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4				Fluid Package: Basis-2			
5				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker			
6	Material Stream: 1 (continued)						
7							
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Liquid Phase (continued)					Phase Fraction 1.000	
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Benzene	33.5860	0.0235	2623.4026	0.0153	2.9737	0.0124
17	n-Pentane	247.9647	0.1735	17890.9038	0.1045	28.4105	0.1185
18	n-Hexane	222.6680	0.1558	19189.0650	0.1121	28.9575	0.1208
19	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	n-Decane	923.9723	0.6466	131467.4079	0.7679	179.4236	0.7482
21	H2S	0.8575	0.0006	29.2207	0.0002	0.0371	0.0002
22	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Total	1429.0486	1.0000	171200.0000	1.0000	239.8023	1.0000
24	UNIT OPERATIONS						
25							
26	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
27	Heater: E-100						
28							
29	Material Stream: 1.a						
30							
31							
32	CONDITIONS						
33		Overall	Vapour Phase				
34	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
35	Temperature: (C)	800.0 *	800.0				
36	Pressure: (kPa)	100.3	100.3				
37	Molar Flow (kgmole/h)	1429	1429				
38	Mass Flow (kg/h)	1.712e+005	1.712e+005				
39	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	239.8	239.8				
40	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	6.514e+004	6.514e+004				
41	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	727.1	727.1				
42	Heat Flow (kJ/h)	9.308e+007	9.308e+007				
43	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	236.4 *	236.4				
44	COMPOSITION						
45							
46	Overall Phase					Vapour Fraction 1.0000	
47							
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
49							
50	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Benzene	33.5860	0.0235	2623.4026	0.0153	2.9737	0.0124
66	n-Pentane	247.9647	0.1735	17890.9038	0.1045	28.4105	0.1185
67	n-Hexane	222.6680	0.1558	19189.0650	0.1121	28.9575	0.1208
68	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 2 of 18	

Material Stream: 1.a (continued)

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	923.9723	0.6466	131467.4079	0.7679	179.4236	0.7482
H2S	0.8575	0.0006	29.2207	0.0002	0.0371	0.0002
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1429.0486	1.0000	171200.0000	1.0000	239.8023	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	33.5860	0.0235	2623.4026	0.0153	2.9737	0.0124
n-Pentane	247.9647	0.1735	17890.9038	0.1045	28.4105	0.1185
n-Hexane	222.6680	0.1558	19189.0650	0.1121	28.9575	0.1208
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	923.9723	0.6466	131467.4079	0.7679	179.4236	0.7482
H2S	0.8575	0.0006	29.2207	0.0002	0.0371	0.0002
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1429.0486	1.0000	171200.0000	1.0000	239.8023	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-100	Heater: E-100	

Material Stream: Vp.1

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	800.0 *	800.0		
Pressure: (kPa)	101.3 *	101.3		
Molar Flow (kgmole/h)	0.5551	0.5551		
Mass Flow (kg/h)	10.00 *	10.00		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.002e-002	1.002e-002		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.127e+005	-2.127e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	259.1	259.1		
Heat Flow (kJ/h)	-1.181e+005	-1.181e+005		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.027e-002 *	1.027e-002		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018
4		
5		

Material Stream: Vp.1 (continued)

Fluid Package: Basis-2

Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
16	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
17	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
18	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
19	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
20	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
21	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
22	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
23	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
24	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
25	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
26	Hydrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
27	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
28	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29	H2O	0.5551 *	1.0000 *	10.0000 *	1.0000 *	0.0100 *	1.0000 *
30	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
31	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
34	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	Carbon	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	Total	0.5551	1.0000	10.0000	1.0000	0.0100	1.0000


Vapour Phase


Phase Fraction 1.000


40	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
41							
42	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	H2O	0.5551	1.0000	10.0000	1.0000	0.0100	1.0000
57	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Total	0.5551	1.0000	10.0000	1.0000	0.0100	1.0000

UNIT OPERATIONS

67	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
68	Mixer: MIX-100		
69	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 4 of 18

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018				
4								
5	Material Stream: 2			Fluid Package: Basis-2				
6				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker				
7	CONDITIONS							
8		Overall	Vapour Phase					
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000					
10	Temperature: (C)	800.0	800.0					
11	Pressure: (kPa)	100.3	100.3					
12	Molar Flow (kgmole/h)	1430	1430					
13	Mass Flow (kg/h)	1.712e+005	1.712e+005					
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	239.8	239.8					
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	6.503e+004	6.503e+004					
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	727.0	727.0					
17	Heat Flow (kJ/h)	9.297e+007	9.297e+007					
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	236.4 *	236.4					
19	COMPOSITION							
20	Overall Phase					Vapour Fraction	1.0000	
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
22	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
33	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
36	H2O	0.5551	0.0004	10.0000	0.0001	0.0100	0.0000	
37	Benzene	33.5860	0.0235	2623.4026	0.0153	2.9737	0.0124	
38	n-Pentane	247.9647	0.1734	17890.9038	0.1045	28.4105	0.1185	
39	n-Hexane	222.6680	0.1558	19189.0650	0.1121	28.9575	0.1208	
40	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
41	n-Decane	923.9723	0.6463	131467.4079	0.7679	179.4236	0.7482	
42	H2S	0.8575	0.0006	29.2207	0.0002	0.0371	0.0002	
43	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
44	Total	1429.6037	1.0000	171210.0000	1.0000	239.8123	1.0000	
45	Vapour Phase					Phase Fraction	1.000	
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
47	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	Aspen Technology Inc.						Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)	Page 5 of 18

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4				Material Stream: 2 (continued)			Fluid Package: Basis-2
5							Property Package: Lee-Kesler-Plöcker
6	COMPOSITION						
7	Vapour Phase (continued)						
8						Phase Fraction 1.000	
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	H2O	0.5551	0.0004	10.0000	0.0001	0.0100	0.0000
11	Benzene	33.5860	0.0235	2623.4026	0.0153	2.9737	0.0124
12	n-Pentane	247.9647	0.1734	17890.9038	0.1045	28.4105	0.1185
13	n-Hexane	222.6680	0.1558	19189.0650	0.1121	28.9575	0.1208
14	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	n-Decane	923.9723	0.6463	131467.4079	0.7679	179.4236	0.7482
16	H2S	0.8575	0.0006	29.2207	0.0002	0.0371	0.0002
17	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	Total	1429.6037	1.0000	171210.0000	1.0000	239.8123	1.0000
19	UNIT OPERATIONS						
20	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
21	Conversion Reactor:	H-101	Mixer:	MIX-100			
22	Material Stream: 3						Fluid Package: Basis-2
23							Property Package: Lee-Kesler-Plöcker
24	CONDITIONS						
25		Overall	Vapour Phase	Solid Phase	Liquid Phase		
26	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000		
27	Temperature: (C)	825.0 *	825.0	825.0	825.0		
28	Pressure: (kPa)	100.3	100.3	100.3	100.3		
29	Molar Flow (kgmole/h)	3789	3789	0.0000	0.0000		
30	Mass Flow (kg/h)	1.712e+005	1.712e+005	0.0000	0.0000		
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	288.0	288.0	0.0000	0.0000		
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.084e+005	1.084e+005	1.375e+004	0.0000		
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	307.7	307.7	25.79	0.0000		
34	Heat Flow (kJ/h)	4.107e+008	4.107e+008	0.0000	0.0000		
35	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	314.5 *	314.5	0.0000	0.0000		
36	COMPOSITION						
37	Overall Phase						Vapour Fraction 1.0000
38	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
39	Methane	369.5804	0.0975	5929.1422	0.0346	19.8038	0.0688
40	Ethane	282.6238	0.0746	8498.4707	0.0496	23.8934	0.0829
41	Ethylene	392.2391	0.1035	11003.7963	0.0643	28.7136	0.0997
42	Acetylene	100.8996	0.0266	2627.2236	0.0153	6.2995	0.0219
43	Propane	90.1107	0.0238	3973.6094	0.0232	7.8425	0.0272
44	Propene	96.5446	0.0255	4062.6542	0.0237	7.7985	0.0271
45	M-Acetylene	108.3294	0.0286	4340.1951	0.0254	6.9943	0.0243
46	n-Butane	114.4549	0.0302	6652.5756	0.0389	11.4066	0.0396
47	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	13-Butadiene	114.8123	0.0303	6210.4053	0.0363	10.0209	0.0348
49	EAcetylene	149.3669	0.0394	8079.5268	0.0472	12.2549	0.0425
50	Hydrogen	671.4439	0.1772	1353.6310	0.0079	19.3766	0.0673
51	CO	0.5551	0.0001	15.5486	0.0001	0.0195	0.0001
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Benzene	970.5603	0.2561	75810.4658	0.4428	85.9344	0.2983
55	n-Pentane	99.1859	0.0262	7156.3615	0.0418	11.3642	0.0395
56	n-Hexane	89.0672	0.0235	7675.6260	0.0448	11.5830	0.0402
57	n-Heptane	46.3482	0.0122	4644.3188	0.0271	6.7621	0.0235
58	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 6 of 18

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4						Fluid Package: Basis-2	
5						Property Package: Lee-Kesler-Plöcker	
6	Material Stream: 3 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						
9							Vapour Fraction 1.0000
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	n-Decane	92.3972	0.0244	13146.7408	0.0768	17.9424	0.0623
13	H2S	0.8575	0.0002	29.2207	0.0002	0.0371	0.0001
14	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Total	3789.3771	1.0000	171209.5124	1.0000	288.0471	1.0000
16	Vapour Phase						
17							Phase Fraction 1.000
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
19	Methane	369.5804	0.0975	5929.1422	0.0346	19.8038	0.0688
20	Ethane	282.6238	0.0746	8498.4707	0.0496	23.8934	0.0829
21	Ethylene	392.2391	0.1035	11003.7963	0.0643	28.7136	0.0997
22	Acetylene	100.8996	0.0266	2627.2236	0.0153	6.2995	0.0219
23	Propane	90.1107	0.0238	3973.6094	0.0232	7.8425	0.0272
24	Propene	96.5446	0.0255	4062.6542	0.0237	7.7985	0.0271
25	M-Acetylene	108.3294	0.0286	4340.1951	0.0254	6.9943	0.0243
26	n-Butane	114.4549	0.0302	6652.5756	0.0389	11.4066	0.0396
27	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	1,3-Butadiene	114.8123	0.0303	6210.4053	0.0363	10.0209	0.0348
29	EAcetylene	149.3669	0.0394	8079.5268	0.0472	12.2549	0.0425
30	Hydrogen	671.4439	0.1772	1353.6310	0.0079	19.3766	0.0673
31	CO	0.5551	0.0001	15.5486	0.0001	0.0195	0.0001
32	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Benzene	970.5603	0.2561	75810.4658	0.4428	85.9344	0.2983
35	n-Pentane	99.1859	0.0262	7156.3615	0.0418	11.3642	0.0395
36	n-Hexane	89.0672	0.0235	7675.6260	0.0448	11.5830	0.0402
37	n-Heptane	46.3482	0.0122	4644.3188	0.0271	6.7621	0.0235
38	n-Decane	92.3972	0.0244	13146.7408	0.0768	17.9424	0.0623
39	H2S	0.8575	0.0002	29.2207	0.0002	0.0371	0.0001
40	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Total	3789.3771	1.0000	171209.5124	1.0000	288.0471	1.0000
42	Solid Phase						
43							Phase Fraction 0.0000
44	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
45	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	Aspen Technology Inc.						
65	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)						
66	Page 7 of 18						

Material Stream: 3 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Solid Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0529	0.0000	0.0128	0.0000	0.0291
Ethane	0.0000	0.0543	0.0000	0.0247	0.0000	0.0472
Ethylene	0.0000	0.0679	0.0000	0.0288	0.0000	0.0511
Acetylene	0.0000	0.0162	0.0000	0.0064	0.0000	0.0104
Propane	0.0000	0.0226	0.0000	0.0151	0.0000	0.0202
Propene	0.0000	0.0221	0.0000	0.0140	0.0000	0.0183
M-Acetylene	0.0000	0.0233	0.0000	0.0141	0.0000	0.0154
n-Butane	0.0000	0.0372	0.0000	0.0327	0.0000	0.0381
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1,3-Butadiene	0.0000	0.0320	0.0000	0.0261	0.0000	0.0287
EAcetylene	0.0000	0.0424	0.0000	0.0346	0.0000	0.0357
Hydrogen	0.0000	0.0643	0.0000	0.0020	0.0000	0.0191
CO	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.3330	0.0000	0.3929	0.0000	0.3031
n-Pentane	0.0000	0.0411	0.0000	0.0447	0.0000	0.0484
n-Hexane	0.0000	0.0466	0.0000	0.0606	0.0000	0.0623
n-Heptane	0.0000	0.0305	0.0000	0.0461	0.0000	0.0457
n-Decane	0.0000	0.1137	0.0000	0.2444	0.0000	0.2270
H2S	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-102	Conversion Reactor: H-101	


Material Stream: 5

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.2793	0.2793	0.7207	
Temperature: (C)	-10.40	-10.40	-10.40	
Pressure: (kPa)	1500	1500	1500	
Molar Flow (kgmole/h)	515.6	144.0	371.6	
Mass Flow (kg/h)	1.817e+004	3011	1.516e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	37.49	8.522	28.97	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.455e+004	9090	3.054e+004	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	125.4	175.5	106.0	
Heat Flow (kJ/h)	1.266e+007	1.309e+006	1.135e+007	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	42.44 *	70.39	28.73	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4							
5	Material Stream: 5 (continued)			Fluid Package: Basis-2			
6				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase						
9							Vapour Fraction 0.2793
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Methane	6.6182	0.0128	106.1745	0.0058	0.3546	0.0095
12	Ethane	59.5394	0.1155	1790.3453	0.0985	5.0335	0.1342
13	Ethylene	92.4260	0.1793	2592.9015	0.1427	6.7660	0.1805
14	Acetylene	7.1504	0.0139	186.1820	0.0102	0.4464	0.0119
15	Propane	34.6469	0.0672	1527.8245	0.0841	3.0154	0.0804
16	Propene	87.6287	0.1699	3687.4674	0.2030	7.0783	0.1888
17	M-Acetylene	108.6140	0.2106	4351.5987	0.2395	7.0126	0.1870
18	n-Butane	22.3758	0.0434	1300.5689	0.0716	2.2300	0.0595
19	1-Butene	11.4267	0.0222	641.1238	0.0353	1.0797	0.0288
20	13-Butadiene	32.8563	0.0637	1777.2567	0.0978	2.8677	0.0765
21	EAcetylene	1.8942	0.0037	102.4622	0.0056	0.1554	0.0041
22	Hydrogen	50.3285	0.0976	101.4622	0.0056	1.4524	0.0387
23	CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.1191	0.0002	2.1451	0.0001	0.0021	0.0001
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
32	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Total	515.6247	1.0000	18167.5308	1.0000	37.4943	1.0000
34	Vapour Phase						
35							Phase Fraction 0.2793
36	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
37	Methane	5.7313	0.0398	91.9470	0.0305	0.3071	0.0360
38	Ethane	20.2723	0.1408	609.5857	0.2024	1.7138	0.2011
39	Ethylene	45.8308	0.3182	1285.7291	0.4270	3.3550	0.3937
40	Acetylene	1.5640	0.0109	40.7228	0.0135	0.0976	0.0115
41	Propane	3.3033	0.0229	145.6658	0.0484	0.2875	0.0337
42	Propene	9.4521	0.0656	397.7502	0.1321	0.7635	0.0896
43	M-Acetylene	5.8483	0.0406	234.3099	0.0778	0.3776	0.0443
44	n-Butane	0.5492	0.0038	31.9236	0.0106	0.0547	0.0064
45	1-Butene	0.3365	0.0023	18.8825	0.0063	0.0318	0.0037
46	13-Butadiene	0.9586	0.0067	51.8547	0.0172	0.0837	0.0098
47	EAcetylene	0.0352	0.0002	1.9044	0.0006	0.0029	0.0003
48	Hydrogen	50.1369	0.3481	101.0760	0.0336	1.4469	0.1698
49	CO	0.0001	0.0000	0.0039	0.0000	0.0000	0.0000
50	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	H2O	0.0004	0.0000	0.0077	0.0000	0.0000	0.0000
52	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	H2S	0.0001	0.0000	0.0028	0.0000	0.0000	0.0000
58	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Total	144.0193	1.0000	3011.3660	1.0000	8.5222	1.0000
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 9 of 18	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018
4		
5		

Material Stream: 5 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Liquid Phase

Phase Fraction 0.7207

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.8868	0.0024	14.2275	0.0009	0.0475	0.0016
Ethane	39.2672	0.1057	1180.7596	0.0779	3.3197	0.1146
Ethylene	46.5952	0.1254	1307.1724	0.0862	3.4110	0.1177
Acetylene	5.5864	0.0150	145.4592	0.0096	0.3488	0.0120
Propane	31.3436	0.0843	1382.1587	0.0912	2.7279	0.0942
Propene	78.1766	0.2104	3289.7172	0.2171	6.3148	0.2180
M-Acetylene	102.7657	0.2765	4117.2888	0.2717	6.6351	0.2290
n-Butane	21.8265	0.0587	1268.6453	0.0837	2.1752	0.0751
1-Butene	11.0901	0.0298	622.2414	0.0411	1.0479	0.0362
13-Butadiene	31.8977	0.0858	1725.4020	0.1138	2.7841	0.0961
EAcetylene	1.8590	0.0050	100.5578	0.0066	0.1525	0.0053
Hydrogen	0.1916	0.0005	0.3862	0.0000	0.0055	0.0002
CO	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.1186	0.0003	2.1374	0.0001	0.0021	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0003	0.0000	0.0111	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	371.6054	1.0000	15156.1649	1.0000	28.9721	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: E-101	Mixer: M-102	

Material Stream: 51.a

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	850.0 *	850.0
Pressure: (kPa)	1499	1499
Molar Flow (kgmole/h)	515.6	515.6
Mass Flow (kg/h)	1.817e+004	1.817e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	37.49	37.49
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.217e+005	1.217e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	296.9	296.9
Heat Flow (kJ/h)	6.274e+007	6.274e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	42.44 *	42.44

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	6.6182	0.0128	106.1745	0.0058	0.3546	0.0095
Ethane	59.5394	0.1155	1790.3453	0.0985	5.0335	0.1342
Ethylene	92.4260	0.1793	2592.9015	0.1427	6.7660	0.1805
Acetylene	7.1504	0.0139	186.1820	0.0102	0.4464	0.0119
Propane	34.6469	0.0672	1527.8245	0.0841	3.0154	0.0804

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018
4		
5		

Material Stream: 51.a (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	Propene	87.6287	0.1699	3687.4674	0.2030	7.0783	0.1888
16	M-Acetylene	108.6140	0.2106	4351.5987	0.2395	7.0126	0.1870
17	n-Butane	22.3758	0.0434	1300.5689	0.0716	2.2300	0.0595
18	1-Butene	11.4267	0.0222	641.1238	0.0353	1.0797	0.0288
19	13-Butadiene	32.8563	0.0637	1777.2567	0.0978	2.8677	0.0765
20	EAcetylene	1.8942	0.0037	102.4622	0.0056	0.1554	0.0041
21	Hydrogen	50.3285	0.0976	101.4622	0.0056	1.4524	0.0387
22	CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
23	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	H2O	0.1191	0.0002	2.1451	0.0001	0.0021	0.0001
25	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
31	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Total	515.6247	1.0000	18167.5308	1.0000	37.4943	1.0000


Vapour Phase


Phase Fraction 1.000

35	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
37	Methane	6.6182	0.0128	106.1745	0.0058	0.3546	0.0095
38	Ethane	59.5394	0.1155	1790.3453	0.0985	5.0335	0.1342
39	Ethylene	92.4260	0.1793	2592.9015	0.1427	6.7660	0.1805
40	Acetylene	7.1504	0.0139	186.1820	0.0102	0.4464	0.0119
41	Propane	34.6469	0.0672	1527.8245	0.0841	3.0154	0.0804
42	Propene	87.6287	0.1699	3687.4674	0.2030	7.0783	0.1888
43	M-Acetylene	108.6140	0.2106	4351.5987	0.2395	7.0126	0.1870
44	n-Butane	22.3758	0.0434	1300.5689	0.0716	2.2300	0.0595
45	1-Butene	11.4267	0.0222	641.1238	0.0353	1.0797	0.0288
46	13-Butadiene	32.8563	0.0637	1777.2567	0.0978	2.8677	0.0765
47	EAcetylene	1.8942	0.0037	102.4622	0.0056	0.1554	0.0041
48	Hydrogen	50.3285	0.0976	101.4622	0.0056	1.4524	0.0387
49	CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
50	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	H2O	0.1191	0.0002	2.1451	0.0001	0.0021	0.0001
52	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
58	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Total	515.6247	1.0000	18167.5308	1.0000	37.4943	1.0000

UNIT OPERATIONS

62	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
63	Mixer: MIX-101	Heater: E-101	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018				
4							
5			Fluid Package: Basis-2				
6	Material Stream: Vp.2		Property Package: Lee-Kesler-Plöcker				
7							
8	CONDITIONS						
9							
10		Overall	Vapour Phase				
11	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
12	Temperature: (C)	800.0 *	800.0				
13	Pressure: (kPa)	101.3 *	101.3				
14	Molar Flow (kgmole/h)	0.3000 *	0.3000				
15	Mass Flow (kg/h)	5.405	5.405				
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5.415e-003	5.415e-003				
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.127e+005	-2.127e+005				
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	259.1	259.1				
19	Heat Flow (kJ/h)	-6.380e+004	-6.380e+004				
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	5.548e-003 *	5.548e-003				
21							
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25				Vapour Fraction	1.0000		
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
30	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
31	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
34	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
38	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
39	Hydrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
40	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
41	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
42	H2O	0.3000 *	1.0000 *	5.4045 *	1.0000 *	0.0054 *	1.0000 *
43	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
44	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
45	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
46	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
47	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
48	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
49	Carbon	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
50	Total	0.3000	1.0000	5.4045	1.0000	0.0054	1.0000
51							
52	Vapour Phase						
53					Phase Fraction	1.000	
54	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
55	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 12 of 18	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018
4		
5		

Material Stream: Vp.2 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.3000	1.0000	5.4045	1.0000	0.0054	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.3000	1.0000	5.4045	1.0000	0.0054	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-101		

Material Stream: 52

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	849.7	849.7
Pressure: (kPa)	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	515.9	515.9
Mass Flow (kg/h)	1.817e+004	1.817e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	37.50	37.50
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.215e+005	1.215e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	319.3	319.3
Heat Flow (kJ/h)	6.267e+007	6.267e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	42.40 *	42.40

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	6.6182	0.0128	106.1745	0.0058	0.3546	0.0095
Ethane	59.5394	0.1154	1790.3453	0.0985	5.0335	0.1342
Ethylene	92.4260	0.1791	2592.9015	0.1427	6.7660	0.1804
Acetylene	7.1504	0.0139	186.1820	0.0102	0.4464	0.0119
Propane	34.6469	0.0672	1527.8245	0.0841	3.0154	0.0804
Propene	87.6287	0.1698	3687.4674	0.2029	7.0783	0.1888
M-Acetylene	108.6140	0.2105	4351.5987	0.2395	7.0126	0.1870
n-Butane	22.3758	0.0434	1300.5689	0.0716	2.2300	0.0595
1-Butene	11.4267	0.0221	641.1238	0.0353	1.0797	0.0288
13-Butadiene	32.8563	0.0637	1777.2567	0.0978	2.8677	0.0765
EAcetylene	1.8942	0.0037	102.4622	0.0056	0.1554	0.0041
Hydrogen	50.3285	0.0976	101.4622	0.0056	1.4524	0.0387
CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.4191	0.0008	7.5497	0.0004	0.0076	0.0002
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: 52 (continued)

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	515.9247	1.0000	18172.9354	1.0000	37.4997	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	6.6182	0.0128	106.1745	0.0058	0.3546	0.0095
Ethane	59.5394	0.1154	1790.3453	0.0985	5.0335	0.1342
Ethylene	92.4260	0.1791	2592.9015	0.1427	6.7660	0.1804
Acetylene	7.1504	0.0139	186.1820	0.0102	0.4464	0.0119
Propane	34.6469	0.0672	1527.8245	0.0841	3.0154	0.0804
Propene	87.6287	0.1698	3687.4674	0.2029	7.0783	0.1888
M-Acetylene	108.6140	0.2105	4351.5987	0.2395	7.0126	0.1870
n-Butane	22.3758	0.0434	1300.5689	0.0716	2.2300	0.0595
1-Butene	11.4267	0.0221	641.1238	0.0353	1.0797	0.0288
1,3-Butadiene	32.8563	0.0637	1777.2567	0.0978	2.8677	0.0765
EAcetylene	1.8942	0.0037	102.4622	0.0056	0.1554	0.0041
Hydrogen	50.3285	0.0976	101.4622	0.0056	1.4524	0.0387
CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.4191	0.0008	7.5497	0.0004	0.0076	0.0002
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	515.9247	1.0000	18172.9354	1.0000	37.4997	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: H-102	Mixer: MIX-101	

Material Stream: 53

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Solid Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature: (C)	825.0 *	825.0	825.0	825.0
Pressure: (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	554.0	554.0	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	1.802e+004	1.802e+004	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	38.30	38.30	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.305e+005	1.305e+005	1.375e+004	0.0000
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	302.8	302.8	25.79	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	7.229e+007	7.229e+007	0.0000	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	105.5 *	105.5	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4							
5	Material Stream: 53 (continued)			Fluid Package: Basis-2			
6				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase						
9							Vapour Fraction 1.0000
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Methane	33.3806	0.0603	535.5217	0.0297	1.7887	0.0467
12	Ethane	11.9079	0.0215	358.0691	0.0199	1.0067	0.0263
13	Ethylene	173.5312	0.3132	4868.2103	0.2701	12.7032	0.3316
14	Acetylene	7.1504	0.0129	186.1820	0.0103	0.4464	0.0117
15	Propane	3.4647	0.0063	152.7825	0.0085	0.3015	0.0079
16	Propene	105.0791	0.1897	4421.7919	0.2454	8.4879	0.2216
17	M-Acetylene	108.6140	0.1961	4351.5987	0.2415	7.0126	0.1831
18	n-Butane	4.9878	0.0090	289.9116	0.0161	0.4971	0.0130
19	1-Butene	11.4267	0.0206	641.1238	0.0356	1.0797	0.0282
20	13-Butadiene	36.8084	0.0664	1991.0345	0.1105	3.2127	0.0839
21	EAcetylene	1.8942	0.0034	102.4622	0.0057	0.1554	0.0041
22	Hydrogen	55.3250	0.0999	111.5351	0.0062	1.5966	0.0417
23	CO	0.4192	0.0008	11.7427	0.0007	0.0147	0.0004
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
32	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Total	553.9897	1.0000	18021.9801	1.0000	38.3033	1.0000
34	Vapour Phase						
35							Phase Fraction 1.000
36	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
37	Methane	33.3806	0.0603	535.5217	0.0297	1.7887	0.0467
38	Ethane	11.9079	0.0215	358.0691	0.0199	1.0067	0.0263
39	Ethylene	173.5312	0.3132	4868.2103	0.2701	12.7032	0.3316
40	Acetylene	7.1504	0.0129	186.1820	0.0103	0.4464	0.0117
41	Propane	3.4647	0.0063	152.7825	0.0085	0.3015	0.0079
42	Propene	105.0791	0.1897	4421.7919	0.2454	8.4879	0.2216
43	M-Acetylene	108.6140	0.1961	4351.5987	0.2415	7.0126	0.1831
44	n-Butane	4.9878	0.0090	289.9116	0.0161	0.4971	0.0130
45	1-Butene	11.4267	0.0206	641.1238	0.0356	1.0797	0.0282
46	13-Butadiene	36.8084	0.0664	1991.0345	0.1105	3.2127	0.0839
47	EAcetylene	1.8942	0.0034	102.4622	0.0057	0.1554	0.0041
48	Hydrogen	55.3250	0.0999	111.5351	0.0062	1.5966	0.0417
49	CO	0.4192	0.0008	11.7427	0.0007	0.0147	0.0004
50	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	H2S	0.0004	0.0000	0.0139	0.0000	0.0000	0.0000
58	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Total	553.9897	1.0000	18021.9801	1.0000	38.3033	1.0000
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 15 of 18	

Material Stream: 53 (continued)

Fluid Package: Basis-2

Property Package: Lee-Kesler-Plöcker


COMPOSITION

Solid Phase							Phase Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
15	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
33	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
35	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
36	Carbon	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
37	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	

Liquid Phase							Phase Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
42	Methane	0.0000	0.0394	0.0000	0.0171	0.0000	0.0288	
43	Ethane	0.0000	0.0208	0.0000	0.0169	0.0000	0.0239	
44	Ethylene	0.0000	0.2639	0.0000	0.2003	0.0000	0.2630	
45	Acetylene	0.0000	0.0100	0.0000	0.0070	0.0000	0.0085	
46	Propane	0.0000	0.0086	0.0000	0.0103	0.0000	0.0102	
47	Propene	0.0000	0.2321	0.0000	0.2643	0.0000	0.2553	
48	M-Acetylene	0.0000	0.2188	0.0000	0.2372	0.0000	0.1924	
49	n-Butane	0.0000	0.0174	0.0000	0.0274	0.0000	0.0236	
50	1-Butene	0.0000	0.0362	0.0000	0.0550	0.0000	0.0466	
51	13-Butadiene	0.0000	0.1050	0.0000	0.1537	0.0000	0.1248	
52	EAcetylene	0.0000	0.0055	0.0000	0.0081	0.0000	0.0062	
53	Hydrogen	0.0000	0.0417	0.0000	0.0023	0.0000	0.0164	
54	CO	0.0000	0.0005	0.0000	0.0003	0.0000	0.0002	
55	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer:	MIX-102	Conversion Reactor:
		H-102

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:39:32 2018			
4							
5	Material Stream: 4			Fluid Package: Basis-2			
6				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase				
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
10	Temperature: (C)	825.0	825.0				
11	Pressure: (kPa)	100.3	100.3				
12	Molar Flow (kgmole/h)	4343	4343				
13	Mass Flow (kg/h)	1.892e+005	1.892e+005				
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	326.4	326.4				
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.112e+005	1.112e+005				
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	308.1	308.1				
17	Heat Flow (kJ/h)	4.830e+008	4.830e+008				
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	358.6 *	358.6				
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	402.9611	0.0928	6464.6640	0.0342	21.5925	0.0662
23	Ethane	294.5317	0.0678	8856.5398	0.0468	24.9001	0.0763
24	Ethylene	565.7703	0.1303	15872.0066	0.0839	41.4168	0.1269
25	Acetylene	108.0500	0.0249	2813.4056	0.0149	6.7459	0.0207
26	Propane	93.5753	0.0215	4126.3918	0.0218	8.1440	0.0250
27	Propene	201.6237	0.0464	8484.4461	0.0448	16.2863	0.0499
28	M-Acetylene	216.9434	0.0499	8691.7939	0.0459	14.0069	0.0429
29	n-Butane	119.4427	0.0275	6942.4872	0.0367	11.9037	0.0365
30	1-Butene	11.4267	0.0026	641.1238	0.0034	1.0797	0.0033
31	13-Butadiene	151.6208	0.0349	8201.4398	0.0433	13.2336	0.0406
32	EAcetylene	151.2612	0.0348	8181.9890	0.0432	12.4103	0.0380
33	Hydrogen	726.7689	0.1673	1465.1661	0.0077	20.9732	0.0643
34	CO	0.9743	0.0002	27.2913	0.0001	0.0341	0.0001
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Benzene	970.5603	0.2235	75810.4658	0.4006	85.9344	0.2633
38	n-Pentane	99.1859	0.0228	7156.3616	0.0378	11.3642	0.0348
39	n-Hexane	89.0672	0.0205	7675.6260	0.0406	11.5830	0.0355
40	n-Heptane	46.3482	0.0107	4644.3189	0.0245	6.7621	0.0207
41	n-Decane	92.3972	0.0213	13146.7408	0.0695	17.9424	0.0550
42	H2S	0.8579	0.0002	29.2346	0.0002	0.0371	0.0001
43	Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Total	4343.3667	1.0000	189231.4925	1.0000	326.3503	1.0000
45	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
47	Methane	402.9611	0.0928	6464.6640	0.0342	21.5925	0.0662
48	Ethane	294.5317	0.0678	8856.5398	0.0468	24.9001	0.0763
49	Ethylene	565.7703	0.1303	15872.0066	0.0839	41.4168	0.1269
50	Acetylene	108.0500	0.0249	2813.4056	0.0149	6.7459	0.0207
51	Propane	93.5753	0.0215	4126.3918	0.0218	8.1440	0.0250
52	Propene	201.6237	0.0464	8484.4461	0.0448	16.2863	0.0499
53	M-Acetylene	216.9434	0.0499	8691.7939	0.0459	14.0069	0.0429
54	n-Butane	119.4427	0.0275	6942.4872	0.0367	11.9037	0.0365
55	1-Butene	11.4267	0.0026	641.1238	0.0034	1.0797	0.0033
56	13-Butadiene	151.6208	0.0349	8201.4398	0.0433	13.2336	0.0406
57	EAcetylene	151.2612	0.0348	8181.9890	0.0432	12.4103	0.0380
58	Hydrogen	726.7689	0.1673	1465.1661	0.0077	20.9732	0.0643
59	CO	0.9743	0.0002	27.2913	0.0001	0.0341	0.0001
60	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: 4 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION


Vapour Phase (continued)


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	970.5603	0.2235	75810.4658	0.4006	85.9344	0.2633
n-Pentane	99.1859	0.0228	7156.3616	0.0378	11.3642	0.0348
n-Hexane	89.0672	0.0205	7675.6260	0.0406	11.5830	0.0355
n-Heptane	46.3482	0.0107	4644.3189	0.0245	6.7621	0.0207
n-Decane	92.3972	0.0213	13146.7408	0.0695	17.9424	0.0550
H2S	0.8579	0.0002	29.2346	0.0002	0.0371	0.0001
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	4343.3667	1.0000	189231.4925	1.0000	326.3503	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Stream Cutter: CUT-100	Mixer: MIX-102	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 4.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	200.0 *	200.0				
14	Pressure: (kPa)	135.0 *	135.0				
15	Molar Flow (kgmole/h)	4343	4343				
16	Mass Flow (kg/h)	1.892e+005	1.892e+005				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	326.4	326.4				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.217e+004	3.217e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	164.1	164.1				
20	Heat Flow (kJ/h)	1.397e+008	1.397e+008				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	357.6 *	357.6				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25					Vapour Fraction 1.0000		
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	402.9611	0.0928	6464.6640	0.0342	21.5925	0.0662
29	Ethane	294.5317	0.0678	8856.5398	0.0468	24.9001	0.0763
30	Ethylene	565.7703	0.1303	15872.0066	0.0839	41.4168	0.1269
31	Acetylene	108.0500	0.0249	2813.4056	0.0149	6.7459	0.0207
32	Propane	93.5753	0.0215	4126.3918	0.0218	8.1440	0.0250
33	Propene	201.6237	0.0464	8484.4461	0.0448	16.2863	0.0499
34	M-Acetylene	216.9434	0.0499	8691.7939	0.0459	14.0069	0.0429
35	n-Butane	119.4427	0.0275	6942.4872	0.0367	11.9037	0.0365
36	1-Butene	11.4267	0.0026	641.1238	0.0034	1.0797	0.0033
37	13-Butadiene	151.6208	0.0349	8201.4398	0.0433	13.2336	0.0406
38	EAcetylene	151.2612	0.0348	8181.9890	0.0432	12.4103	0.0380
39	Hydrogen	726.7689	0.1673	1465.1661	0.0077	20.9732	0.0643
40	CO	0.9743	0.0002	27.2913	0.0001	0.0341	0.0001
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Benzene	970.5603	0.2235	75810.4658	0.4006	85.9344	0.2633
44	n-Pentane	99.1859	0.0228	7156.3616	0.0378	11.3642	0.0348
45	n-Hexane	89.0672	0.0205	7675.6260	0.0406	11.5830	0.0355
46	n-Heptane	46.3482	0.0107	4644.3189	0.0245	6.7621	0.0207
47	n-Decane	92.3972	0.0213	13146.7408	0.0695	17.9424	0.0550
48	H2S	0.8579	0.0002	29.2346	0.0002	0.0371	0.0001
49	Total	4343.3667	1.0000	189231.4925	1.0000	326.3503	1.0000
50	Vapour Phase					Phase Fraction 1.000	
51							
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	402.9611	0.0928	6464.6640	0.0342	21.5925	0.0662
55	Ethane	294.5317	0.0678	8856.5398	0.0468	24.9001	0.0763
56	Ethylene	565.7703	0.1303	15872.0066	0.0839	41.4168	0.1269
57	Acetylene	108.0500	0.0249	2813.4056	0.0149	6.7459	0.0207
58	Propane	93.5753	0.0215	4126.3918	0.0218	8.1440	0.0250
59	Propene	201.6237	0.0464	8484.4461	0.0448	16.2863	0.0499
60	M-Acetylene	216.9434	0.0499	8691.7939	0.0459	14.0069	0.0429
61	n-Butane	119.4427	0.0275	6942.4872	0.0367	11.9037	0.0365
62	1-Butene	11.4267	0.0026	641.1238	0.0034	1.0797	0.0033
63	13-Butadiene	151.6208	0.0349	8201.4398	0.0433	13.2336	0.0406
64	EAcetylene	151.2612	0.0348	8181.9890	0.0432	12.4103	0.0380
65	Hydrogen	726.7689	0.1673	1465.1661	0.0077	20.9732	0.0643
66	CO	0.9743	0.0002	27.2913	0.0001	0.0341	0.0001
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 1 of 13	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018				
4				Fluid Package: Basis-1				
5				Property Package: Peng-Robinson				
6	Material Stream: 4.a (continued)							
7	COMPOSITION							
8	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction 1.000		
9								
10								
11								
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	Benzene	970.5603	0.2235	75810.4658	0.4006	85.9344	0.2633	
16	n-Pentane	99.1859	0.0228	7156.3616	0.0378	11.3642	0.0348	
17	n-Hexane	89.0672	0.0205	7675.6260	0.0406	11.5830	0.0355	
18	n-Heptane	46.3482	0.0107	4644.3189	0.0245	6.7621	0.0207	
19	n-Decane	92.3972	0.0213	13146.7408	0.0695	17.9424	0.0550	
20	H2S	0.8579	0.0002	29.2346	0.0002	0.0371	0.0001	
21	Total	4343.3667	1.0000	189231.4925	1.0000	326.3503	1.0000	
22	UNIT OPERATIONS							
23								
24	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
25	Distillation: T-101		Cooler: E-102					
26	Material Stream: 10			Fluid Package: Basis-1				
27								
28								
29								
30	CONDITIONS							
31		Overall	Liquid Phase					
32	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000					
33	Temperature: (C)	97.05	97.05					
34	Pressure: (kPa)	135.0	135.0					
35	Molar Flow (kgmole/h)	443.4	443.4					
36	Mass Flow (kg/h)	4.154e+004	4.154e+004					
37	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	51.55	51.55					
38	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.612e+004	-3.612e+004					
39	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-0.4233	-0.4233					
40	Heat Flow (kJ/h)	-1.601e+007	-1.601e+007					
41	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	50.60 *	50.60					
42	COMPOSITION							
43								
44								
45	Overall Phase							Vapour Fraction 0.0000
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
47								
48	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Benzene	306.8083	0.6920	23964.7937	0.5770	27.1651	0.5270	
64	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	n-Hexane	0.0001	0.0000	0.0102	0.0000	0.0000	0.0000	
66	n-Heptane	44.1629	0.0996	4425.3460	0.1065	6.4433	0.1250	
67	n-Decane	92.3972	0.2084	13146.7408	0.3165	17.9424	0.3481	
68	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 2 of 13		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5	Material Stream: 10 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						
9							Vapour Fraction 0.0000
10	Total	443.3685	1.0000	41536.8907	1.0000	51.5508	1.0000
11	Liquid Phase						
12							Phase Fraction 1.000
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Benzene	306.8083	0.6920	23964.7937	0.5770	27.1651	0.5270
30	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	n-Hexane	0.0001	0.0000	0.0102	0.0000	0.0000	0.0000
32	n-Heptane	44.1629	0.0996	4425.3460	0.1065	6.4433	0.1250
33	n-Decane	92.3972	0.2084	13146.7408	0.3165	17.9424	0.3481
34	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	Total	443.3685	1.0000	41536.8907	1.0000	51.5508	1.0000
36	UNIT OPERATIONS						
37	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
38			Distillation:		T-101		
39	Material Stream: 11.1						
40							Fluid Package: Basis-1
41							Property Package: Peng-Robinson
42	CONDITIONS						
43			Overall	Vapour Phase			
44	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000			
45	Temperature: (C)		-49.70	-49.70			
46	Pressure: (kPa)		115.0	115.0			
47	Molar Flow (kgmole/h)		2300	2300			
48	Mass Flow (kg/h)		4.581e+004	4.581e+004			
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		132.3	132.3			
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-251.8	-251.8			
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		158.2	158.2			
52	Heat Flow (kJ/h)		-5.791e+005	-5.791e+005			
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)		5.418e+004 *	5.418e+004			
54	COMPOSITION						
55	Overall Phase						
56							Vapour Fraction 1.0000
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
58	Methane	400.5201	0.1741	6425.5036	0.1403	21.4617	0.1623
59	Ethane	264.0977	0.1148	7941.3910	0.1733	22.3272	0.1688
60	Ethylene	533.3572	0.2319	14962.6963	0.3266	39.0441	0.2952
61	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 3 of 13

Material Stream: 11.1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Acetylene	94.9061	0.0413	2471.1646	0.0539	5.9253	0.0448
Propane	53.1829	0.0231	2345.2084	0.0512	4.6286	0.0350
Propene	114.5969	0.0498	4822.3078	0.1053	9.2567	0.0700
M-Acetylene	59.2203	0.0257	2372.6494	0.0518	3.8235	0.0289
n-Butane	15.4465	0.0067	897.8112	0.0196	1.5394	0.0116
1-Butene	1.8844	0.0008	105.7288	0.0023	0.1781	0.0013
13-Butadiene	20.4372	0.0089	1105.4829	0.0241	1.7838	0.0135
EAcetylene	9.7892	0.0043	529.5158	0.0116	0.8032	0.0061
Hydrogen	726.6209	0.3159	1464.8678	0.0320	20.9689	0.1585
CO	0.9732	0.0004	27.2616	0.0006	0.0341	0.0003
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0006	99.3003	0.0022	0.1126	0.0009
n-Pentane	2.5911	0.0011	186.9487	0.0041	0.2969	0.0022
n-Hexane	0.3738	0.0002	32.2164	0.0007	0.0486	0.0004
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.6676	0.0003	22.7505	0.0005	0.0289	0.0002
Total	2299.9380	1.0000	45812.9564	1.0000	132.2615	1.0000


Vapour Phase


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	400.5201	0.1741	6425.5036	0.1403	21.4617	0.1623
Ethane	264.0977	0.1148	7941.3910	0.1733	22.3272	0.1688
Ethylene	533.3572	0.2319	14962.6963	0.3266	39.0441	0.2952
Acetylene	94.9061	0.0413	2471.1646	0.0539	5.9253	0.0448
Propane	53.1829	0.0231	2345.2084	0.0512	4.6286	0.0350
Propene	114.5969	0.0498	4822.3078	0.1053	9.2567	0.0700
M-Acetylene	59.2203	0.0257	2372.6494	0.0518	3.8235	0.0289
n-Butane	15.4465	0.0067	897.8112	0.0196	1.5394	0.0116
1-Butene	1.8844	0.0008	105.7288	0.0023	0.1781	0.0013
13-Butadiene	20.4372	0.0089	1105.4829	0.0241	1.7838	0.0135
EAcetylene	9.7892	0.0043	529.5158	0.0116	0.8032	0.0061
Hydrogen	726.6209	0.3159	1464.8678	0.0320	20.9689	0.1585
CO	0.9732	0.0004	27.2616	0.0006	0.0341	0.0003
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0006	99.3003	0.0022	0.1126	0.0009
n-Pentane	2.5911	0.0011	186.9487	0.0041	0.2969	0.0022
n-Hexane	0.3738	0.0002	32.2164	0.0007	0.0486	0.0004
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.6676	0.0003	22.7505	0.0005	0.0289	0.0002
Total	2299.9380	1.0000	45812.9564	1.0000	132.2615	1.0000


UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-114	Distillation: T-101	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5	Material Stream: 12			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Liquid Phase				
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000				
10	Temperature: (C)	-49.70	-49.70				
11	Pressure: (kPa)	115.0	115.0				
12	Molar Flow (kgmole/h)	1600	1600				
13	Mass Flow (kg/h)	1.019e+005	1.019e+005				
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	142.5	142.5				
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.513e+004	1.513e+004				
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-39.20	-39.20				
17	Heat Flow (kJ/h)	2.420e+007	2.420e+007				
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	143.1 *	143.1				
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase					Vapour Fraction	0.0000
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	2.4410	0.0015	39.1604	0.0004	0.1308	0.0009
23	Ethane	30.4340	0.0190	915.1487	0.0090	2.5729	0.0181
24	Ethylene	32.4131	0.0203	909.3103	0.0089	2.3728	0.0166
25	Acetylene	13.1439	0.0082	342.2409	0.0034	0.8206	0.0058
26	Propane	40.3924	0.0252	1781.1834	0.0175	3.5154	0.0247
27	Propene	87.0268	0.0544	3662.1383	0.0359	7.0297	0.0493
28	M-Acetylene	157.7231	0.0986	6319.1444	0.0620	10.1834	0.0714
29	n-Butane	103.9962	0.0650	6044.6759	0.0593	10.3643	0.0727
30	1-Butene	9.5423	0.0060	535.3951	0.0053	0.9017	0.0063
31	13-Butadiene	131.1836	0.0820	7095.9568	0.0696	11.4498	0.0803
32	EAcetylene	141.4720	0.0884	7652.4732	0.0751	11.6072	0.0814
33	Hydrogen	0.1480	0.0001	0.2984	0.0000	0.0043	0.0000
34	CO	0.0011	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Benzene	662.4808	0.4140	51746.3718	0.5079	58.6567	0.4115
38	n-Pentane	96.5948	0.0604	6969.4129	0.0684	11.0673	0.0776
39	n-Hexane	88.6933	0.0554	7643.3994	0.0750	11.5344	0.0809
40	n-Heptane	2.1837	0.0014	218.8216	0.0021	0.3186	0.0022
41	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2S	0.1903	0.0001	6.4841	0.0001	0.0082	0.0001
43	Total	1600.0602	1.0000	101881.6454	1.0000	142.5380	1.0000
44	Liquid Phase					Phase Fraction	1.000
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	2.4410	0.0015	39.1604	0.0004	0.1308	0.0009
47	Ethane	30.4340	0.0190	915.1487	0.0090	2.5729	0.0181
48	Ethylene	32.4131	0.0203	909.3103	0.0089	2.3728	0.0166
49	Acetylene	13.1439	0.0082	342.2409	0.0034	0.8206	0.0058
50	Propane	40.3924	0.0252	1781.1834	0.0175	3.5154	0.0247
51	Propene	87.0268	0.0544	3662.1383	0.0359	7.0297	0.0493
52	M-Acetylene	157.7231	0.0986	6319.1444	0.0620	10.1834	0.0714
53	n-Butane	103.9962	0.0650	6044.6759	0.0593	10.3643	0.0727
54	1-Butene	9.5423	0.0060	535.3951	0.0053	0.9017	0.0063
55	13-Butadiene	131.1836	0.0820	7095.9568	0.0696	11.4498	0.0803
56	EAcetylene	141.4720	0.0884	7652.4732	0.0751	11.6072	0.0814
57	Hydrogen	0.1480	0.0001	0.2984	0.0000	0.0043	0.0000
58	CO	0.0011	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4				Fluid Package: Basis-1			
5				Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: 12 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Liquid Phase (continued)						
9						Phase Fraction 1.000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Benzene	662.4808	0.4140	51746.3718	0.5079	58.6567	0.4115
12	n-Pentane	96.5948	0.0604	6969.4129	0.0684	11.0673	0.0776
13	n-Hexane	88.6933	0.0554	7643.3994	0.0750	11.5344	0.0809
14	n-Heptane	2.1837	0.0014	218.8216	0.0021	0.3186	0.0022
15	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2S	0.1903	0.0001	6.4841	0.0001	0.0082	0.0001
17	Total	1600.0602	1.0000	101881.6454	1.0000	142.5380	1.0000
18	UNIT OPERATIONS						
19	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
20	Heater: E-122		Distillation: T-101				
21	Material Stream: 12.a						
22							Fluid Package: Basis-1
23							Property Package: Peng-Robinson
24	CONDITIONS						
25		Overall	Vapour Phase				
26	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
27	Temperature: (C)	200.0 *	200.0				
28	Pressure: (kPa)	135.0 *	135.0				
29	Molar Flow (kgmole/h)	1600	1600				
30	Mass Flow (kg/h)	1.019e+005	1.019e+005				
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	142.5	142.5				
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	6.763e+004	6.763e+004				
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	123.6	123.6				
34	Heat Flow (kJ/h)	1.082e+008	1.082e+008				
35	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	143.1 *	143.1				
36	COMPOSITION						
37	Overall Phase						Vapour Fraction 1.0000
38	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
39	Methane	2.4410	0.0015	39.1604	0.0004	0.1308	0.0009
40	Ethane	30.4340	0.0190	915.1487	0.0090	2.5729	0.0181
41	Ethylene	32.4131	0.0203	909.3103	0.0089	2.3728	0.0166
42	Acetylene	13.1439	0.0082	342.2409	0.0034	0.8206	0.0058
43	Propane	40.3924	0.0252	1781.1834	0.0175	3.5154	0.0247
44	Propene	87.0268	0.0544	3662.1383	0.0359	7.0297	0.0493
45	M-Acetylene	157.7231	0.0986	6319.1444	0.0620	10.1834	0.0714
46	n-Butane	103.9962	0.0650	6044.6759	0.0593	10.3643	0.0727
47	1-Butene	9.5423	0.0060	535.3951	0.0053	0.9017	0.0063
48	13-Butadiene	131.1836	0.0820	7095.9568	0.0696	11.4498	0.0803
49	EAcetylene	141.4720	0.0884	7652.4732	0.0751	11.6072	0.0814
50	Hydrogen	0.1480	0.0001	0.2984	0.0000	0.0043	0.0000
51	CO	0.0011	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Benzene	662.4808	0.4140	51746.3718	0.5079	58.6567	0.4115
55	n-Pentane	96.5948	0.0604	6969.4129	0.0684	11.0673	0.0776
56	n-Hexane	88.6933	0.0554	7643.3994	0.0750	11.5344	0.0809
57	n-Heptane	2.1837	0.0014	218.8216	0.0021	0.3186	0.0022
58	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	H2S	0.1903	0.0001	6.4841	0.0001	0.0082	0.0001

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5	Material Stream: 12.a (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						
9						Vapour Fraction	1.0000
10	Total	1600.0602	1.0000	101881.6454	1.0000	142.5380	1.0000
11	Vapour Phase						
12						Phase Fraction	1.000
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14	Methane	2.4410	0.0015	39.1604	0.0004	0.1308	0.0009
15	Ethane	30.4340	0.0190	915.1487	0.0090	2.5729	0.0181
16	Ethylene	32.4131	0.0203	909.3103	0.0089	2.3728	0.0166
17	Acetylene	13.1439	0.0082	342.2409	0.0034	0.8206	0.0058
18	Propane	40.3924	0.0252	1781.1834	0.0175	3.5154	0.0247
19	Propene	87.0268	0.0544	3662.1383	0.0359	7.0297	0.0493
20	M-Acetylene	157.7231	0.0986	6319.1444	0.0620	10.1834	0.0714
21	n-Butane	103.9962	0.0650	6044.6759	0.0593	10.3643	0.0727
22	1-Butene	9.5423	0.0060	535.3951	0.0053	0.9017	0.0063
23	13-Butadiene	131.1836	0.0820	7095.9568	0.0696	11.4498	0.0803
24	EAcetylene	141.4720	0.0884	7652.4732	0.0751	11.6072	0.0814
25	Hydrogen	0.1480	0.0001	0.2984	0.0000	0.0043	0.0000
26	CO	0.0011	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000
27	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Benzene	662.4808	0.4140	51746.3718	0.5079	58.6567	0.4115
30	n-Pentane	96.5948	0.0604	6969.4129	0.0684	11.0673	0.0776
31	n-Hexane	88.6933	0.0554	7643.3994	0.0750	11.5344	0.0809
32	n-Heptane	2.1837	0.0014	218.8216	0.0021	0.3186	0.0022
33	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2S	0.1903	0.0001	6.4841	0.0001	0.0082	0.0001
35	Total	1600.0602	1.0000	101881.6454	1.0000	142.5380	1.0000
36	UNIT OPERATIONS						
37	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
38	Refluxed Absorber:	T-101.b	Heater:	E-122			
39	Material Stream: 12.b						Fluid Package: Basis-1
40							Property Package: Peng-Robinson
41	CONDITIONS						
42		Overall		Liquid Phase			
43	Vapour / Phase Fraction	0.0000		1.0000			
44	Temperature: (C)	67.45		67.45			
45	Pressure: (kPa)	135.0		135.0			
46	Molar Flow (kgmole/h)	833.1		833.1			
47	Mass Flow (kg/h)	6.463e+004		6.463e+004			
48	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	78.54		78.54			
49	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.790e+004		1.790e+004			
50	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-76.40		-76.40			
51	Heat Flow (kJ/h)	1.491e+007		1.491e+007			
52	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	78.20 *		78.20			
53	COMPOSITION						
54	Overall Phase						
55						Vapour Fraction	0.0000
56	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
57	Methane	0.0033	0.0000	0.0526	0.0000	0.0002	0.0000
58	Ethane	0.1943	0.0002	5.8430	0.0001	0.0164	0.0002
59	Ethylene	0.1533	0.0002	4.3013	0.0001	0.0112	0.0001
60	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 7 of 13						

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5	Material Stream: 12.b (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						
9						Vapour Fraction 0.0000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Acetylene	0.0835	0.0001	2.1749	0.0000	0.0052	0.0001
12	Propane	0.7374	0.0009	32.5149	0.0005	0.0642	0.0008
13	Propene	1.6134	0.0019	67.8946	0.0011	0.1303	0.0017
14	M-Acetylene	5.3314	0.0064	213.6006	0.0033	0.3442	0.0044
15	n-Butane	6.6997	0.0080	389.4135	0.0060	0.6677	0.0085
16	1-Butene	0.5289	0.0006	29.6764	0.0005	0.0500	0.0006
17	13-Butadiene	7.9908	0.0096	432.2380	0.0067	0.6974	0.0089
18	EAcetylene	12.6312	0.0152	683.2450	0.0106	1.0363	0.0132
19	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
20	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Benzene	662.4808	0.7952	51746.3718	0.8007	58.6567	0.7468
24	n-Pentane	43.7352	0.0525	3155.5381	0.0488	5.0109	0.0638
25	n-Hexane	88.6933	0.1065	7643.3994	0.1183	11.5344	0.1469
26	n-Heptane	2.1837	0.0026	218.8216	0.0034	0.3186	0.0041
27	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	H2S	0.0023	0.0000	0.0792	0.0000	0.0001	0.0000
29	Total	833.0626	1.0000	64625.1653	1.0000	78.5439	1.0000
30	Liquid Phase						Phase Fraction 1.000
31	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
32	Methane	0.0033	0.0000	0.0526	0.0000	0.0002	0.0000
33	Ethane	0.1943	0.0002	5.8430	0.0001	0.0164	0.0002
34	Ethylene	0.1533	0.0002	4.3013	0.0001	0.0112	0.0001
35	Acetylene	0.0835	0.0001	2.1749	0.0000	0.0052	0.0001
36	Propane	0.7374	0.0009	32.5149	0.0005	0.0642	0.0008
37	Propene	1.6134	0.0019	67.8946	0.0011	0.1303	0.0017
38	M-Acetylene	5.3314	0.0064	213.6006	0.0033	0.3442	0.0044
39	n-Butane	6.6997	0.0080	389.4135	0.0060	0.6677	0.0085
40	1-Butene	0.5289	0.0006	29.6764	0.0005	0.0500	0.0006
41	13-Butadiene	7.9908	0.0096	432.2380	0.0067	0.6974	0.0089
42	EAcetylene	12.6312	0.0152	683.2450	0.0106	1.0363	0.0132
43	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
44	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Benzene	662.4808	0.7952	51746.3718	0.8007	58.6567	0.7468
48	n-Pentane	43.7352	0.0525	3155.5381	0.0488	5.0109	0.0638
49	n-Hexane	88.6933	0.1065	7643.3994	0.1183	11.5344	0.1469
50	n-Heptane	2.1837	0.0026	218.8216	0.0034	0.3186	0.0041
51	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2S	0.0023	0.0000	0.0792	0.0000	0.0001	0.0000
53	Total	833.0626	1.0000	64625.1653	1.0000	78.5439	1.0000
54	UNIT OPERATIONS						
55	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
56			Refluxed Absorber:		T-101.b		
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 8 of 13	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018			
4							
5	Material Stream: 11.2			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
9	Vapour / Phase Fraction	0.0002	0.0002	0.9998			
10	Temperature: (C)	-179.2	-179.2	-179.2			
11	Pressure: (kPa)	115.0	115.0	115.0			
12	Molar Flow (kgmole/h)	767.0	0.1202	766.9			
13	Mass Flow (kg/h)	3.726e+004	0.2442	3.726e+004			
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	63.99	3.471e-003	63.99			
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.706e+004	-5851	1.706e+004			
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-22.61	89.51	-22.63			
17	Heat Flow (kJ/h)	1.309e+007	-703.0	1.309e+007			
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	66.12 *	2.842	66.11			
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase			Vapour Fraction 0.0002			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	2.4377	0.0032	39.1077	0.0010	0.1306	0.0020
23	Ethane	30.2397	0.0394	909.3057	0.0244	2.5565	0.0399
24	Ethylene	32.2598	0.0421	905.0090	0.0243	2.3616	0.0369
25	Acetylene	13.0604	0.0170	340.0660	0.0091	0.8154	0.0127
26	Propane	39.6550	0.0517	1748.6684	0.0469	3.4512	0.0539
27	Propene	85.4133	0.1114	3594.2437	0.0965	6.8993	0.1078
28	M-Acetylene	152.3917	0.1987	6105.5438	0.1639	9.8391	0.1538
29	n-Butane	97.2965	0.1269	5655.2624	0.1518	9.6966	0.1515
30	1-Butene	9.0134	0.0118	505.7186	0.0136	0.8517	0.0133
31	13-Butadiene	123.1928	0.1606	6663.7188	0.1789	10.7524	0.1680
32	EAcetylene	128.8408	0.1680	6969.2283	0.1871	10.5708	0.1652
33	Hydrogen	0.1476	0.0002	0.2976	0.0000	0.0043	0.0001
34	CO	0.0011	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	n-Pentane	52.8596	0.0689	3813.8748	0.1024	6.0564	0.0946
39	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2S	0.1880	0.0002	6.4048	0.0002	0.0081	0.0001
43	Total	766.9973	1.0000	37256.4793	1.0000	63.9941	1.0000
44	Vapour Phase			Phase Fraction 1.567e-004			
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	0.0001	0.0011	0.0021	0.0086	0.0000	0.0020
47	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0001	0.0002	0.0000	0.0000
49	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Hydrogen	0.1200	0.9989	0.2420	0.9909	0.0035	0.9979
58	CO	0.0000	0.0000	0.0001	0.0002	0.0000	0.0000
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: 11.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.567e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.1202	1.0000	0.2442	1.0000	0.0035	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 0.9998

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	2.4376	0.0032	39.1056	0.0010	0.1306	0.0020
Ethane	30.2397	0.0394	909.3057	0.0244	2.5565	0.0400
Ethylene	32.2598	0.0421	905.0089	0.0243	2.3616	0.0369
Acetylene	13.0604	0.0170	340.0660	0.0091	0.8154	0.0127
Propane	39.6550	0.0517	1748.6684	0.0469	3.4512	0.0539
Propene	85.4133	0.1114	3594.2437	0.0965	6.8993	0.1078
M-Acetylene	152.3917	0.1987	6105.5438	0.1639	9.8391	0.1538
n-Butane	97.2965	0.1269	5655.2624	0.1518	9.6966	0.1515
1-Butene	9.0134	0.0118	505.7186	0.0136	0.8517	0.0133
13-Butadiene	123.1928	0.1606	6663.7188	0.1789	10.7524	0.1680
EAcetylene	128.8408	0.1680	6969.2283	0.1871	10.5708	0.1652
Hydrogen	0.0276	0.0000	0.0556	0.0000	0.0008	0.0000
CO	0.0011	0.0000	0.0296	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	52.8596	0.0689	3813.8748	0.1024	6.0564	0.0946
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.1880	0.0002	6.4048	0.0002	0.0081	0.0001
Total	766.8771	1.0000	37256.2352	1.0000	63.9906	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-114	Refluxed Absorber: T-101.b	

Material Stream: 11.c

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.6797	0.6797	0.3203		
Temperature: (C)	-75.47	-75.47	-75.47		
Pressure: (kPa)	115.0	115.0	115.0		
Molar Flow (kgmole/h)	3067	2085	982.3		
Mass Flow (kg/h)	8.307e+004	3.707e+004	4.600e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	196.3	115.1	81.14		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	4078	-4062	2.135e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	117.7	154.4	39.69		
Heat Flow (kJ/h)	1.251e+007	-8.468e+006	2.097e+007		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.202e+004 *	4.915e+004	83.09		



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018

Material Stream: 11.c (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.6797

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100
Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268
Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110
Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343
Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412
Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823
M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696
n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573
1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000

Vapour Phase


Phase Fraction 0.6797

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	399.4751	0.1916	6408.7399	0.1729	21.4057	0.1860
Ethane	232.0233	0.1113	6976.9165	0.1882	19.6155	0.1704
Ethylene	510.2471	0.2448	14314.3715	0.3862	37.3523	0.3245
Acetylene	84.4058	0.0405	2197.7579	0.0593	5.2697	0.0458
Propane	28.1052	0.0135	1239.3539	0.0334	2.4460	0.0212
Propene	66.2832	0.0318	2789.2357	0.0752	5.3541	0.0465
M-Acetylene	23.6198	0.0113	946.3220	0.0255	1.5250	0.0132
n-Butane	3.9681	0.0019	230.6424	0.0062	0.3955	0.0034
1-Butene	0.5492	0.0003	30.8154	0.0008	0.0519	0.0005
13-Butadiene	5.3785	0.0026	290.9341	0.0078	0.4694	0.0041
EAcetylene	2.1309	0.0010	115.2644	0.0031	0.1748	0.0015
Hydrogen	726.6456	0.3486	1464.9176	0.0395	20.9696	0.1822
CO	0.9728	0.0005	27.2491	0.0007	0.0341	0.0003
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0004	0.0000	0.0290	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.1963	0.0001	14.1619	0.0004	0.0225	0.0002
n-Hexane	0.0002	0.0000	0.0142	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.5946	0.0003	20.2600	0.0005	0.0257	0.0002
Total	2084.5960	1.0000	37066.9854	1.0000	115.1120	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 0.3203

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	3.4826	0.0035	55.8714	0.0012	0.1866	0.0023
Ethane	62.3141	0.0634	1873.7802	0.0407	5.2681	0.0649

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018					
4									
5				Fluid Package: Basis-1					
6	Material Stream: 11.c (continued)			Property Package: Peng-Robinson					
7									
8	COMPOSITION								
9	Liquid Phase (continued)								
10						Phase Fraction	0.3203		
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
12	13	14	15	16	17	18	19		
13	Ethylene	55.3698	0.0564	1553.3337	0.0338	4.0533	0.0500		
14	Acetylene	23.5607	0.0240	613.4727	0.0133	1.4710	0.0181		
15	Propane	64.7328	0.0659	2854.5229	0.0621	5.6338	0.0694		
16	Propene	133.7271	0.1361	5627.3158	0.1223	10.8019	0.1331		
17	M-Acetylene	187.9922	0.1914	7531.8712	0.1637	12.1377	0.1496		
18	n-Butane	108.7749	0.1107	6322.4313	0.1374	10.8405	0.1336		
19	1-Butene	10.3485	0.0105	580.6320	0.0126	0.9778	0.0121		
20	13-Butadiene	138.2514	0.1407	7478.2677	0.1626	12.0667	0.1487		
21	EAcetylene	136.4991	0.1390	7383.4796	0.1605	11.1992	0.1380		
22	Hydrogen	0.1229	0.0001	0.2477	0.0000	0.0035	0.0000		
23	CO	0.0015	0.0000	0.0421	0.0000	0.0001	0.0000		
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Benzene	1.2709	0.0013	99.2714	0.0022	0.1125	0.0014		
27	n-Pentane	55.2544	0.0562	3986.6616	0.0867	6.3308	0.0780		
28	n-Hexane	0.3737	0.0004	32.2022	0.0007	0.0486	0.0006		
29	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1512	0.0000	0.0002	0.0000		
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
31	H2S	0.2610	0.0003	8.8954	0.0002	0.0113	0.0001		
32	Total	982.3392	1.0000	46002.4503	1.0000	81.1436	1.0000		
33	UNIT OPERATIONS								
34	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
35	Heater: E-108		Mixer: MIX-114						
36				Fluid Package: Basis-1					
37	Material Stream: 11			Property Package: Peng-Robinson					
38	CONDITIONS								
39		Overall	Vapour Phase						
40	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000						
41	Temperature: (C)	0.0000 *	0.0000						
42	Pressure: (kPa)	114.0	114.0						
43	Molar Flow (kgmole/h)	3067	3067						
44	Mass Flow (kg/h)	8.307e+004	8.307e+004						
45	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	196.3	196.3						
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.468e+004	1.468e+004						
47	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	164.5	164.5						
48	Heat Flow (kJ/h)	4.502e+007	4.502e+007						
49	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.202e+004 *	7.202e+004						
50	COMPOSITION								
51						Vapour Fraction	1.0000		
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
53	59	60	61	62	63	64	65		
54	Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100		
55	Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268		
56	Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110		
57	Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343		
58	Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412		
59	Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823		
60	M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696		
61	n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573		
62	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 12 of 13			



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:42:35 2018

Material Stream: 11 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000


Vapour Phase


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100
Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268
Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110
Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343
Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412
Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823
M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696
n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573
1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000


UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Compressor: K-100	Heater: E-108	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018			
4							
5	Material Stream: 11.b			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase				
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
10	Temperature: (C)	89.48	89.48				
11	Pressure: (kPa)	448.0 *	448.0				
12	Molar Flow (kgmole/h)	3067	3067				
13	Mass Flow (kg/h)	8.307e+004	8.307e+004				
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	196.3	196.3				
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.928e+004	1.928e+004				
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	167.7	167.7				
17	Heat Flow (kJ/h)	5.912e+007	5.912e+007				
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.202e+004 *	7.202e+004				
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100
23	Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268
24	Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110
25	Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343
26	Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412
27	Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823
28	M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696
29	n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573
30	1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
31	13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
32	EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
33	Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
34	CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
38	n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
39	n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
40	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
41	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
43	Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000
44	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100
47	Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268
48	Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110
49	Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343
50	Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412
51	Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823
52	M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696
53	n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573
54	1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
55	13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
56	EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
57	Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
58	CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018			
4				Fluid Package: Basis-1			
5				Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: 11.b (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase (continued)			Phase Fraction 1.000			
9							
10							
11							
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
16	n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
17	n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
18	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
19	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
21	Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000
22	UNIT OPERATIONS						
23							
24	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
25	Cooler:	E-104	Compressor:	K-100			
26	Material Stream: 11.a			Fluid Package: Basis-1			
27				Property Package: Peng-Robinson			
28							
29	CONDITIONS						
30							
31		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
32	Vapour / Phase Fraction	0.9669	0.9669	0.0331			
33	Temperature: (C)	-5.000 *	-5.000	-5.000			
34	Pressure: (kPa)	400.0 *	400.0	400.0			
35	Molar Flow (kgmole/h)	3067	2965	101.5			
36	Mass Flow (kg/h)	8.307e+004	7.751e+004	5555			
37	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	196.3	187.1	9.128			
38	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.354e+004	1.391e+004	2790			
39	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	150.0	152.9	65.20			
40	Heat Flow (kJ/h)	4.153e+007	4.125e+007	2.831e+005			
41	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.202e+004 *	6.967e+004	9.497			
42	COMPOSITION						
43							
44	Overall Phase						
45	Vapour Fraction 0.9669						
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
47							
48	Methane	402.9578	0.1314	6464.6113	0.0778	21.5923	0.1100
49	Ethane	294.3374	0.0960	8850.6967	0.1065	24.8837	0.1268
50	Ethylene	565.6170	0.1844	15867.7053	0.1910	41.4056	0.2110
51	Acetylene	107.9665	0.0352	2811.2307	0.0338	6.7407	0.0343
52	Propane	92.8380	0.0303	4093.8769	0.0493	8.0798	0.0412
53	Propene	200.0103	0.0652	8416.5515	0.1013	16.1560	0.0823
54	M-Acetylene	211.6120	0.0690	8478.1932	0.1021	13.6627	0.0696
55	n-Butane	112.7430	0.0368	6553.0737	0.0789	11.2360	0.0573
56	1-Butene	10.8977	0.0036	611.4474	0.0074	1.0297	0.0052
57	13-Butadiene	143.6299	0.0468	7769.2018	0.0935	12.5361	0.0639
58	EAcetylene	138.6300	0.0452	7498.7440	0.0903	11.3740	0.0580
59	Hydrogen	726.7685	0.2370	1465.1653	0.0176	20.9731	0.1069
60	CO	0.9743	0.0003	27.2912	0.0003	0.0341	0.0002
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	Benzene	1.2713	0.0004	99.3003	0.0012	0.1126	0.0006
64	n-Pentane	55.4507	0.0181	4000.8235	0.0482	6.3532	0.0324
65	n-Hexane	0.3738	0.0001	32.2164	0.0004	0.0486	0.0002
66	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
67	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2S	0.8556	0.0003	29.1554	0.0004	0.0370	0.0002
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 2 of 24	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018				
4				Material Stream: 11.a (continued)			Fluid Package: Basis-1	
5							Property Package: Peng-Robinson	
6	COMPOSITION							
7	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 0.9669	
8	Total	3066.9352	1.0000	83069.4357	1.0000	196.2556	1.0000	
9	Vapour Phase						Phase Fraction 0.9669	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
11	Methane	402.6061	0.1358	6458.9699	0.0833	21.5735	0.1153	
12	Ethane	292.2223	0.0985	8787.0948	0.1134	24.7048	0.1320	
13	Ethylene	563.3122	0.1900	15803.0487	0.2039	41.2369	0.2204	
14	Acetylene	107.2470	0.0362	2792.4970	0.0360	6.6958	0.0358	
15	Propane	90.0748	0.0304	3972.0294	0.0512	7.8394	0.0419	
16	Propene	194.8040	0.0657	8197.4681	0.1058	15.7355	0.0841	
17	M-Acetylene	200.1072	0.0675	8017.2562	0.1034	12.9199	0.0690	
18	n-Butane	98.7708	0.0333	5740.9545	0.0741	9.8435	0.0526	
19	1-Butene	9.7944	0.0033	549.5432	0.0071	0.9255	0.0049	
20	13-Butadiene	127.5257	0.0430	6898.0929	0.0890	11.1306	0.0595	
21	EAcetylene	115.3495	0.0389	6239.4601	0.0805	9.4639	0.0506	
22	Hydrogen	726.7132	0.2451	1465.0539	0.0189	20.9716	0.1121	
23	CO	0.9741	0.0003	27.2840	0.0004	0.0341	0.0002	
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Benzene	0.3323	0.0001	25.9576	0.0003	0.0294	0.0002	
27	n-Pentane	34.6699	0.0117	2501.4708	0.0323	3.9723	0.0212	
28	n-Hexane	0.1137	0.0000	9.7950	0.0001	0.0148	0.0001	
29	n-Heptane	0.0002	0.0000	0.0164	0.0000	0.0000	0.0000	
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	H2S	0.8473	0.0003	28.8723	0.0004	0.0366	0.0002	
32	Total	2965.4647	1.0000	77514.8650	1.0000	187.1280	1.0000	
33	Liquid Phase						Phase Fraction 3.309e-002	
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
35	Methane	0.3516	0.0035	5.6414	0.0010	0.0188	0.0021	
36	Ethane	2.1151	0.0208	63.6019	0.0115	0.1788	0.0196	
37	Ethylene	2.3047	0.0227	64.6565	0.0116	0.1687	0.0185	
38	Acetylene	0.7195	0.0071	18.7337	0.0034	0.0449	0.0049	
39	Propane	2.7632	0.0272	121.8475	0.0219	0.2405	0.0263	
40	Propene	5.2063	0.0513	219.0834	0.0394	0.4205	0.0461	
41	M-Acetylene	11.5048	0.1134	460.9370	0.0830	0.7428	0.0814	
42	n-Butane	13.9722	0.1377	812.1191	0.1462	1.3925	0.1526	
43	1-Butene	1.1033	0.0109	61.9041	0.0111	0.1043	0.0114	
44	13-Butadiene	16.1043	0.1587	871.1089	0.1568	1.4056	0.1540	
45	EAcetylene	23.2805	0.2294	1259.2839	0.2267	1.9101	0.2093	
46	Hydrogen	0.0553	0.0005	0.1114	0.0000	0.0016	0.0002	
47	CO	0.0003	0.0000	0.0072	0.0000	0.0000	0.0000	
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Benzene	0.9390	0.0093	73.3427	0.0132	0.0831	0.0091	
51	n-Pentane	20.7808	0.2048	1499.3526	0.2699	2.3809	0.2609	
52	n-Hexane	0.2602	0.0026	22.4213	0.0040	0.0338	0.0037	
53	n-Heptane	0.0013	0.0000	0.1348	0.0000	0.0002	0.0000	
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	H2S	0.0083	0.0001	0.2831	0.0001	0.0004	0.0000	
56	Total	101.4706	1.0000	5554.5707	1.0000	9.1276	1.0000	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018				
4							
5			Fluid Package: Basis-1				
6	Material Stream: 11.a (continued)		Property Package: Peng-Robinson				
7	UNIT OPERATIONS						
8	FEED TO		PRODUCT FROM				
9	Separator: V-101		Cooler: E-104				
10			LOGICAL CONNECTION				
11							
12							
13			Fluid Package: Basis-1				
14	Material Stream: 17		Property Package: Peng-Robinson				
15							
16	CONDITIONS						
17		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
18	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
19	Temperature: (C)	-17.51	-17.51	-17.51			
20	Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0			
21	Molar Flow (kgmole/h)	32.27	0.0000	32.27			
22	Mass Flow (kg/h)	1844	0.0000	1844			
23	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.981	0.0000	2.981			
24	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.108e+004	1.380e+004	-1.108e+004			
25	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	57.02	156.6	57.02			
26	Heat Flow (kJ/h)	-3.575e+005	0.0000	-3.575e+005			
27	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.102 *	0.0000	3.102			
28							
29	COMPOSITION						
30	Overall Phase						
31				Vapour Fraction 0.0000			
32							
33	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
34							
35	Methane	0.0604	0.0019	0.9685	0.0005	0.0032	0.0011
36	Ethane	0.4407	0.0137	13.2530	0.0072	0.0373	0.0125
37	Ethylene	0.4608	0.0143	12.9268	0.0070	0.0337	0.0113
38	Acetylene	0.1538	0.0048	4.0057	0.0022	0.0096	0.0032
39	Propane	0.6744	0.0209	29.7368	0.0161	0.0587	0.0197
40	Propene	1.2509	0.0388	52.6376	0.0285	0.1010	0.0339
41	M-Acetylene	3.0818	0.0955	123.4703	0.0670	0.1990	0.0668
42	n-Butane	4.1758	0.1294	242.7157	0.1316	0.4162	0.1396
43	1-Butene	0.3177	0.0098	17.8240	0.0097	0.0300	0.0101
44	13-Butadiene	4.7148	0.1461	255.0304	0.1383	0.4115	0.1381
45	EAcetylene	7.5373	0.2336	407.7084	0.2211	0.6184	0.2075
46	Hydrogen	0.0075	0.0002	0.0151	0.0000	0.0002	0.0001
47	CO	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Benzene	0.6271	0.0194	48.9820	0.0266	0.0555	0.0186
51	n-Pentane	8.5947	0.2664	620.1188	0.3363	0.9847	0.3304
52	n-Hexane	0.1651	0.0051	14.2308	0.0077	0.0215	0.0072
53	n-Heptane	0.0012	0.0000	0.1152	0.0001	0.0002	0.0001
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2S	0.0018	0.0001	0.0610	0.0000	0.0001	0.0000
56	Total	32.2658	1.0000	1843.8012	1.0000	2.9808	1.0000
57	Vapour Phase				Phase Fraction 0.0000		
58							
59	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
60							
61	Methane	0.0000	0.1328	0.0000	0.0796	0.0000	0.1117
62	Ethane	0.0000	0.0968	0.0000	0.1088	0.0000	0.1286
63	Ethylene	0.0000	0.1862	0.0000	0.1952	0.0000	0.2141
64	Acetylene	0.0000	0.0355	0.0000	0.0346	0.0000	0.0348
65	Propane	0.0000	0.0304	0.0000	0.0500	0.0000	0.0415
66	Propene	0.0000	0.0655	0.0000	0.1030	0.0000	0.0831
67	M-Acetylene	0.0000	0.0687	0.0000	0.1029	0.0000	0.0697
68	n-Butane	0.0000	0.0358	0.0000	0.0777	0.0000	0.0560
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 4 of 24	

Material Stream: 17 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15 1-Butene	0.0000	0.0035	0.0000	0.0073	0.0000	0.0052
16 13-Butadiene	0.0000	0.0458	0.0000	0.0925	0.0000	0.0627
17 EAcetylene	0.0000	0.0432	0.0000	0.0873	0.0000	0.0556
18 Hydrogen	0.0000	0.2395	0.0000	0.0180	0.0000	0.1085
19 CO	0.0000	0.0003	0.0000	0.0003	0.0000	0.0002
20 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22 Benzene	0.0000	0.0002	0.0000	0.0006	0.0000	0.0003
23 n-Pentane	0.0000	0.0154	0.0000	0.0416	0.0000	0.0278
24 n-Hexane	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
25 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27 H2S	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
28 Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
33 Methane	0.0604	0.0019	0.9685	0.0005	0.0032	0.0011
34 Ethane	0.4407	0.0137	13.2530	0.0072	0.0373	0.0125
35 Ethylene	0.4608	0.0143	12.9268	0.0070	0.0337	0.0113
36 Acetylene	0.1538	0.0048	4.0057	0.0022	0.0096	0.0032
37 Propane	0.6744	0.0209	29.7368	0.0161	0.0587	0.0197
38 Propene	1.2509	0.0388	52.6376	0.0285	0.1010	0.0339
39 M-Acetylene	3.0818	0.0955	123.4703	0.0670	0.1990	0.0668
40 n-Butane	4.1758	0.1294	242.7157	0.1316	0.4162	0.1396
41 1-Butene	0.3177	0.0098	17.8240	0.0097	0.0300	0.0101
42 13-Butadiene	4.7148	0.1461	255.0304	0.1383	0.4115	0.1381
43 EAcetylene	7.5373	0.2336	407.7084	0.2211	0.6184	0.2075
44 Hydrogen	0.0075	0.0002	0.0151	0.0000	0.0002	0.0001
45 CO	0.0000	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
46 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47 H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48 Benzene	0.6271	0.0194	48.9820	0.0266	0.0555	0.0186
49 n-Pentane	8.5947	0.2664	620.1188	0.3363	0.9847	0.3304
50 n-Hexane	0.1651	0.0051	14.2308	0.0077	0.0215	0.0072
51 n-Heptane	0.0012	0.0000	0.1152	0.0001	0.0002	0.0001
52 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53 H2S	0.0018	0.0001	0.0610	0.0000	0.0001	0.0000
54 Total	32.2658	1.0000	1843.8012	1.0000	2.9808	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-105	Separator: V-101	

Material Stream: 18

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (C)	-17.51	-17.51	-17.51
Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0
Molar Flow (kgmole/h)	3035	3035	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018		
4						
5	Material Stream: 18 (continued)			Fluid Package: Basis-1		
6				Property Package: Peng-Robinson		
7	CONDITIONS					
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
9	Mass Flow (kg/h)	8.123e+004	8.123e+004	0.0000		
10	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	193.3	193.3	0.0000		
11	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.380e+004	1.380e+004	-1.108e+004		
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	156.6	156.6	57.02		
13	Heat Flow (kJ/h)	4.189e+007	4.189e+007	0.0000		
14	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.128e+004 *	7.128e+004	0.0000		
15	COMPOSITION					
16	Overall Phase					
17						Vapour Fraction 1.0000
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
19						LIQUID VOLUME FRACTION
20	Methane	402.8974	0.1328	6463.6429	0.0796	21.5891
21	Ethane	293.8967	0.0968	8837.4437	0.1088	24.8464
22	Ethylene	565.1562	0.1862	15854.7785	0.1952	41.3719
23	Acetylene	107.8126	0.0355	2807.2250	0.0346	6.7311
24	Propane	92.1636	0.0304	4064.1400	0.0500	8.0211
25	Propene	198.7594	0.0655	8363.9139	0.1030	16.0550
26	M-Acetylene	208.5303	0.0687	8354.7229	0.1029	13.4637
27	n-Butane	108.5672	0.0358	6310.3580	0.0777	10.8198
28	1-Butene	10.5801	0.0035	593.6234	0.0073	0.9997
29	13-Butadiene	138.9152	0.0458	7514.1713	0.0925	12.1246
30	EAcetylene	131.0926	0.0432	7091.0356	0.0873	10.7556
31	Hydrogen	726.7610	0.2395	1465.1502	0.0180	20.9729
32	CO	0.9743	0.0003	27.2901	0.0003	0.0341
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	Benzene	0.6442	0.0002	50.3183	0.0006	0.0570
36	n-Pentane	46.8560	0.0154	3380.7047	0.0416	5.3685
37	n-Hexane	0.2087	0.0001	17.9856	0.0002	0.0271
38	n-Heptane	0.0004	0.0000	0.0360	0.0000	0.0001
39	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	H2S	0.8538	0.0003	29.0944	0.0004	0.0369
41	Total	3034.6694	1.0000	81225.6345	1.0000	193.2748
42	Vapour Phase					
43						Phase Fraction 1.000
44	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
45						LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	402.8974	0.1328	6463.6429	0.0796	21.5891
47	Ethane	293.8967	0.0968	8837.4437	0.1088	24.8464
48	Ethylene	565.1562	0.1862	15854.7785	0.1952	41.3719
49	Acetylene	107.8126	0.0355	2807.2250	0.0346	6.7311
50	Propane	92.1636	0.0304	4064.1400	0.0500	8.0211
51	Propene	198.7594	0.0655	8363.9139	0.1030	16.0550
52	M-Acetylene	208.5303	0.0687	8354.7229	0.1029	13.4637
53	n-Butane	108.5672	0.0358	6310.3580	0.0777	10.8198
54	1-Butene	10.5801	0.0035	593.6234	0.0073	0.9997
55	13-Butadiene	138.9152	0.0458	7514.1713	0.0925	12.1246
56	EAcetylene	131.0926	0.0432	7091.0356	0.0873	10.7556
57	Hydrogen	726.7610	0.2395	1465.1502	0.0180	20.9729
58	CO	0.9743	0.0003	27.2901	0.0003	0.0341
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Benzene	0.6442	0.0002	50.3183	0.0006	0.0570
62	n-Pentane	46.8560	0.0154	3380.7047	0.0416	5.3685
63	n-Hexane	0.2087	0.0001	17.9856	0.0002	0.0271
64	n-Heptane	0.0004	0.0000	0.0360	0.0000	0.0001
65	Aspen Technology Inc.					
66	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)				Page 6 of 24	

Material Stream: 18 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8538	0.0003	29.0944	0.0004	0.0369	0.0002
Total	3034.6694	1.0000	81225.6345	1.0000	193.2748	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0019	0.0000	0.0005	0.0000	0.0011
Ethane	0.0000	0.0137	0.0000	0.0072	0.0000	0.0125
Ethylene	0.0000	0.0143	0.0000	0.0070	0.0000	0.0113
Acetylene	0.0000	0.0048	0.0000	0.0022	0.0000	0.0032
Propane	0.0000	0.0209	0.0000	0.0161	0.0000	0.0197
Propene	0.0000	0.0388	0.0000	0.0285	0.0000	0.0339
M-Acetylene	0.0000	0.0955	0.0000	0.0670	0.0000	0.0668
n-Butane	0.0000	0.1294	0.0000	0.1316	0.0000	0.1396
1-Butene	0.0000	0.0098	0.0000	0.0097	0.0000	0.0101
13-Butadiene	0.0000	0.1461	0.0000	0.1383	0.0000	0.1381
EAcetylene	0.0000	0.2336	0.0000	0.2211	0.0000	0.2075
Hydrogen	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0194	0.0000	0.0266	0.0000	0.0186
n-Pentane	0.0000	0.2664	0.0000	0.3363	0.0000	0.3304
n-Hexane	0.0000	0.0051	0.0000	0.0077	0.0000	0.0072
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Compressor: K-101	Separator: V-101	


Material Stream: 18.b


Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	83.07	83.07		
Pressure: (kPa)	942.1	942.1		
Molar Flow (kgmole/h)	3035	3035		
Mass Flow (kg/h)	8.123e+004	8.123e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	193.3	193.3		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.871e+004	1.871e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.1	160.1		
Heat Flow (kJ/h)	5.679e+007	5.679e+007		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.128e+004 *	7.128e+004		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018			
4							
5	Material Stream: 18.b (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase						
9						Vapour Fraction 1.0000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Methane	402.8974	0.1328	6463.6429	0.0796	21.5891	0.1117
12	Ethane	293.8967	0.0968	8837.4437	0.1088	24.8464	0.1286
13	Ethylene	565.1562	0.1862	15854.7785	0.1952	41.3719	0.2141
14	Acetylene	107.8126	0.0355	2807.2250	0.0346	6.7311	0.0348
15	Propane	92.1636	0.0304	4064.1400	0.0500	8.0211	0.0415
16	Propene	198.7594	0.0655	8363.9139	0.1030	16.0550	0.0831
17	M-Acetylene	208.5303	0.0687	8354.7229	0.1029	13.4637	0.0697
18	n-Butane	108.5672	0.0358	6310.3580	0.0777	10.8198	0.0560
19	1-Butene	10.5801	0.0035	593.6234	0.0073	0.9997	0.0052
20	13-Butadiene	138.9152	0.0458	7514.1713	0.0925	12.1246	0.0627
21	EAcetylene	131.0926	0.0432	7091.0356	0.0873	10.7556	0.0556
22	Hydrogen	726.7610	0.2395	1465.1502	0.0180	20.9729	0.1085
23	CO	0.9743	0.0003	27.2901	0.0003	0.0341	0.0002
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Benzene	0.6442	0.0002	50.3183	0.0006	0.0570	0.0003
27	n-Pentane	46.8560	0.0154	3380.7047	0.0416	5.3685	0.0278
28	n-Hexane	0.2087	0.0001	17.9856	0.0002	0.0271	0.0001
29	n-Heptane	0.0004	0.0000	0.0360	0.0000	0.0001	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.8538	0.0003	29.0944	0.0004	0.0369	0.0002
32	Total	3034.6694	1.0000	81225.6345	1.0000	193.2748	1.0000
33	Vapour Phase						Phase Fraction 1.000
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
35	Methane	402.8974	0.1328	6463.6429	0.0796	21.5891	0.1117
36	Ethane	293.8967	0.0968	8837.4437	0.1088	24.8464	0.1286
37	Ethylene	565.1562	0.1862	15854.7785	0.1952	41.3719	0.2141
38	Acetylene	107.8126	0.0355	2807.2250	0.0346	6.7311	0.0348
39	Propane	92.1636	0.0304	4064.1400	0.0500	8.0211	0.0415
40	Propene	198.7594	0.0655	8363.9139	0.1030	16.0550	0.0831
41	M-Acetylene	208.5303	0.0687	8354.7229	0.1029	13.4637	0.0697
42	n-Butane	108.5672	0.0358	6310.3580	0.0777	10.8198	0.0560
43	1-Butene	10.5801	0.0035	593.6234	0.0073	0.9997	0.0052
44	13-Butadiene	138.9152	0.0458	7514.1713	0.0925	12.1246	0.0627
45	EAcetylene	131.0926	0.0432	7091.0356	0.0873	10.7556	0.0556
46	Hydrogen	726.7610	0.2395	1465.1502	0.0180	20.9729	0.1085
47	CO	0.9743	0.0003	27.2901	0.0003	0.0341	0.0002
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Benzene	0.6442	0.0002	50.3183	0.0006	0.0570	0.0003
51	n-Pentane	46.8560	0.0154	3380.7047	0.0416	5.3685	0.0278
52	n-Hexane	0.2087	0.0001	17.9856	0.0002	0.0271	0.0001
53	n-Heptane	0.0004	0.0000	0.0360	0.0000	0.0001	0.0000
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2S	0.8538	0.0003	29.0944	0.0004	0.0369	0.0002
56	Total	3034.6694	1.0000	81225.6345	1.0000	193.2748	1.0000
57	UNIT OPERATIONS						
58	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
59	Cooler:	E-105	Compressor:	K-101			
60							
61							
62	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 8 of 24	

1					Case Name: Proyecto final.hsc		
2	 LEGENDS Burlington, MA USA	Unit Set: SI					
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018					
4							
5							
6	Material Stream: 18.a				Fluid Package: Basis-1		
7					Property Package: Peng-Robinson		
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.9423	0.9423	0.0577			
13	Temperature: (C)	-10.00 *	-10.00	-10.00			
14	Pressure: (kPa)	400.0 *	400.0	400.0			
15	Molar Flow (kgmole/h)	3035	2860	175.0			
16	Mass Flow (kg/h)	8.123e+004	7.193e+004	9293			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	193.3	177.9	15.41			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.277e+004	1.271e+004	1.380e+004			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	152.2	63.70			
20	Heat Flow (kJ/h)	3.876e+007	3.634e+007	2.415e+006			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.128e+004 *	6.722e+004	16.07			
22	COMPOSITION						
23							
24							
25	Overall Phase					Vapour Fraction 0.9423	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
27						LIQUID VOLUME FRACTION	
28	Methane	402.8974	0.1328	6463.6429	0.0796	21.5891	
29	Ethane	293.8967	0.0968	8837.4437	0.1088	24.8464	
30	Ethylene	565.1562	0.1862	15854.7785	0.1952	41.3719	
31	Acetylene	107.8126	0.0355	2807.2250	0.0346	6.7311	
32	Propane	92.1636	0.0304	4064.1400	0.0500	8.0211	
33	Propene	198.7594	0.0655	8363.9139	0.1030	16.0550	
34	M-Acetylene	208.5303	0.0687	8354.7229	0.1029	13.4637	
35	n-Butane	108.5672	0.0358	6310.3580	0.0777	10.8198	
36	1-Butene	10.5801	0.0035	593.6234	0.0073	0.9997	
37	13-Butadiene	138.9152	0.0458	7514.1713	0.0925	12.1246	
38	EAcetylene	131.0926	0.0432	7091.0356	0.0873	10.7556	
39	Hydrogen	726.7610	0.2395	1465.1502	0.0180	20.9729	
40	CO	0.9743	0.0003	27.2901	0.0003	0.0341	
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	Benzene	0.6442	0.0002	50.3183	0.0006	0.0570	
44	n-Pentane	46.8560	0.0154	3380.7047	0.0416	5.3685	
45	n-Hexane	0.2087	0.0001	17.9856	0.0002	0.0271	
46	n-Heptane	0.0004	0.0000	0.0360	0.0000	0.0001	
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	H2S	0.8538	0.0003	29.0944	0.0004	0.0369	
49	Total	3034.6694	1.0000	81225.6345	1.0000	193.2748	
50	Vapour Phase					Phase Fraction 0.9423	
51							
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
53						LIQUID VOLUME FRACTION	
54	Methane	402.2436	0.1407	6453.1535	0.0897	21.5540	
55	Ethane	289.7171	0.1013	8711.7650	0.1211	24.4931	
56	Ethylene	560.7004	0.1961	15729.7770	0.2187	41.0457	
57	Acetylene	106.3823	0.0372	2769.9812	0.0385	6.6418	
58	Propane	86.7119	0.0303	3823.7347	0.0532	7.5467	
59	Propene	188.4016	0.0659	7928.0512	0.1102	15.2183	
60	M-Acetylene	185.7594	0.0650	7442.4123	0.1035	11.9935	
61	n-Butane	83.2017	0.0291	4836.0158	0.0672	8.2919	
62	1-Butene	8.5280	0.0030	478.4845	0.0067	0.8058	
63	13-Butadiene	109.0687	0.0381	5899.7211	0.0820	9.5196	
64	EAcetylene	90.4762	0.0316	4894.0185	0.0680	7.4232	
65	Hydrogen	726.6660	0.2541	1464.9587	0.0204	20.9702	
66	CO	0.9738	0.0003	27.2771	0.0004	0.0341	
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)				Page 9 of 24	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018
4		
5		

Material Stream: 18.a (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.9423

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0822	0.0000	6.4225	0.0001	0.0073	0.0000
n-Pentane	19.9002	0.0070	1435.8222	0.0200	2.2801	0.0128
n-Hexane	0.0329	0.0000	2.8313	0.0000	0.0043	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8372	0.0003	28.5289	0.0004	0.0362	0.0002
Total	2859.6830	1.0000	71932.9573	1.0000	177.8657	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 5.766e-002

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.6538	0.0037	10.4894	0.0011	0.0350	0.0023
Ethane	4.1796	0.0239	125.6787	0.0135	0.3533	0.0229
Ethylene	4.4558	0.0255	125.0015	0.0135	0.3262	0.0212
Acetylene	1.4304	0.0082	37.2438	0.0040	0.0893	0.0058
Propane	5.4517	0.0312	240.4054	0.0259	0.4745	0.0308
Propene	10.3578	0.0592	435.8627	0.0469	0.8367	0.0543
M-Acetylene	22.7709	0.1301	912.3106	0.0982	1.4702	0.0954
n-Butane	25.3655	0.1450	1474.3423	0.1587	2.5279	0.1641
1-Butene	2.0521	0.0117	115.1389	0.0124	0.1939	0.0126
1,3-Butadiene	29.8465	0.1706	1614.4502	0.1737	2.6050	0.1691
EAcetylene	40.6165	0.2321	2197.0172	0.2364	3.3324	0.2163
Hydrogen	0.0950	0.0005	0.1915	0.0000	0.0027	0.0002
CO	0.0005	0.0000	0.0130	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.5620	0.0032	43.8958	0.0047	0.0498	0.0032
n-Pentane	26.9557	0.1540	1944.8825	0.2093	3.0884	0.2004
n-Hexane	0.1758	0.0010	15.1543	0.0016	0.0229	0.0015
n-Heptane	0.0003	0.0000	0.0343	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0166	0.0001	0.5655	0.0001	0.0007	0.0000
Total	174.9864	1.0000	9292.6773	1.0000	15.4091	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Separator: V-102	Cooler: E-105	

Material Stream: 19

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	-22.51	-22.51	-22.51
Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0
Molar Flow (kgmole/h)	102.6	0.0000	102.6
Mass Flow (kg/h)	5648	0.0000	5648
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	9.235	0.0000	9.235
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	4292	1.307e+004	4292
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	56.91	155.8	56.91
Heat Flow (kJ/h)	4.405e+005	0.0000	4.405e+005
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	9.658 *	0.0000	9.658

1				Case Name:	Proyecto final.hsc		
2	 LEGENDS Burlington, MA USA			Unit Set:	SI		
3				Date/Time:	Wed Nov 07 12:46:09 2018		
4							
5							
6	Material Stream: 19 (continued)			Fluid Package:	Basis-1		
7				Property Package:	Peng-Robinson		
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Overall Phase						
12						Vapour Fraction	0.0000
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	Methane	0.2085	0.0020	3.3456	0.0006	0.0112	0.0012
16	Ethane	1.6348	0.0159	49.1583	0.0087	0.1382	0.0150
17	Ethylene	1.6572	0.0162	46.4913	0.0082	0.1213	0.0131
18	Acetylene	0.5750	0.0056	14.9708	0.0027	0.0359	0.0039
19	Propane	2.5242	0.0246	111.3107	0.0197	0.2197	0.0238
20	Propene	4.7123	0.0459	198.2953	0.0351	0.3806	0.0412
21	M-Acetylene	11.7049	0.1141	468.9557	0.0830	0.7557	0.0818
22	n-Butane	14.6559	0.1428	851.8595	0.1508	1.4606	0.1582
23	1-Butene	1.1391	0.0111	63.9101	0.0113	0.1076	0.0117
24	13-Butadiene	16.9026	0.1647	914.2914	0.1619	1.4753	0.1598
25	EAcetylene	25.5547	0.2490	1382.2980	0.2447	2.0967	0.2270
26	Hydrogen	0.0237	0.0002	0.0477	0.0000	0.0007	0.0001
27	CO	0.0001	0.0000	0.0038	0.0000	0.0000	0.0000
28	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Benzene	0.5273	0.0051	41.1878	0.0073	0.0467	0.0051
31	n-Pentane	20.6242	0.2010	1488.0578	0.2634	2.3630	0.2559
32	n-Hexane	0.1625	0.0016	14.0006	0.0025	0.0211	0.0023
33	n-Heptane	0.0003	0.0000	0.0337	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	H2S	0.0067	0.0001	0.2286	0.0000	0.0003	0.0000
36	Total	102.6140	1.0000	5648.4468	1.0000	9.2347	1.0000
37							
38	Vapour Phase						
39						Phase Fraction	0.0000
40	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
41	Methane	0.0000	0.1373	0.0000	0.0855	0.0000	0.1172
42	Ethane	0.0000	0.0997	0.0000	0.1163	0.0000	0.1343
43	Ethylene	0.0000	0.1922	0.0000	0.2092	0.0000	0.2241
44	Acetylene	0.0000	0.0366	0.0000	0.0369	0.0000	0.0364
45	Propane	0.0000	0.0306	0.0000	0.0523	0.0000	0.0424
46	Propene	0.0000	0.0662	0.0000	0.1080	0.0000	0.0852
47	M-Acetylene	0.0000	0.0671	0.0000	0.1043	0.0000	0.0691
48	n-Butane	0.0000	0.0320	0.0000	0.0722	0.0000	0.0509
49	1-Butene	0.0000	0.0032	0.0000	0.0070	0.0000	0.0048
50	13-Butadiene	0.0000	0.0416	0.0000	0.0873	0.0000	0.0579
51	EAcetylene	0.0000	0.0360	0.0000	0.0755	0.0000	0.0470
52	Hydrogen	0.0000	0.2479	0.0000	0.0194	0.0000	0.1140
53	CO	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
54	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
57	n-Pentane	0.0000	0.0089	0.0000	0.0250	0.0000	0.0163
58	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
59	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	H2S	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
62	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
63							
64	Liquid Phase						
65						Phase Fraction	1.000
66	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
67	Methane	0.2085	0.0020	3.3456	0.0006	0.0112	0.0012
68	Ethane	1.6348	0.0159	49.1583	0.0087	0.1382	0.0150
69	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 11 of 24						

Material Stream: 19 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethylene	1.6572	0.0162	46.4913	0.0082	0.1213	0.0131
Acetylene	0.5750	0.0056	14.9708	0.0027	0.0359	0.0039
Propane	2.5242	0.0246	111.3107	0.0197	0.2197	0.0238
Propene	4.7123	0.0459	198.2953	0.0351	0.3806	0.0412
M-Acetylene	11.7049	0.1141	468.9557	0.0830	0.7557	0.0818
n-Butane	14.6559	0.1428	851.8595	0.1508	1.4606	0.1582
1-Butene	1.1391	0.0111	63.9101	0.0113	0.1076	0.0117
13-Butadiene	16.9026	0.1647	914.2914	0.1619	1.4753	0.1598
EAcetylene	25.5547	0.2490	1382.2980	0.2447	2.0967	0.2270
Hydrogen	0.0237	0.0002	0.0477	0.0000	0.0007	0.0001
CO	0.0001	0.0000	0.0038	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.5273	0.0051	41.1878	0.0073	0.0467	0.0051
n-Pentane	20.6242	0.2010	1488.0578	0.2634	2.3630	0.2559
n-Hexane	0.1625	0.0016	14.0006	0.0025	0.0211	0.0023
n-Heptane	0.0003	0.0000	0.0337	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0067	0.0001	0.2286	0.0000	0.0003	0.0000
Total	102.6140	1.0000	5648.4468	1.0000	9.2347	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-105	Separator: V-102	

Material Stream: 20

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Temperature: (C)	-22.51	-22.51	-22.51		
Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0		
Molar Flow (kgmole/h)	2932	2932	0.0000		
Mass Flow (kg/h)	7.558e+004	7.558e+004	0.0000		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	184.0	184.0	0.0000		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.307e+004	1.307e+004	4292		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	155.8	155.8	56.91		
Heat Flow (kJ/h)	3.832e+007	3.832e+007	0.0000		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	6.890e+004 *	6.890e+004	0.0000		


COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.6889	0.1373	6460.2972	0.0855	21.5779	0.1172
Ethane	292.2619	0.0997	8788.2854	0.1163	24.7082	0.1343
Ethylene	563.4989	0.1922	15808.2872	0.2092	41.2506	0.2241
Acetylene	107.2377	0.0366	2792.2541	0.0369	6.6952	0.0364
Propane	89.6394	0.0306	3952.8293	0.0523	7.8015	0.0424
Propene	194.0471	0.0662	8165.6186	0.1080	15.6743	0.0852
M-Acetylene	196.8253	0.0671	7885.7672	0.1043	12.7080	0.0691
n-Butane	93.9113	0.0320	5458.4985	0.0722	9.3592	0.0509

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018				
4	Material Stream: 20 (continued)				Fluid Package: Basis-1		
5					Property Package: Peng-Robinson		
6	COMPOSITION						
7	Overall Phase (continued)						
8							Vapour Fraction 1.0000
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	1-Butene	9.4410	0.0032	529.7133	0.0070	0.8921	0.0048
11	13-Butadiene	122.0126	0.0416	6599.8800	0.0873	10.6494	0.0579
12	EAcetylene	105.5379	0.0360	5708.7377	0.0755	8.6589	0.0470
13	Hydrogen	726.7373	0.2479	1465.1025	0.0194	20.9722	0.1140
14	CO	0.9741	0.0003	27.2863	0.0004	0.0341	0.0002
15	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Benzene	0.1169	0.0000	9.1305	0.0001	0.0103	0.0001
18	n-Pentane	26.2317	0.0089	1892.6469	0.0250	3.0055	0.0163
19	n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9850	0.0001	0.0060	0.0000
20	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2S	0.8471	0.0003	28.8658	0.0004	0.0366	0.0002
23	Total	2932.0554	1.0000	75577.1877	1.0000	184.0401	1.0000
24	Vapour Phase						
25							Phase Fraction 1.000
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Methane	402.6889	0.1373	6460.2972	0.0855	21.5779	0.1172
28	Ethane	292.2619	0.0997	8788.2854	0.1163	24.7082	0.1343
29	Ethylene	563.4989	0.1922	15808.2872	0.2092	41.2506	0.2241
30	Acetylene	107.2377	0.0366	2792.2541	0.0369	6.6952	0.0364
31	Propane	89.6394	0.0306	3952.8293	0.0523	7.8015	0.0424
32	Propene	194.0471	0.0662	8165.6186	0.1080	15.6743	0.0852
33	M-Acetylene	196.8253	0.0671	7885.7672	0.1043	12.7080	0.0691
34	n-Butane	93.9113	0.0320	5458.4985	0.0722	9.3592	0.0509
35	1-Butene	9.4410	0.0032	529.7133	0.0070	0.8921	0.0048
36	13-Butadiene	122.0126	0.0416	6599.8800	0.0873	10.6494	0.0579
37	EAcetylene	105.5379	0.0360	5708.7377	0.0755	8.6589	0.0470
38	Hydrogen	726.7373	0.2479	1465.1025	0.0194	20.9722	0.1140
39	CO	0.9741	0.0003	27.2863	0.0004	0.0341	0.0002
40	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Benzene	0.1169	0.0000	9.1305	0.0001	0.0103	0.0001
43	n-Pentane	26.2317	0.0089	1892.6469	0.0250	3.0055	0.0163
44	n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9850	0.0001	0.0060	0.0000
45	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	H2S	0.8471	0.0003	28.8658	0.0004	0.0366	0.0002
48	Total	2932.0554	1.0000	75577.1877	1.0000	184.0401	1.0000
49	Liquid Phase						
50							Phase Fraction 0.0000
51	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
52	Methane	0.0000	0.0020	0.0000	0.0006	0.0000	0.0012
53	Ethane	0.0000	0.0159	0.0000	0.0087	0.0000	0.0150
54	Ethylene	0.0000	0.0162	0.0000	0.0082	0.0000	0.0131
55	Acetylene	0.0000	0.0056	0.0000	0.0027	0.0000	0.0039
56	Propane	0.0000	0.0246	0.0000	0.0197	0.0000	0.0238
57	Propene	0.0000	0.0459	0.0000	0.0351	0.0000	0.0412
58	M-Acetylene	0.0000	0.1141	0.0000	0.0830	0.0000	0.0818
59	n-Butane	0.0000	0.1428	0.0000	0.1508	0.0000	0.1582
60	1-Butene	0.0000	0.0111	0.0000	0.0113	0.0000	0.0117
61	13-Butadiene	0.0000	0.1647	0.0000	0.1619	0.0000	0.1598

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018
4		
5		

Material Stream: 20 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
EAcetylene	0.0000	0.2490	0.0000	0.2447	0.0000	0.2270
Hydrogen	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0051	0.0000	0.0073	0.0000	0.0051
n-Pentane	0.0000	0.2010	0.0000	0.2634	0.0000	0.2559
n-Hexane	0.0000	0.0016	0.0000	0.0025	0.0000	0.0023
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Compressor: K-102	Separator: V-102	

Material Stream: 20.b

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	44.19	44.19
Pressure: (kPa)	558.8	558.8
Molar Flow (kgmole/h)	2932	2932
Mass Flow (kg/h)	7.558e+004	7.558e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	184.0	184.0
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.614e+004	1.614e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	158.3	158.3
Heat Flow (kJ/h)	4.732e+007	4.732e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	6.890e+004 *	6.890e+004

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.6889	0.1373	6460.2972	0.0855	21.5779	0.1172
Ethane	292.2619	0.0997	8788.2854	0.1163	24.7082	0.1343
Ethylene	563.4989	0.1922	15808.2872	0.2092	41.2506	0.2241
Acetylene	107.2377	0.0366	2792.2541	0.0369	6.6952	0.0364
Propane	89.6394	0.0306	3952.8293	0.0523	7.8015	0.0424
Propene	194.0471	0.0662	8165.6186	0.1080	15.6743	0.0852
M-Acetylene	196.8253	0.0671	7885.7672	0.1043	12.7080	0.0691
n-Butane	93.9113	0.0320	5458.4985	0.0722	9.3592	0.0509
1-Butene	9.4410	0.0032	529.7133	0.0070	0.8921	0.0048
13-Butadiene	122.0126	0.0416	6599.8800	0.0873	10.6494	0.0579
EAcetylene	105.5379	0.0360	5708.7377	0.0755	8.6589	0.0470
Hydrogen	726.7373	0.2479	1465.1025	0.0194	20.9722	0.1140
CO	0.9741	0.0003	27.2863	0.0004	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.1169	0.0000	9.1305	0.0001	0.0103	0.0001

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018
4		
5		

Material Stream: 20.b (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Pentane	26.2317	0.0089	1892.6469	0.0250	3.0055	0.0163
n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9850	0.0001	0.0060	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8471	0.0003	28.8658	0.0004	0.0366	0.0002
Total	2932.0554	1.0000	75577.1877	1.0000	184.0401	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.6889	0.1373	6460.2972	0.0855	21.5779	0.1172
Ethane	292.2619	0.0997	8788.2854	0.1163	24.7082	0.1343
Ethylene	563.4989	0.1922	15808.2872	0.2092	41.2506	0.2241
Acetylene	107.2377	0.0366	2792.2541	0.0369	6.6952	0.0364
Propane	89.6394	0.0306	3952.8293	0.0523	7.8015	0.0424
Propene	194.0471	0.0662	8165.6186	0.1080	15.6743	0.0852
M-Acetylene	196.8253	0.0671	7885.7672	0.1043	12.7080	0.0691
n-Butane	93.9113	0.0320	5458.4985	0.0722	9.3592	0.0509
1-Butene	9.4410	0.0032	529.7133	0.0070	0.8921	0.0048
13-Butadiene	122.0126	0.0416	6599.8800	0.0873	10.6494	0.0579
EAcetylene	105.5379	0.0360	5708.7377	0.0755	8.6589	0.0470
Hydrogen	726.7373	0.2479	1465.1025	0.0194	20.9722	0.1140
CO	0.9741	0.0003	27.2863	0.0004	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.1169	0.0000	9.1305	0.0001	0.0103	0.0001
n-Pentane	26.2317	0.0089	1892.6469	0.0250	3.0055	0.0163
n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9850	0.0001	0.0060	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.8471	0.0003	28.8658	0.0004	0.0366	0.0002
Total	2932.0554	1.0000	75577.1877	1.0000	184.0401	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Cooler: E-106	Compressor: K-102	


Material Stream: 20.a


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.5103	0.5103	0.4897
Temperature: (C)	-70.00 *	-70.00	-70.00
Pressure: (kPa)	700.0 *	700.0	700.0
Molar Flow (kgmole/h)	2932	1496	1436
Mass Flow (kg/h)	7.558e+004	1.914e+004	5.643e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	184.0	70.95	113.1
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1904	-1.183e+004	1.622e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	99.27	133.7	63.38
Heat Flow (kJ/h)	5.583e+006	-1.770e+007	2.328e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	6.890e+004 *	3.533e+004	114.5

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018					
4									
5	Material Stream: 20.a (continued)			Fluid Package: Basis-1					
6				Property Package: Peng-Robinson					
7	COMPOSITION								
8	Overall Phase Vapour Fraction 0.5103								
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
10	15 Methane	402.6889	0.1373	6460.2972	0.0855	21.5779	0.1172		
11	16 Ethane	292.2619	0.0997	8788.2854	0.1163	24.7082	0.1343		
12	17 Ethylene	563.4989	0.1922	15808.2872	0.2092	41.2506	0.2241		
13	18 Acetylene	107.2377	0.0366	2792.2541	0.0369	6.6952	0.0364		
14	19 Propane	89.6394	0.0306	3952.8293	0.0523	7.8015	0.0424		
15	20 Propene	194.0471	0.0662	8165.6186	0.1080	15.6743	0.0852		
16	21 M-Acetylene	196.8253	0.0671	7885.7672	0.1043	12.7080	0.0691		
17	22 n-Butane	93.9113	0.0320	5458.4985	0.0722	9.3592	0.0509		
18	23 1-Butene	9.4410	0.0032	529.7133	0.0070	0.8921	0.0048		
19	24 1,3-Butadiene	122.0126	0.0416	6599.8800	0.0873	10.6494	0.0579		
20	25 EAcetylene	105.5379	0.0360	5708.7377	0.0755	8.6589	0.0470		
21	26 Hydrogen	726.7373	0.2479	1465.1025	0.0194	20.9722	0.1140		
22	27 CO	0.9741	0.0003	27.2863	0.0004	0.0341	0.0002		
23	28 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	29 H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
25	30 Benzene	0.1169	0.0000	9.1305	0.0001	0.0103	0.0001		
26	31 n-Pentane	26.2317	0.0089	1892.6469	0.0250	3.0055	0.0163		
27	32 n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9850	0.0001	0.0060	0.0000		
28	33 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000		
29	34 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
30	35 H2S	0.8471	0.0003	28.8658	0.0004	0.0366	0.0002		
31	36 Total	2932.0554	1.0000	75577.1877	1.0000	184.0401	1.0000		
32	Vapour Phase Phase Fraction 0.5103								
33	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
34	41 Methane	365.0454	0.2440	5856.3872	0.3059	19.5608	0.2757		
35	42 Ethane	83.7482	0.0560	2518.3015	0.1315	7.0802	0.0998		
36	43 Ethylene	268.7700	0.1796	7540.0192	0.3939	19.6751	0.2773		
37	44 Acetylene	32.3543	0.0216	842.4409	0.0440	2.0200	0.0285		
38	45 Propane	4.3461	0.0029	191.6491	0.0100	0.3782	0.0053		
39	46 Propene	11.2256	0.0075	472.3793	0.0247	0.9068	0.0128		
40	47 M-Acetylene	3.4557	0.0023	138.4511	0.0072	0.2231	0.0031		
41	48 n-Butane	0.5875	0.0004	34.1481	0.0018	0.0586	0.0008		
42	49 1-Butene	0.0681	0.0000	3.8219	0.0002	0.0064	0.0001		
43	50 1,3-Butadiene	0.6825	0.0005	36.9176	0.0019	0.0596	0.0008		
44	51 EAcetylene	0.2689	0.0002	14.5434	0.0008	0.0221	0.0003		
45	52 Hydrogen	724.6376	0.4843	1460.8694	0.0763	20.9117	0.2948		
46	53 CO	0.9545	0.0006	26.7368	0.0014	0.0334	0.0005		
47	54 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	55 H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
49	56 Benzene	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000		
50	57 n-Pentane	0.0155	0.0000	1.1171	0.0001	0.0018	0.0000		
51	58 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000		
52	59 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
53	60 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
54	61 H2S	0.1815	0.0001	6.1845	0.0003	0.0078	0.0001		
55	62 Total	1496.3413	1.0000	19143.9681	1.0000	70.9456	1.0000		
56	Liquid Phase Phase Fraction 0.4897								
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
58	67 Methane	37.6434	0.0262	603.9100	0.0107	2.0171	0.0178		
59	68 Ethane	208.5136	0.1452	6269.9839	0.1111	17.6280	0.1559		
60	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 16 of 24								

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018			
4							
5	Material Stream: 20.a (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Liquid Phase (continued)						
9							Phase Fraction 0.4897
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Ethylene	294.7290	0.2053	8268.2680	0.1465	21.5754	0.1908
12	Acetylene	74.8834	0.0522	1949.8132	0.0346	4.6752	0.0413
13	Propane	85.2933	0.0594	3761.1802	0.0666	7.4232	0.0656
14	Propene	182.8215	0.1273	7693.2393	0.1363	14.7676	0.1306
15	M-Acetylene	193.3696	0.1347	7747.3160	0.1373	12.4849	0.1104
16	n-Butane	93.3238	0.0650	5424.3503	0.0961	9.3006	0.0822
17	1-Butene	9.3729	0.0065	525.8914	0.0093	0.8857	0.0078
18	13-Butadiene	121.3301	0.0845	6562.9624	0.1163	10.5898	0.0936
19	EAcetylene	105.2691	0.0733	5694.1943	0.1009	8.6369	0.0764
20	Hydrogen	2.0997	0.0015	4.2331	0.0001	0.0606	0.0005
21	CO	0.0196	0.0000	0.5495	0.0000	0.0007	0.0000
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Benzene	0.1169	0.0001	9.1299	0.0002	0.0103	0.0001
25	n-Pentane	26.2163	0.0183	1891.5298	0.0335	3.0037	0.0266
26	n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9846	0.0001	0.0060	0.0001
27	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	H2S	0.6656	0.0005	22.6813	0.0004	0.0288	0.0003
30	Total	1435.7141	1.0000	56433.2197	1.0000	113.0945	1.0000
31	UNIT OPERATIONS						
32	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
33	Separator:	V-103	Cooler:	E-106			
34	Material Stream: 21			Fluid Package: Basis-1			
35				Property Package: Peng-Robinson			
36	CONDITIONS						
37		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
38	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
39	Temperature: (C)	-21.29	-21.29	-21.29			
40	Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0			
41	Molar Flow (kgmole/h)	134.9	7.829e-004	134.9			
42	Mass Flow (kg/h)	7492	2.040e-002	7492			
43	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	12.22	4.937e-005	12.22			
44	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	615.1	1.335e+004	615.0			
45	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	56.98	156.1	56.98			
46	Heat Flow (kJ/h)	8.296e+004	10.45	8.295e+004			
47	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	12.76 *	1.840e-002	12.76			
48	COMPOSITION						
49	Overall Phase						Vapour Fraction 0.0000
50	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51	Methane	0.2689	0.0020	4.3141	0.0006	0.0144	0.0012
52	Ethane	2.0755	0.0154	62.4113	0.0083	0.1755	0.0144
53	Ethylene	2.1180	0.0157	59.4181	0.0079	0.1550	0.0127
54	Acetylene	0.7288	0.0054	18.9765	0.0025	0.0455	0.0037
55	Propane	3.1986	0.0237	141.0475	0.0188	0.2784	0.0228
56	Propene	5.9631	0.0442	250.9329	0.0335	0.4817	0.0394
57	M-Acetylene	14.7867	0.1096	592.4260	0.0791	0.9547	0.0782
58	n-Butane	18.8317	0.1396	1094.5752	0.1461	1.8768	0.1536
59	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 17 of 24	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018			
4							
5	Material Stream: 21 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						
9						Vapour Fraction	0.0000
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	1-Butene	1.4567	0.0108	81.7341	0.0109	0.1376	0.0113
12	13-Butadiene	21.6174	0.1603	1169.3218	0.1561	1.8868	0.1545
13	EAcetylene	33.0920	0.2453	1790.0064	0.2389	2.7151	0.2223
14	Hydrogen	0.0312	0.0002	0.0628	0.0000	0.0009	0.0001
15	CO	0.0002	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
16	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	Benzene	1.1544	0.0086	90.1698	0.0120	0.1022	0.0084
19	n-Pentane	29.2190	0.2166	2108.1765	0.2814	3.3478	0.2741
20	n-Hexane	0.3276	0.0024	28.2314	0.0038	0.0426	0.0035
21	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1490	0.0000	0.0002	0.0000
22	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	H2S	0.0085	0.0001	0.2896	0.0000	0.0004	0.0000
24	Total	134.8798	1.0000	7492.2480	1.0000	12.2155	1.0000
25	Vapour Phase						
26						Phase Fraction	5.805e-006
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	Methane	0.0001	0.1363	0.0017	0.0839	0.0000	0.1158
29	Ethane	0.0001	0.0993	0.0023	0.1146	0.0000	0.1332
30	Ethylene	0.0001	0.1912	0.0042	0.2058	0.0000	0.2219
31	Acetylene	0.0000	0.0365	0.0007	0.0364	0.0000	0.0361
32	Propane	0.0000	0.0306	0.0011	0.0519	0.0000	0.0423
33	Propene	0.0001	0.0663	0.0022	0.1070	0.0000	0.0849
34	M-Acetylene	0.0001	0.0678	0.0021	0.1043	0.0000	0.0695
35	n-Butane	0.0000	0.0330	0.0015	0.0736	0.0000	0.0521
36	1-Butene	0.0000	0.0033	0.0001	0.0071	0.0000	0.0049
37	13-Butadiene	0.0000	0.0427	0.0018	0.0887	0.0000	0.0591
38	EAcetylene	0.0000	0.0377	0.0016	0.0783	0.0000	0.0491
39	Hydrogen	0.0002	0.2442	0.0004	0.0189	0.0000	0.1118
40	CO	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Benzene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
44	n-Pentane	0.0000	0.0103	0.0006	0.0285	0.0000	0.0187
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
49	Total	0.0008	1.0000	0.0204	1.0000	0.0000	1.0000
50	Liquid Phase						
51						Phase Fraction	1.000
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53	Methane	0.2688	0.0020	4.3124	0.0006	0.0144	0.0012
54	Ethane	2.0755	0.0154	62.4090	0.0083	0.1755	0.0144
55	Ethylene	2.1179	0.0157	59.4139	0.0079	0.1550	0.0127
56	Acetylene	0.7288	0.0054	18.9758	0.0025	0.0455	0.0037
57	Propane	3.1986	0.0237	141.0465	0.0188	0.2784	0.0228
58	Propene	5.9631	0.0442	250.9307	0.0335	0.4817	0.0394
59	M-Acetylene	14.7866	0.1096	592.4239	0.0791	0.9547	0.0782
60	n-Butane	18.8317	0.1396	1094.5737	0.1461	1.8768	0.1536
61	1-Butene	1.4567	0.0108	81.7339	0.0109	0.1376	0.0113
62	13-Butadiene	21.6173	0.1603	1169.3200	0.1561	1.8868	0.1545

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018
4		
5		

Material Stream: 21 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
EAcetylene	33.0920	0.2453	1790.0048	0.2389	2.7151	0.2223
Hydrogen	0.0310	0.0002	0.0624	0.0000	0.0009	0.0001
CO	0.0002	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.1544	0.0086	90.1698	0.0120	0.1022	0.0084
n-Pentane	29.2189	0.2166	2108.1759	0.2814	3.3478	0.2741
n-Hexane	0.3276	0.0024	28.2314	0.0038	0.0426	0.0035
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1490	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0085	0.0001	0.2895	0.0000	0.0004	0.0000
Total	134.8790	1.0000	7492.2276	1.0000	12.2154	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-106	Mixer: MIX-105	

Material Stream: 22

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	-81.56	-81.56	-81.56
Pressure: (kPa)	300.0	300.0	300.0
Molar Flow (kgmole/h)	1289	0.0000	1289
Mass Flow (kg/h)	5.249e+004	0.0000	5.249e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	102.6	0.0000	102.6
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.713e+004	-1.005e+004	1.713e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	53.87	141.6	53.87
Heat Flow (kJ/h)	2.209e+007	0.0000	2.209e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	103.5 *	0.0000	103.5

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	17.4819	0.0136	280.4605	0.0053	0.9368	0.0091
Ethane	177.6160	0.1378	5340.8967	0.1017	15.0159	0.1464
Ethylene	216.3534	0.1678	6069.5341	0.1156	15.8380	0.1544
Acetylene	64.5623	0.0501	1681.0734	0.0320	4.0308	0.0393
Propane	83.9585	0.0651	3702.3180	0.0705	7.3070	0.0712
Propene	179.5185	0.1392	7554.2471	0.1439	14.5008	0.1414
M-Acetylene	192.9369	0.1496	7729.9797	0.1473	12.4569	0.1215
n-Butane	93.3246	0.0724	5424.3990	0.1033	9.3007	0.0907
1-Butene	9.3675	0.0073	525.5916	0.0100	0.8851	0.0086
1,3-Butadiene	121.3104	0.0941	6561.8953	0.1250	10.5881	0.1032
EAcetylene	105.2936	0.0817	5695.5183	0.1085	8.6389	0.0842
Hydrogen	0.6111	0.0005	1.2320	0.0000	0.0176	0.0002
CO	0.0076	0.0000	0.2127	0.0000	0.0003	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.1169	0.0001	9.1301	0.0002	0.0103	0.0001

1		Case Name: Proyecto final.hsc
2	 LEGENDS Burlington, MA USA	Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018
4		
5		Fluid Package: Basis-1
6	Material Stream: 22 (continued)	Property Package: Peng-Robinson
7		

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
13	n-Pentane	26.2190	0.0203	1891.7239	0.0360	3.0040	0.0293
14	n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9847	0.0001	0.0060	0.0001
15	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
16	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	H2S	0.5984	0.0005	20.3894	0.0004	0.0259	0.0003
18	Total	1289.3228	1.0000	52492.5887	1.0000	102.5632	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 0.0000

23	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
24	Methane	0.0000	0.2345	0.0000	0.2677	0.0000	0.2533
25	Ethane	0.0000	0.0698	0.0000	0.1493	0.0000	0.1190
26	Ethylene	0.0000	0.2113	0.0000	0.4219	0.0000	0.3119
27	Acetylene	0.0000	0.0260	0.0000	0.0481	0.0000	0.0327
28	Propane	0.0000	0.0035	0.0000	0.0109	0.0000	0.0061
29	Propene	0.0000	0.0088	0.0000	0.0265	0.0000	0.0144
30	M-Acetylene	0.0000	0.0024	0.0000	0.0067	0.0000	0.0031
31	n-Butane	0.0000	0.0004	0.0000	0.0015	0.0000	0.0007
32	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
33	13-Butadiene	0.0000	0.0004	0.0000	0.0016	0.0000	0.0008
34	EAcetylene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0006	0.0000	0.0002
35	Hydrogen	0.0000	0.4420	0.0000	0.0634	0.0000	0.2572
36	CO	0.0000	0.0006	0.0000	0.0012	0.0000	0.0004
37	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	H2S	0.0000	0.0002	0.0000	0.0004	0.0000	0.0001
45	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

49	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
50	Methane	17.4819	0.0136	280.4605	0.0053	0.9368	0.0091
51	Ethane	177.6160	0.1378	5340.8967	0.1017	15.0159	0.1464
52	Ethylene	216.3534	0.1678	6069.5341	0.1156	15.8380	0.1544
53	Acetylene	64.5623	0.0501	1681.0734	0.0320	4.0308	0.0393
54	Propane	83.9585	0.0651	3702.3180	0.0705	7.3070	0.0712
55	Propene	179.5185	0.1392	7554.2471	0.1439	14.5008	0.1414
56	M-Acetylene	192.9369	0.1496	7729.9797	0.1473	12.4569	0.1215
57	n-Butane	93.3246	0.0724	5424.3990	0.1033	9.3007	0.0907
58	1-Butene	9.3675	0.0073	525.5916	0.0100	0.8851	0.0086
59	13-Butadiene	121.3104	0.0941	6561.8953	0.1250	10.5881	0.1032
60	EAcetylene	105.2936	0.0817	5695.5183	0.1085	8.6389	0.0842
61	Hydrogen	0.6111	0.0005	1.2320	0.0000	0.0176	0.0002
62	CO	0.0076	0.0000	0.2127	0.0000	0.0003	0.0000
63	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Benzene	0.1169	0.0001	9.1301	0.0002	0.0103	0.0001
66	n-Pentane	26.2190	0.0203	1891.7239	0.0360	3.0040	0.0293
67	n-Hexane	0.0462	0.0000	3.9847	0.0001	0.0060	0.0001
68	Total						

Material Stream: 22 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.5984	0.0005	20.3894	0.0004	0.0259	0.0003
Total	1289.3228	1.0000	52492.5887	1.0000	102.5632	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-106	Separator: V-103	

Material Stream: 23

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Temperature: (C)	-81.56	-81.56	-81.56		
Pressure: (kPa)	300.0	300.0	300.0		
Molar Flow (kgmole/h)	1643	1643	0.0000		
Mass Flow (kg/h)	2.308e+004	2.308e+004	0.0000		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	81.48	81.48	0.0000		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.005e+004	-1.005e+004	1.713e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	141.6	141.6	53.87		
Heat Flow (kJ/h)	-1.650e+007	-1.650e+007	0.0000		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.878e+004 *	3.878e+004	0.0000		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	385.2070	0.2345	6179.8367	0.2677	20.6412	0.2533
Ethane	114.6458	0.0698	3447.3887	0.1493	9.6923	0.1190
Ethylene	347.1456	0.2113	9738.7531	0.4219	25.4126	0.3119
Acetylene	42.6753	0.0260	1111.1807	0.0481	2.6644	0.0327
Propane	5.6809	0.0035	250.5114	0.0109	0.4944	0.0061
Propene	14.5286	0.0088	611.3715	0.0265	1.1736	0.0144
M-Acetylene	3.8884	0.0024	155.7875	0.0067	0.2511	0.0031
n-Butane	0.5867	0.0004	34.0995	0.0015	0.0585	0.0007
1-Butene	0.0735	0.0000	4.1217	0.0002	0.0069	0.0001
13-Butadiene	0.7022	0.0004	37.9847	0.0016	0.0613	0.0008
EAcetylene	0.2444	0.0001	13.2194	0.0006	0.0201	0.0002
Hydrogen	726.1262	0.4420	1463.8704	0.0634	20.9546	0.2572
CO	0.9665	0.0006	27.0736	0.0012	0.0339	0.0004
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.2488	0.0002	8.4764	0.0004	0.0108	0.0001
Total	1642.7326	1.0000	23084.5990	1.0000	81.4769	1.0000



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018

Material Stream: 23 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	385.2070	0.2345	6179.8367	0.2677	20.6412	0.2533
Ethane	114.6458	0.0698	3447.3887	0.1493	9.6923	0.1190
Ethylene	347.1456	0.2113	9738.7531	0.4219	25.4126	0.3119
Acetylene	42.6753	0.0260	1111.1807	0.0481	2.6644	0.0327
Propane	5.6809	0.0035	250.5114	0.0109	0.4944	0.0061
Propene	14.5286	0.0088	611.3715	0.0265	1.1736	0.0144
M-Acetylene	3.8884	0.0024	155.7875	0.0067	0.2511	0.0031
n-Butane	0.5867	0.0004	34.0995	0.0015	0.0585	0.0007
1-Butene	0.0735	0.0000	4.1217	0.0002	0.0069	0.0001
13-Butadiene	0.7022	0.0004	37.9847	0.0016	0.0613	0.0008
EAcetylene	0.2444	0.0001	13.2194	0.0006	0.0201	0.0002
Hydrogen	726.1262	0.4420	1463.8704	0.0634	20.9546	0.2572
CO	0.9665	0.0006	27.0736	0.0012	0.0339	0.0004
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.2488	0.0002	8.4764	0.0004	0.0108	0.0001
Total	1642.7326	1.0000	23084.5990	1.0000	81.4769	1.0000


Liquid Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0136	0.0000	0.0053	0.0000	0.0091
Ethane	0.0000	0.1378	0.0000	0.1017	0.0000	0.1464
Ethylene	0.0000	0.1678	0.0000	0.1156	0.0000	0.1544
Acetylene	0.0000	0.0501	0.0000	0.0320	0.0000	0.0393
Propane	0.0000	0.0651	0.0000	0.0705	0.0000	0.0712
Propene	0.0000	0.1392	0.0000	0.1439	0.0000	0.1414
M-Acetylene	0.0000	0.1496	0.0000	0.1473	0.0000	0.1215
n-Butane	0.0000	0.0724	0.0000	0.1033	0.0000	0.0907
1-Butene	0.0000	0.0073	0.0000	0.0100	0.0000	0.0086
13-Butadiene	0.0000	0.0941	0.0000	0.1250	0.0000	0.1032
EAcetylene	0.0000	0.0817	0.0000	0.1085	0.0000	0.0842
Hydrogen	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
n-Pentane	0.0000	0.0203	0.0000	0.0360	0.0000	0.0293
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0005	0.0000	0.0004	0.0000	0.0003
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Expander: K-104	Separator: V-103	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA				Case Name: Proyecto final.hsc		
2					Unit Set: SI		
3					Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018		
4							
5	Material Stream: 24				Fluid Package: Basis-1		
6					Property Package: Peng-Robinson		
7	CONDITIONS						
8			Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
9							
10							
11	Vapour / Phase Fraction	0.0048		0.0048	0.9952		
12	Temperature: (C)	-74.70		-74.70	-74.70		
13	Pressure: (kPa)	200.0		200.0	200.0		
14	Molar Flow (kgmole/h)	1424		6.844	1417		
15	Mass Flow (kg/h)	5.998e+004		155.4	5.983e+004		
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	114.8		0.4406	114.3		
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.557e+004		-8038	1.568e+004		
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	55.10		164.7	54.57		
19	Heat Flow (kJ/h)	2.217e+007		-5.501e+004	2.223e+007		
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	115.9 *		161.0	115.4		
21							
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25							Vapour Fraction 0.0048
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	17.7508	0.0125	284.7746	0.0047	0.9512	0.0083
29	Ethane	179.6916	0.1262	5403.3080	0.0901	15.1914	0.1324
30	Ethylene	218.4714	0.1534	6128.9522	0.1022	15.9930	0.1393
31	Acetylene	65.2911	0.0458	1700.0499	0.0283	4.0763	0.0355
32	Propane	87.1571	0.0612	3843.3655	0.0641	7.5854	0.0661
33	Propene	185.4817	0.1302	7805.1800	0.1301	14.9824	0.1305
34	M-Acetylene	207.7236	0.1459	8322.4057	0.1387	13.4116	0.1168
35	n-Butane	112.1563	0.0788	6518.9742	0.1087	11.1775	0.0974
36	1-Butene	10.8243	0.0076	607.3257	0.0101	1.0228	0.0089
37	13-Butadiene	142.9277	0.1004	7731.2171	0.1289	12.4749	0.1087
38	EAcetylene	138.3856	0.0972	7485.5247	0.1248	11.3540	0.0989
39	Hydrogen	0.6423	0.0005	1.2949	0.0000	0.0185	0.0002
40	CO	0.0078	0.0000	0.2176	0.0000	0.0003	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Benzene	1.2713	0.0009	99.3000	0.0017	0.1126	0.0010
44	n-Pentane	55.4379	0.0389	3999.9004	0.0667	6.3518	0.0553
45	n-Hexane	0.3738	0.0003	32.2161	0.0005	0.0486	0.0004
46	n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.6068	0.0004	20.6789	0.0003	0.0262	0.0002
49	Total	1424.2026	1.0000	59984.8367	1.0000	114.7787	1.0000
50							
51	Vapour Phase						
52							Phase Fraction 4.805e-003
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Methane	2.2326	0.3262	35.8176	0.2304	0.1196	0.2715
55	Ethane	0.8972	0.1311	26.9796	0.1736	0.0759	0.1722
56	Ethylene	2.5823	0.3773	72.4441	0.4661	0.1890	0.4291
57	Acetylene	0.3348	0.0489	8.7178	0.0561	0.0209	0.0474
58	Propane	0.0504	0.0074	2.2208	0.0143	0.0044	0.0099
59	Propene	0.1272	0.0186	5.3510	0.0344	0.0103	0.0233
60	M-Acetylene	0.0385	0.0056	1.5421	0.0099	0.0025	0.0056
61	n-Butane	0.0066	0.0010	0.3847	0.0025	0.0007	0.0015
62	1-Butene	0.0008	0.0001	0.0453	0.0003	0.0001	0.0002
63	13-Butadiene	0.0081	0.0012	0.4370	0.0028	0.0007	0.0016
64	EAcetylene	0.0033	0.0005	0.1793	0.0012	0.0003	0.0006
65	Hydrogen	0.5561	0.0813	1.1212	0.0072	0.0160	0.0364
66	CO	0.0034	0.0005	0.0952	0.0006	0.0001	0.0003
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 23 of 24	



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:46:09 2018

Material Stream: 24 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 4.805e-003

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0003	0.0000	0.0213	0.0001	0.0000	0.0001
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0020	0.0003	0.0678	0.0004	0.0001	0.0002
Total	6.8436	1.0000	155.4248	1.0000	0.4406	1.0000


Liquid Phase


Phase Fraction 0.9952


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	15.5182	0.0109	248.9570	0.0042	0.8315	0.0073
Ethane	178.7944	0.1261	5376.3284	0.0899	15.1155	0.1322
Ethylene	215.8890	0.1523	6056.5081	0.1012	15.8040	0.1382
Acetylene	64.9563	0.0458	1691.3322	0.0283	4.0554	0.0355
Propane	87.1067	0.0615	3841.1447	0.0642	7.5810	0.0663
Propene	185.3545	0.1308	7799.8290	0.1304	14.9722	0.1309
M-Acetylene	207.6851	0.1465	8320.8636	0.1391	13.4092	0.1173
n-Butane	112.1497	0.0791	6518.5895	0.1090	11.1768	0.0978
1-Butene	10.8235	0.0076	607.2804	0.0102	1.0227	0.0089
13-Butadiene	142.9196	0.1008	7730.7801	0.1292	12.4742	0.1091
EAcetylene	138.3823	0.0976	7485.3454	0.1251	11.3537	0.0993
Hydrogen	0.0862	0.0001	0.1737	0.0000	0.0025	0.0000
CO	0.0044	0.0000	0.1224	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	1.2713	0.0009	99.2999	0.0017	0.1126	0.0010
n-Pentane	55.4376	0.0391	3999.8791	0.0669	6.3517	0.0556
n-Hexane	0.3738	0.0003	32.2161	0.0005	0.0486	0.0004
n-Heptane	0.0015	0.0000	0.1513	0.0000	0.0002	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.6049	0.0004	20.6111	0.0003	0.0261	0.0002
Total	1417.3589	1.0000	59829.4119	1.0000	114.3382	1.0000


UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: E-109	Mixer: MIX-106	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018				
4							
5			Fluid Package: Basis-3				
6	Material Stream: 23+		Property Package: Amine Pkg - KE				
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase				
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
10	Temperature: (C)	50.00	50.00				
11	Pressure: (kPa)	3925	3925				
12	Molar Flow (kgmole/h)	2397	2397				
13	Mass Flow (kg/h)	5.176e+004	5.176e+004				
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.4	144.4				
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.892e+004	1.892e+004				
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	179.8	179.8				
17	Heat Flow (kJ/h)	4.535e+007	4.535e+007				
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---				
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)			
22				MASS FRACTION			
23				LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)			
24				LIQUID VOLUME FRACTION			
25	Ethane	294.3374	0.1228	8850.6967	0.1710	24.8837	0.1723
26	Methane	402.9578	0.1681	6464.6113	0.1249	21.5923	0.1495
27	Propane	92.8380	0.0387	4093.8769	0.0791	8.0798	0.0560
28	Ethylene	565.6170	0.2360	15867.7053	0.3066	41.4056	0.2868
29	Hydrogen	726.7685	0.3032	1465.1653	0.0283	20.9731	0.1453
30	CO	0.9743	0.0004	27.2912	0.0005	0.0341	0.0002
31	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Butane	112.6076	0.0470	6545.2023	0.1265	11.2225	0.0777
35	Propene	200.0103	0.0834	8416.5515	0.1626	16.1560	0.1119
36	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
37	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2S	0.8556	0.0004	29.1554	0.0006	0.0370	0.0003
39	Total	2396.9791	1.0000	51761.1792	1.0000	144.3856	1.0000
40	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
41	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
42	Ethane	294.3374	0.1228	8850.6967	0.1710	24.8837	0.1723
43	Methane	402.9578	0.1681	6464.6113	0.1249	21.5923	0.1495
44	Propane	92.8380	0.0387	4093.8769	0.0791	8.0798	0.0560
45	Ethylene	565.6170	0.2360	15867.7053	0.3066	41.4056	0.2868
46	Hydrogen	726.7685	0.3032	1465.1653	0.0283	20.9731	0.1453
47	CO	0.9743	0.0004	27.2912	0.0005	0.0341	0.0002
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	n-Butane	112.6076	0.0470	6545.2023	0.1265	11.2225	0.0777
52	Propene	200.0103	0.0834	8416.5515	0.1626	16.1560	0.1119
53	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
54	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2S	0.8556	0.0004	29.1554	0.0006	0.0370	0.0003
56	Total	2396.9791	1.0000	51761.1792	1.0000	144.3856	1.0000
57	UNIT OPERATIONS						
58	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
59	Absorber:	T-102	Stream Cutter:	CUT-102			
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 1 of 11	

1				Case Name:	Proyecto final.hsc		
2		LEGENDS Burlington, MA USA					
3			Unit Set:	SI			
4			Date/Time:	Wed Nov 07 11:52:13 2018			
5				Fluid Package:		Basis-3	
6	Material Stream: MEA-2			Property Package: Amine Pkg - KE			
7							
8	CONDITIONS						
9		Overall		Aqueous Phase			
10	Vapour / Phase Fraction	0.0000		1.0000			
11	Temperature: (C)	50.00 *		50.00			
12	Pressure: (kPa)	3925 *		3925			
13	Molar Flow (kgmole/h)	200.0 *		200.0			
14	Mass Flow (kg/h)	4195		4195			
15	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	4.187		4.187			
16	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.822e+004		-2.822e+004			
17	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	83.94		83.94			
18	Heat Flow (kJ/h)	-5.644e+006		-5.644e+006			
19	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4.176 *		4.176			
20	COMPOSITION						
21	Overall Phase						Vapour Fraction 0.0000
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
24	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
25	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
26	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
27	Hydrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
28	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
30	H2O	186.2664 *	0.9313 *	3355.6079 *	0.8000 *	3.3624 *	0.8030 *
31	MEAmine	13.7336 *	0.0687 *	838.9020 *	0.2000 *	0.8249 *	0.1970 *
32	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
34	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	Total	200.0000	1.0000	4194.5098	1.0000	4.1873	1.0000
38	Aqueous Phase						Phase Fraction 1.000
39	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
40	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	H2O	186.2664	0.9313	3355.6079	0.8000	3.3624	0.8030
48	MEAmine	13.7336	0.0687	838.9020	0.2000	0.8249	0.1970
49	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Total	200.0000	1.0000	4194.5098	1.0000	4.1873	1.0000
55	UNIT OPERATIONS						
56	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
57	Absorber: T-102						
58							
59							
60							
61	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 2 of 11						
62	Licensed to: LEGENDS						* Specified by user.

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018				
4							
5							
6	Material Stream: 26		Fluid Package: Basis-3				
7			Property Package: Amine Pkg - KE				
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	47.88	47.88				
14	Pressure: (kPa)	3900	3900				
15	Molar Flow (kgmole/h)	2404	2404				
16	Mass Flow (kg/h)	5.187e+004	5.187e+004				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.5	144.5				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.880e+004	1.880e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	179.7	179.7				
20	Heat Flow (kJ/h)	4.518e+007	4.518e+007				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	---	---				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25				Vapour Fraction 1.0000			
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Ethane	294.3228	0.1224	8850.2561	0.1706	24.8824	0.1722
28	Methane	402.9351	0.1676	6464.2474	0.1246	21.5911	0.1494
29	Propane	92.8346	0.0386	4093.7286	0.0789	8.0795	0.0559
30	Ethylene	565.5332	0.2353	15865.3555	0.3059	41.3995	0.2865
31	Hydrogen	726.7333	0.3023	1465.0943	0.0282	20.9721	0.1452
32	CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2O	7.6795	0.0032	138.3461	0.0027	0.1386	0.0010
35	MEAmine	0.0306	0.0000	1.8672	0.0000	0.0018	0.0000
36	n-Butane	112.6074	0.0468	6545.1912	0.1262	11.2224	0.0777
37	Propene	199.9665	0.0832	8414.7124	0.1622	16.1525	0.1118
38	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
39	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
40	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
41	Total	2403.6317	1.0000	51867.0723	1.0000	144.4758	1.0000
42	Vapour Phase				Phase Fraction 1.000		
43							
44							
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Ethane	294.3228	0.1224	8850.2561	0.1706	24.8824	0.1722
47	Methane	402.9351	0.1676	6464.2474	0.1246	21.5911	0.1494
48	Propane	92.8346	0.0386	4093.7286	0.0789	8.0795	0.0559
49	Ethylene	565.5332	0.2353	15865.3555	0.3059	41.3995	0.2865
50	Hydrogen	726.7333	0.3023	1465.0943	0.0282	20.9721	0.1452
51	CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	7.6795	0.0032	138.3461	0.0027	0.1386	0.0010
54	MEAmine	0.0306	0.0000	1.8672	0.0000	0.0018	0.0000
55	n-Butane	112.6074	0.0468	6545.1912	0.1262	11.2224	0.0777
56	Propene	199.9665	0.0832	8414.7124	0.1622	16.1525	0.1118
57	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
58	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
59	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
60	Total	2403.6317	1.0000	51867.0723	1.0000	144.4758	1.0000
61	UNIT OPERATIONS						
62							
63	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
64	Stream Cutter:	CUT-101	Absorber:	T-102			
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 3 of 11	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018			
4							
5							
6	Material Stream: 27			Fluid Package: Basis-3			
7				Property Package: Amine Pkg - KE			
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Aqueous Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	47.35	47.35				
14	Pressure: (kPa)	3923	3923				
15	Molar Flow (kgmole/h)	193.3	193.3				
16	Mass Flow (kg/h)	4089	4089				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	4.097	4.097				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.831e+004	-2.831e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	83.70	83.70				
20	Heat Flow (kJ/h)	-5.474e+006	-5.474e+006				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4.042 *	4.042				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25					Vapour Fraction	0.0000	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Ethane	0.0147	0.0001	0.4406	0.0001	0.0012	0.0003
28	Methane	0.0227	0.0001	0.3640	0.0001	0.0012	0.0003
29	Propane	0.0034	0.0000	0.1482	0.0000	0.0003	0.0001
30	Ethylene	0.0838	0.0004	2.3498	0.0006	0.0061	0.0015
31	Hydrogen	0.0352	0.0002	0.0710	0.0000	0.0010	0.0002
32	CO	0.0000	0.0000	0.0012	0.0000	0.0000	0.0000
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2O	178.5869	0.9237	3217.2618	0.7869	3.2238	0.7868
35	MEAmine	13.7030	0.0709	837.0348	0.2047	0.8231	0.2009
36	n-Butane	0.0002	0.0000	0.0111	0.0000	0.0000	0.0000
37	Propene	0.0437	0.0002	1.8391	0.0004	0.0035	0.0009
38	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	H2S	0.8538	0.0044	29.0954	0.0071	0.0369	0.0090
41	Total	193.3474	1.0000	4088.6168	1.0000	4.0972	1.0000
42	Aqueous Phase					Phase Fraction	1.000
43							
44							
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Ethane	0.0147	0.0001	0.4406	0.0001	0.0012	0.0003
47	Methane	0.0227	0.0001	0.3640	0.0001	0.0012	0.0003
48	Propane	0.0034	0.0000	0.1482	0.0000	0.0003	0.0001
49	Ethylene	0.0838	0.0004	2.3498	0.0006	0.0061	0.0015
50	Hydrogen	0.0352	0.0002	0.0710	0.0000	0.0010	0.0002
51	CO	0.0000	0.0000	0.0012	0.0000	0.0000	0.0000
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	178.5869	0.9237	3217.2618	0.7869	3.2238	0.7868
54	MEAmine	13.7030	0.0709	837.0348	0.2047	0.8231	0.2009
55	n-Butane	0.0002	0.0000	0.0111	0.0000	0.0000	0.0000
56	Propene	0.0437	0.0002	1.8391	0.0004	0.0035	0.0009
57	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	H2S	0.8538	0.0044	29.0954	0.0071	0.0369	0.0090
60	Total	193.3474	1.0000	4088.6168	1.0000	4.0972	1.0000
61							
62	UNIT OPERATIONS						
63							
64	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
65			Absorber:		T-102		
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 4 of 11	

1		Case Name: Proyecto final.hsc
2	 LEGENDS Burlington, MA USA	Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018
4		

6	Material Stream: 26+	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	47.88	47.88
Pressure: (kPa)	3900	3900
Molar Flow (kgmole/h)	2404	2404
Mass Flow (kg/h)	5.187e+004	5.187e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.5	144.5
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.964e+004	-1.964e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	139.0	139.0
Heat Flow (kJ/h)	-4.722e+007	-4.722e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	5.659e+004 *	5.659e+004

COMPOSITION

Overall Phase				Vapour Fraction	1.0000
----------------------	--	--	--	-----------------	--------

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.9351	0.1676	6464.2474	0.1246	21.5911	0.1494
Ethane	294.3228	0.1225	8850.2561	0.1706	24.8824	0.1722
Ethylene	565.5332	0.2353	15865.3555	0.3059	41.3995	0.2866
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	92.8346	0.0386	4093.7286	0.0789	8.0795	0.0559
Propene	199.9665	0.0832	8414.7124	0.1622	16.1525	0.1118
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	112.6074	0.0468	6545.1912	0.1262	11.2224	0.0777
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	726.7333	0.3024	1465.0943	0.0282	20.9721	0.1452
CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	7.6795	0.0032	138.3461	0.0027	0.1386	0.0010
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
Total	2403.6012	1.0000	51865.2051	1.0000	144.4739	1.0000

Vapour Phase Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.9351	0.1676	6464.2474	0.1246	21.5911	0.1494
Ethane	294.3228	0.1225	8850.2561	0.1706	24.8824	0.1722
Ethylene	565.5332	0.2353	15865.3555	0.3059	41.3995	0.2866
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	92.8346	0.0386	4093.7286	0.0789	8.0795	0.0559
Propene	199.9665	0.0832	8414.7124	0.1622	16.1525	0.1118
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	112.6074	0.0468	6545.1912	0.1262	11.2224	0.0777
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	726.7333	0.3024	1465.0943	0.0282	20.9721	0.1452
CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	7.6795	0.0032	138.3461	0.0027	0.1386	0.0010



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018

Material Stream: 26+ (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
Total	2403.6012	1.0000	51865.2051	1.0000	144.4739	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO

PRODUCT FROM

LOGICAL CONNECTION

Cooler: E-111 Stream Cutter: CUT-101

Material Stream: 26.a

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.9972	0.9972	0.0028		
Temperature: (C)	-20.00 *	-20.00	-20.00		
Pressure: (kPa)	310.0 *	310.0	310.0		
Molar Flow (kgmole/h)	2404	2397	6.734		
Mass Flow (kg/h)	5.187e+004	5.174e+004	121.3		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.5	144.4	0.1216		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.183e+004	-2.107e+004	-2.897e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.2	151.5	40.95		
Heat Flow (kJ/h)	-5.246e+007	-5.051e+007	-1.951e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	5.659e+004 *	5.644e+004	0.1195		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.9972

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	402.9351	0.1676	6464.2474	0.1246	21.5911	0.1494
Ethane	294.3228	0.1225	8850.2561	0.1706	24.8824	0.1722
Ethylene	565.5332	0.2353	15865.3555	0.3059	41.3995	0.2866
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	92.8346	0.0386	4093.7286	0.0789	8.0795	0.0559
Propene	199.9665	0.0832	8414.7124	0.1622	16.1525	0.1118
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	112.6074	0.0468	6545.1912	0.1262	11.2224	0.0777
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	726.7333	0.3024	1465.0943	0.0282	20.9721	0.1452
CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	7.6795	0.0032	138.3461	0.0027	0.1386	0.0010
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000

Material Stream: 26.a (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued) Vapour Fraction 0.9972


12	Total	2403.6012	1.0000	51865.2051	1.0000	144.4739	1.0000
----	-------	-----------	--------	------------	--------	----------	--------

Vapour Phase Phase Fraction 0.9972

16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Methane	402.9351	0.1681	6464.2474	0.1249	21.5911	0.1496
19	Ethane	294.3228	0.1228	8850.2561	0.1710	24.8824	0.1724
20	Ethylene	565.5332	0.2359	15865.3555	0.3066	41.3995	0.2868
21	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Propane	92.8346	0.0387	4093.7286	0.0791	8.0795	0.0560
23	Propene	199.9665	0.0834	8414.7124	0.1626	16.1525	0.1119
24	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	n-Butane	112.6074	0.0470	6545.1912	0.1265	11.2224	0.0777
26	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Hydrogen	726.7333	0.3032	1465.0943	0.0283	20.9721	0.1453
30	CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
31	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2O	0.9453	0.0004	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
33	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
35	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
39	Total	2396.8670	1.0000	51743.8886	1.0000	144.3524	1.0000

Aqueous Phase Phase Fraction 2.802e-003

42	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
44	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	H2O	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216	1.0000
59	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Total	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216	1.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018			
4				Fluid Package: Basis-1			
5				Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: 26.a (continued)						
7	UNIT OPERATIONS						
8	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
9	Separator: T-103		Cooler: E-111				
10	Material Stream: 29			Fluid Package: Basis-1			
11				Property Package: Peng-Robinson			
12	CONDITIONS						
13		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
14	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
15	Temperature: (C)	-20.00	-20.00	-20.00			
16	Pressure: (kPa)	310.0	310.0	310.0			
17	Molar Flow (kgmole/h)	2397	2397	0.0000			
18	Mass Flow (kg/h)	5.174e+004	5.174e+004	0.0000			
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.4	144.4	0.0000			
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.107e+004	-2.107e+004	-2.897e+005			
21	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	151.5	151.5	40.95			
22	Heat Flow (kJ/h)	-5.051e+007	-5.051e+007	0.0000			
23	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	5.644e+004 *	5.644e+004	0.0000			
24	COMPOSITION						
25	Overall Phase				Vapour Fraction	1.0000	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Methane	402.9351	0.1681	6464.2474	0.1249	21.5911	0.1496
28	Ethane	294.3228	0.1228	8850.2561	0.1710	24.8824	0.1724
29	Ethylene	565.5332	0.2359	15865.3555	0.3066	41.3995	0.2868
30	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Propane	92.8346	0.0387	4093.7286	0.0791	8.0795	0.0560
32	Propene	199.9665	0.0834	8414.7124	0.1626	16.1525	0.1119
33	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Butane	112.6074	0.0470	6545.1912	0.1265	11.2224	0.0777
35	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Hydrogen	726.7333	0.3032	1465.0943	0.0283	20.9721	0.1453
39	CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
40	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	H2O	0.9453	0.0004	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
42	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
44	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
48	Total	2396.8670	1.0000	51743.8886	1.0000	144.3524	1.0000
49	Vapour Phase				Phase Fraction	1.000	
50	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51	Methane	402.9351	0.1681	6464.2474	0.1249	21.5911	0.1496
52	Ethane	294.3228	0.1228	8850.2561	0.1710	24.8824	0.1724
53	Ethylene	565.5332	0.2359	15865.3555	0.3066	41.3995	0.2868
54	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Propane	92.8346	0.0387	4093.7286	0.0791	8.0795	0.0560
56	Propene	199.9665	0.0834	8414.7124	0.1626	16.1525	0.1119
57	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Butane	112.6074	0.0470	6545.1912	0.1265	11.2224	0.0777

Material Stream: 29 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15 1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16 13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17 EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18 Hydrogen	726.7333	0.3032	1465.0943	0.0283	20.9721	0.1453
19 CO	0.9743	0.0004	27.2901	0.0005	0.0341	0.0002
20 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 H2O	0.9453	0.0004	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
22 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23 n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
24 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
25 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27 H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
28 Total	2396.8670	1.0000	51743.8886	1.0000	144.3524	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
33 Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34 Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35 Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36 Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37 Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38 Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39 M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40 n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41 1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42 13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43 EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44 Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45 CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47 H2O	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
48 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49 n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53 H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54 Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-109	Separator: T-103	


Material Stream: 28


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	-20.00	-20.00	-20.00
Pressure: (kPa)	310.0	310.0	310.0
Molar Flow (kgmole/h)	6.734	0.0000	6.734


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018		
4						
5	Material Stream: 28 (continued)			Fluid Package: Basis-1		
6				Property Package: Peng-Robinson		
7	CONDITIONS					
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
9	Mass Flow (kg/h)	121.3	0.0000	121.3		
10	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.1216	0.0000	0.1216		
11	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.897e+005	-2.107e+004	-2.897e+005		
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	40.95	151.5	40.95		
13	Heat Flow (kJ/h)	-1.951e+006	0.0000	-1.951e+006		
14	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.1195 *	0.0000	0.1195		
15	COMPOSITION					
16	Overall Phase					
17						Vapour Fraction 0.0000
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
19						LIQUID VOLUME FRACTION
20	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2O	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216
35	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Total	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216
42	Vapour Phase					
43						Phase Fraction 0.0000
44	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
45						LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	0.0000	0.1681	0.0000	0.1249	0.0000
47	Ethane	0.0000	0.1228	0.0000	0.1710	0.0000
48	Ethylene	0.0000	0.2359	0.0000	0.3066	0.0000
49	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Propane	0.0000	0.0387	0.0000	0.0791	0.0000
51	Propene	0.0000	0.0834	0.0000	0.1626	0.0000
52	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Butane	0.0000	0.0470	0.0000	0.1265	0.0000
54	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Hydrogen	0.0000	0.3032	0.0000	0.0283	0.0000
58	CO	0.0000	0.0004	0.0000	0.0005	0.0000
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0004	0.0000	0.0003	0.0000
61	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Aspen Technology Inc.					
66	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)					
67	Page 10 of 11					


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:52:13 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 28 (continued)			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	COMPOSITION						
9	Vapour Phase (continued)						
10						Phase Fraction	0.0000
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	15	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	16	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	17	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
15	Aqueous Phase						
16						Phase Fraction	1.000
17	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	22	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	23	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	24	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	25	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	26	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	27	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	28	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	29	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	30	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	31	1,3-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	32	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	33	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	34	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	36	H2O	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216
33	37	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	38	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	39	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	40	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	41	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	42	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	43	Total	6.7342	1.0000	121.3165	1.0000	0.1216
40	UNIT OPERATIONS						
41	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
42			Separator:		T-103		
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 11 of 11		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018				
4							
5			Fluid Package: Basis-1				
6	Material Stream: 29.1		Property Package: Peng-Robinson				
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
9	Vapour / Phase Fraction	0.8824	0.8824	0.1173	0.0003		
10	Temperature: (C)	-38.13	-38.13	-38.13	-38.13		
11	Pressure: (kPa)	300.0	300.0	300.0	300.0		
12	Molar Flow (kgmole/h)	2979	2628	349.5	0.7488		
13	Mass Flow (kg/h)	7.341e+004	5.690e+004	1.650e+004	13.49		
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	184.2	155.4	28.78	1.352e-002		
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	4469	1845	2.484e+004	-2.911e+005		
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	139.1	151.6	45.33	35.10		
17	Heat Flow (kJ/h)	1.331e+007	4.850e+006	8.680e+006	-2.180e+005		
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.003e+004 *	6.188e+004	29.05	1.329e-002		
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase		Vapour Fraction			0.8824	
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
22						LIQUID VOLUME FRACTION	
23	Methane	502.2692	0.1686	8057.8551	0.1098	26.9139	
24	Ethane	294.3228	0.0988	8850.2561	0.1206	24.8824	
25	Ethylene	565.5332	0.1899	15865.3555	0.2161	41.3995	
26	Acetylene	107.9665	0.0362	2811.2307	0.0383	6.7407	
27	Propane	92.8346	0.0312	4093.7286	0.0558	8.0795	
28	Propene	199.9665	0.0671	8414.7124	0.1146	16.1525	
29	M-Acetylene	211.6120	0.0710	8478.1932	0.1155	13.6627	
30	n-Butane	112.6074	0.0378	6545.1912	0.0892	11.2224	
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	13-Butadiene	143.5926	0.0482	7767.1845	0.1058	12.5329	
33	EAcetylene	18.7077	0.0063	1011.9330	0.0138	1.5349	
34	Hydrogen	727.3008	0.2442	1466.2385	0.0200	20.9885	
35	CO	1.0163	0.0003	28.4677	0.0004	0.0356	
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
37	H2O	0.9453	0.0003	17.0296	0.0002	0.0171	
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	
39	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	
44	Total	2978.6895	1.0000	73408.3598	1.0000	184.1642	
45	Vapour Phase		Phase Fraction			0.8824	
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
47						LIQUID VOLUME FRACTION	
48	Methane	500.4293	0.1904	8028.3369	0.1411	26.8153	
49	Ethane	280.2104	0.1066	8425.8981	0.1481	23.6893	
50	Ethylene	552.7670	0.2103	15507.2157	0.2726	40.4649	
51	Acetylene	103.0314	0.0392	2682.7324	0.0472	6.4326	
52	Propane	73.8044	0.0281	3254.5512	0.0572	6.4233	
53	Propene	162.1233	0.0617	6822.2477	0.1199	13.0957	
54	M-Acetylene	128.5244	0.0489	5149.3049	0.0905	8.2982	
55	n-Butane	40.2073	0.0153	2337.0084	0.0411	4.0071	
56	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	13-Butadiene	54.4488	0.0207	2945.2337	0.0518	4.7523	
58	EAcetylene	4.5287	0.0017	244.9665	0.0043	0.3716	
59	Hydrogen	727.1665	0.2767	1465.9677	0.0258	20.9846	
60	CO	1.0154	0.0004	28.4422	0.0005	0.0356	
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	H2O	0.1932	0.0001	3.4797	0.0001	0.0035	
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 1 of 17	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018				
4								
5	Material Stream: 29.1 (continued)			Fluid Package: Basis-1				
6				Property Package: Peng-Robinson				
7	COMPOSITION							
8	Vapour Phase (continued)							
9							Phase Fraction 0.8824	
10								
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
12		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
13	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	n-Pentane	0.0011	0.0000	0.0770	0.0000	0.0001	0.0000	
15	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	H2S	0.0016	0.0000	0.0559	0.0000	0.0001	0.0000	
19	Total	2628.4528	1.0000	56895.5180	1.0000	155.3741	1.0000	
20	Liquid Phase							
21							Phase Fraction 0.1173	
22								
23	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
24		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
25	Methane	1.8400	0.0053	29.5182	0.0018	0.0986	0.0034	
26	Ethane	14.1124	0.0404	424.3580	0.0257	1.1931	0.0415	
27	Ethylene	12.7662	0.0365	358.1398	0.0217	0.9345	0.0325	
28	Acetylene	4.9350	0.0141	128.4982	0.0078	0.3081	0.0107	
29	Propane	19.0303	0.0545	839.1774	0.0509	1.6562	0.0576	
30	Propene	37.8432	0.1083	1592.4647	0.0965	3.0568	0.1062	
31	M-Acetylene	83.0876	0.2377	3328.8883	0.2018	5.3645	0.1864	
32	n-Butane	72.4001	0.2072	4208.1827	0.2551	7.2154	0.2507	
33	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	13-Butadiene	89.1438	0.2551	4821.9507	0.2923	7.7806	0.2704	
35	EAcetylene	14.1790	0.0406	766.9665	0.0465	1.1633	0.0404	
36	Hydrogen	0.1343	0.0004	0.2708	0.0000	0.0039	0.0001	
37	CO	0.0009	0.0000	0.0256	0.0000	0.0000	0.0000	
38	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
39	H2O	0.0034	0.0000	0.0606	0.0000	0.0001	0.0000	
40	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
41	n-Pentane	0.0117	0.0000	0.8461	0.0001	0.0013	0.0000	
42	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
43	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
44	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	H2S	0.0001	0.0000	0.0041	0.0000	0.0000	0.0000	
46	Total	349.4880	1.0000	16499.3525	1.0000	28.7765	1.0000	
47	Aqueous Phase							
48							Phase Fraction 2.514e-004	
49								
50	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
51		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
52	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66	H2O	0.7488	1.0000	13.4893	1.0000	0.0135	1.0000	
67	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 2 of 17	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5							
6	Material Stream: 29.1 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION						
9	Aqueous Phase (continued)					Phase Fraction 2.514e-004	
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Total	0.7488	1.0000	13.4893	1.0000	0.0135	1.0000
17	UNIT OPERATIONS						
18	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
19	Cooler:	E-112	Mixer:	MIX-109			
20	Material Stream: 29.a			Fluid Package: Basis-1			
21				Property Package: Peng-Robinson			
22	CONDITIONS						
23		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
24	Vapour / Phase Fraction	0.3581	0.3581	0.6416	0.0003		
25	Temperature: (C)	-140.0 *	-140.0	-140.0	-140.0		
26	Pressure: (kPa)	200.0 *	200.0	200.0	200.0		
27	Molar Flow (kgmole/h)	2979	1067	1911	0.9453		
28	Mass Flow (kg/h)	7.341e+004	7120	6.627e+004	17.03		
29	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	184.2	39.49	144.7	1.706e-002		
30	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8558	-2.716e+004	1968	-2.996e+005		
31	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	70.99	118.0	44.80	-12.05		
32	Heat Flow (kJ/h)	-2.549e+007	-2.897e+007	3.760e+006	-2.832e+005		
33	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7.003e+004 *	2.522e+004	151.2	1.678e-002		
34	COMPOSITION						
35	Overall Phase						Vapour Fraction 0.3581
36	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
37	Methane	502.2692	0.1686	8057.8551	0.1098	26.9139	0.1461
38	Ethane	294.3228	0.0988	8850.2561	0.1206	24.8824	0.1351
39	Ethylene	565.5332	0.1899	15865.3555	0.2161	41.3995	0.2248
40	Acetylene	107.9665	0.0362	2811.2307	0.0383	6.7407	0.0366
41	Propane	92.8346	0.0312	4093.7286	0.0558	8.0795	0.0439
42	Propene	199.9665	0.0671	8414.7124	0.1146	16.1525	0.0877
43	M-Acetylene	211.6120	0.0710	8478.1932	0.1155	13.6627	0.0742
44	n-Butane	112.6074	0.0378	6545.1912	0.0892	11.2224	0.0609
45	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	13-Butadiene	143.5926	0.0482	7767.1845	0.1058	12.5329	0.0681
47	EAcetylene	18.7077	0.0063	1011.9330	0.0138	1.5349	0.0083
48	Hydrogen	727.3008	0.2442	1466.2385	0.0200	20.9885	0.1140
49	CO	1.0163	0.0003	28.4677	0.0004	0.0356	0.0002
50	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	H2O	0.9453	0.0003	17.0296	0.0002	0.0171	0.0001
52	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
54	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	H2S	0.0018	0.0000	0.0600	0.0000	0.0001	0.0000
58	Total	2978.6895	1.0000	73408.3598	1.0000	184.1642	1.0000
59							
60	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 3 of 17	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018				
4						Fluid Package: Basis-1		
5						Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: 29.a (continued)							
7	COMPOSITION							
8	Vapour Phase						Phase Fraction 0.3581	
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
10	Methane	323.2908	0.3031	5186.5220	0.7284	17.3234	0.4387	
11	Ethane	1.6315	0.0015	49.0604	0.0069	0.1379	0.0035	
12	Ethylene	13.4268	0.0126	376.6716	0.0529	0.9829	0.0249	
13	Acetylene	0.5131	0.0005	13.3605	0.0019	0.0320	0.0008	
14	Propane	0.0122	0.0000	0.5369	0.0001	0.0011	0.0000	
15	Propene	0.0372	0.0000	1.5664	0.0002	0.0030	0.0001	
16	M-Acetylene	0.0031	0.0000	0.1243	0.0000	0.0002	0.0000	
17	n-Butane	0.0005	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0000	
18	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	13-Butadiene	0.0004	0.0000	0.0190	0.0000	0.0000	0.0000	
20	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Hydrogen	726.7400	0.6813	1465.1078	0.2058	20.9723	0.5311	
22	CO	0.9731	0.0009	27.2574	0.0038	0.0341	0.0009	
23	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	H2S	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Total	1066.6286	1.0000	7120.2552	1.0000	39.4870	1.0000	
32	Liquid Phase						Phase Fraction 0.6416	
33	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
34	Methane	178.9784	0.0937	2871.3331	0.0433	9.5905	0.0663	
35	Ethane	292.6912	0.1532	8801.1958	0.1328	24.7445	0.1711	
36	Ethylene	552.1064	0.2889	15488.6839	0.2337	40.4166	0.2794	
37	Acetylene	107.4533	0.0562	2797.8702	0.0422	6.7087	0.0464	
38	Propane	92.8225	0.0486	4093.1917	0.0618	8.0785	0.0558	
39	Propene	199.9293	0.1046	8413.1460	0.1270	16.1495	0.1116	
40	M-Acetylene	211.6089	0.1107	8478.0689	0.1279	13.6625	0.0944	
41	n-Butane	112.6069	0.0589	6545.1629	0.0988	11.2224	0.0776	
42	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	13-Butadiene	143.5923	0.0751	7767.1654	0.1172	12.5329	0.0866	
44	EAcetylene	18.7077	0.0098	1011.9325	0.0153	1.5349	0.0106	
45	Hydrogen	0.5609	0.0003	1.1307	0.0000	0.0162	0.0001	
46	CO	0.0432	0.0000	1.2104	0.0000	0.0015	0.0000	
47	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
50	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000	
51	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
52	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	H2S	0.0018	0.0000	0.0597	0.0000	0.0001	0.0000	
55	Total	1911.1156	1.0000	66271.0749	1.0000	144.6601	1.0000	
56	Aqueous Phase						Phase Fraction 3.174e-004	
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
58	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018
4		
5		

Material Stream: 29.a (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 3.174e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.9453	1.0000	17.0296	1.0000	0.0171	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.9453	1.0000	17.0297	1.0000	0.0171	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Separator: T-104.a	Cooler: E-112	

Material Stream: H2,CH4,CO

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature: (C)	-140.0	-140.0	-140.0	-140.0
Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0	200.0
Molar Flow (kgmole/h)	1067	1067	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	7120	7120	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	39.49	39.49	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.716e+004	-2.716e+004	1968	-2.996e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	118.0	118.0	44.80	-12.05
Heat Flow (kJ/h)	-2.897e+007	-2.897e+007	0.0000	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.522e+004 *	2.522e+004	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	323.2908	0.3031	5186.5220	0.7284	17.3234	0.4387
Ethane	1.6315	0.0015	49.0604	0.0069	0.1379	0.0035
Ethylene	13.4268	0.0126	376.6716	0.0529	0.9829	0.0249
Acetylene	0.5131	0.0005	13.3605	0.0019	0.0320	0.0008
Propane	0.0122	0.0000	0.5369	0.0001	0.0011	0.0000
Propene	0.0372	0.0000	1.5664	0.0002	0.0030	0.0001
M-Acetylene	0.0031	0.0000	0.1243	0.0000	0.0002	0.0000
n-Butane	0.0005	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0000



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018

Material Stream: H2,CH4,CO (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0004	0.0000	0.0190	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	726.7400	0.6813	1465.1078	0.2058	20.9723	0.5311
CO	0.9731	0.0009	27.2574	0.0038	0.0341	0.0009
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1066.6286	1.0000	7120.2552	1.0000	39.4870	1.0000

Vapour Phase


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	323.2908	0.3031	5186.5220	0.7284	17.3234	0.4387
Ethane	1.6315	0.0015	49.0604	0.0069	0.1379	0.0035
Ethylene	13.4268	0.0126	376.6716	0.0529	0.9829	0.0249
Acetylene	0.5131	0.0005	13.3605	0.0019	0.0320	0.0008
Propane	0.0122	0.0000	0.5369	0.0001	0.0011	0.0000
Propene	0.0372	0.0000	1.5664	0.0002	0.0030	0.0001
M-Acetylene	0.0031	0.0000	0.1243	0.0000	0.0002	0.0000
n-Butane	0.0005	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0004	0.0000	0.0190	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	726.7400	0.6813	1465.1078	0.2058	20.9723	0.5311
CO	0.9731	0.0009	27.2574	0.0038	0.0341	0.0009
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1066.6286	1.0000	7120.2552	1.0000	39.4870	1.0000


Liquid Phase


Phase Fraction 0.0000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0937	0.0000	0.0433	0.0000	0.0663
Ethane	0.0000	0.1532	0.0000	0.1328	0.0000	0.1711
Ethylene	0.0000	0.2889	0.0000	0.2337	0.0000	0.2794
Acetylene	0.0000	0.0562	0.0000	0.0422	0.0000	0.0464
Propane	0.0000	0.0486	0.0000	0.0618	0.0000	0.0558
Propene	0.0000	0.1046	0.0000	0.1270	0.0000	0.1116
M-Acetylene	0.0000	0.1107	0.0000	0.1279	0.0000	0.0944
n-Butane	0.0000	0.0589	0.0000	0.0988	0.0000	0.0776
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0751	0.0000	0.1172	0.0000	0.0866


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5	Material Stream: H2,CH4,CO (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Liquid Phase (continued)						
9							Phase Fraction 0.0000
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	EAcetylene	0.0000	0.0098	0.0000	0.0153	0.0000	0.0106
13	Hydrogen	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
14	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
24	Aqueous Phase						
25							Phase Fraction 0.0000
26							
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
50	UNIT OPERATIONS						
51	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
52			Separator:		T-104.a		
53	Material Stream: 30			Fluid Package: Basis-1			
54				Property Package: Peng-Robinson			
55	CONDITIONS						
56		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
57	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	0.9995	0.0005		
58	Temperature: (C)	-140.0	-140.0	-140.0	-140.0		
59	Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0	200.0		
60	Molar Flow (kgmole/h)	1912	0.0000	1911	0.9453		
61	Mass Flow (kg/h)	6.629e+004	0.0000	6.627e+004	17.03		
62	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.7	0.0000	144.7	1.706e-002		
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 7 of 17	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5							
6	Material Stream: 30 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8	CONDITIONS						
9		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
10	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1818	-2.716e+004	1968	-2.996e+005		
11	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	44.77	118.0	44.80	-12.05		
12	Heat Flow (kJ/h)	3.477e+006	0.0000	3.760e+006	-2.832e+005		
13	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	151.2 *	0.0000	151.2	1.678e-002		
14	COMPOSITION						
15	Overall Phase						
16				Vapour Fraction	0.0000		
17	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Methane	178.9784	0.0936	2871.3331	0.0433	9.5905	0.0663
19	Ethane	292.6912	0.1531	8801.1958	0.1328	24.7445	0.1710
20	Ethylene	552.1064	0.2887	15488.6839	0.2337	40.4166	0.2794
21	Acetylene	107.4533	0.0562	2797.8702	0.0422	6.7087	0.0464
22	Propane	92.8225	0.0485	4093.1917	0.0617	8.0785	0.0558
23	Propene	199.9293	0.1046	8413.1460	0.1269	16.1495	0.1116
24	M-Acetylene	211.6089	0.1107	8478.0689	0.1279	13.6625	0.0944
25	n-Butane	112.6069	0.0589	6545.1629	0.0987	11.2224	0.0776
26	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	13-Butadiene	143.5923	0.0751	7767.1654	0.1172	12.5329	0.0866
28	EAcetylene	18.7077	0.0098	1011.9325	0.0153	1.5349	0.0106
29	Hydrogen	0.5609	0.0003	1.1307	0.0000	0.0162	0.0001
30	CO	0.0432	0.0000	1.2104	0.0000	0.0015	0.0000
31	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2O	0.9453	0.0005	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
33	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
35	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2S	0.0018	0.0000	0.0598	0.0000	0.0001	0.0000
39	Total	1912.0609	1.0000	66288.1045	1.0000	144.6771	1.0000
40	Vapour Phase						
41					Phase Fraction	0.0000	
42	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
43	Methane	0.0000	0.3031	0.0000	0.7284	0.0000	0.4387
44	Ethane	0.0000	0.0015	0.0000	0.0069	0.0000	0.0035
45	Ethylene	0.0000	0.0126	0.0000	0.0529	0.0000	0.0249
46	Acetylene	0.0000	0.0005	0.0000	0.0019	0.0000	0.0008
47	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
48	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
49	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Hydrogen	0.0000	0.6813	0.0000	0.2058	0.0000	0.5311
55	CO	0.0000	0.0009	0.0000	0.0038	0.0000	0.0009
56	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5	Material Stream: 30 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase (continued)						
9							Phase Fraction 0.0000
10	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
11	Liquid Phase						
12							Phase Fraction 0.9995
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14	Methane	178.9784	0.0937	2871.3331	0.0433	9.5905	0.0663
15	Ethane	292.6912	0.1532	8801.1958	0.1328	24.7445	0.1711
16	Ethylene	552.1064	0.2889	15488.6839	0.2337	40.4166	0.2794
17	Acetylene	107.4533	0.0562	2797.8702	0.0422	6.7087	0.0464
18	Propane	92.8225	0.0486	4093.1917	0.0618	8.0785	0.0558
19	Propene	199.9293	0.1046	8413.1460	0.1270	16.1495	0.1116
20	M-Acetylene	211.6089	0.1107	8478.0689	0.1279	13.6625	0.0944
21	n-Butane	112.6069	0.0589	6545.1629	0.0988	11.2224	0.0776
22	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	13-Butadiene	143.5923	0.0751	7767.1654	0.1172	12.5329	0.0866
24	EAcetylene	18.7077	0.0098	1011.9325	0.0153	1.5349	0.0106
25	Hydrogen	0.5609	0.0003	1.1307	0.0000	0.0162	0.0001
26	CO	0.0432	0.0000	1.2104	0.0000	0.0015	0.0000
27	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
31	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
32	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	H2S	0.0018	0.0000	0.0597	0.0000	0.0001	0.0000
35	Total	1911.1156	1.0000	66271.0749	1.0000	144.6601	1.0000
36	Aqueous Phase						
37							Phase Fraction 4.944e-004
38	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
39	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	H2O	0.9453	1.0000	17.0296	1.0000	0.0171	1.0000
54	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	H2S	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
60	Total	0.9453	1.0000	17.0297	1.0000	0.0171	1.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018				
4							
5			Fluid Package: Basis-1				
6	Material Stream: 30 (continued)		Property Package: Peng-Robinson				
7	UNIT OPERATIONS						
8	FEED TO		PRODUCT FROM				
9	Heater: E-113		Separator: T-104.a				
10	LOGICAL CONNECTION						
11			Fluid Package: Basis-1				
12	Material Stream: 30.b		Property Package: Peng-Robinson				
13	CONDITIONS						
14		Overall	Vapour Phase				
15	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
16	Temperature: (C)	300.0 *	300.0				
17	Pressure: (kPa)	3500 *	3500				
18	Molar Flow (kgmole/h)	1912	1912				
19	Mass Flow (kg/h)	6.629e+004	6.629e+004				
20	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	144.7	144.7				
21	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	4.700e+004	4.700e+004				
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	190.5	190.5				
23	Heat Flow (kJ/h)	8.986e+007	8.986e+007				
24	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	151.2 *	151.2				
25	COMPOSITION						
26	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	Methane	178.9784	0.0936	2871.3331	0.0433	9.5905	0.0663
29	Ethane	292.6912	0.1531	8801.1958	0.1328	24.7445	0.1710
30	Ethylene	552.1064	0.2887	15488.6839	0.2337	40.4166	0.2794
31	Acetylene	107.4533	0.0562	2797.8702	0.0422	6.7087	0.0464
32	Propane	92.8225	0.0485	4093.1917	0.0617	8.0785	0.0558
33	Propene	199.9293	0.1046	8413.1460	0.1269	16.1495	0.1116
34	M-Acetylene	211.6089	0.1107	8478.0689	0.1279	13.6625	0.0944
35	n-Butane	112.6069	0.0589	6545.1629	0.0987	11.2224	0.0776
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	143.5923	0.0751	7767.1654	0.1172	12.5329	0.0866
38	EAcetylene	18.7077	0.0098	1011.9325	0.0153	1.5349	0.0106
39	Hydrogen	0.5609	0.0003	1.1307	0.0000	0.0162	0.0001
40	CO	0.0432	0.0000	1.2104	0.0000	0.0015	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.9453	0.0005	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0018	0.0000	0.0598	0.0000	0.0001	0.0000
49	Total	1912.0609	1.0000	66288.1045	1.0000	144.6771	1.0000
50	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
51	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
52	Methane	178.9784	0.0936	2871.3331	0.0433	9.5905	0.0663
53	Ethane	292.6912	0.1531	8801.1958	0.1328	24.7445	0.1710
54	Ethylene	552.1064	0.2887	15488.6839	0.2337	40.4166	0.2794
55	Acetylene	107.4533	0.0562	2797.8702	0.0422	6.7087	0.0464
56	Propane	92.8225	0.0485	4093.1917	0.0617	8.0785	0.0558
57	Propene	199.9293	0.1046	8413.1460	0.1269	16.1495	0.1116
58	M-Acetylene	211.6089	0.1107	8478.0689	0.1279	13.6625	0.0944
59	n-Butane	112.6069	0.0589	6545.1629	0.0987	11.2224	0.0776

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5	Material Stream: 30.b (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase (continued)						
9						Phase Fraction 1.000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	13-Butadiene	143.5923	0.0751	7767.1654	0.1172	12.5329	0.0866
13	EAcetylene	18.7077	0.0098	1011.9325	0.0153	1.5349	0.0106
14	Hydrogen	0.5609	0.0003	1.1307	0.0000	0.0162	0.0001
15	CO	0.0432	0.0000	1.2104	0.0000	0.0015	0.0000
16	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	H2O	0.9453	0.0005	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
18	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
19	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
20	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	H2S	0.0018	0.0000	0.0598	0.0000	0.0001	0.0000
24	Total	1912.0609	1.0000	66288.1045	1.0000	144.6771	1.0000
25	UNIT OPERATIONS						
26	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
27	Refluxed Absorber:	T-104	Heater:	E-113			
28	Material Stream: 32			Fluid Package: Basis-1			
29				Property Package: Peng-Robinson			
30	CONDITIONS						
31		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
32	Vapour / Phase Fraction	0.0003	0.0003	0.9996	0.0001		
33	Temperature: (C)	20.16	20.16	20.16	20.16		
34	Pressure: (kPa)	3500	3500	3500	3500		
35	Molar Flow (kgmole/h)	1812	0.4988	1811	0.2274		
36	Mass Flow (kg/h)	6.469e+004	14.27	6.467e+004	4.096		
37	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	139.3	3.591e-002	139.3	4.105e-003		
38	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.011e+004	1.665e+004	2.015e+004	-2.865e+005		
39	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	104.2	149.6	104.2	52.39		
40	Heat Flow (kJ/h)	3.644e+007	8304	3.650e+007	-6.516e+004		
41	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	142.1 *	10.36	142.1	4.037e-003		
42	COMPOSITION						
43	Overall Phase					Vapour Fraction 0.0003	
44	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
45	Methane	79.5531	0.0439	1276.2629	0.0197	4.2628	0.0306
46	Ethane	292.6912	0.1615	8801.1958	0.1361	24.7445	0.1776
47	Ethylene	552.1064	0.3047	15488.6839	0.2394	40.4166	0.2901
48	Acetylene	107.4533	0.0593	2797.8702	0.0432	6.7087	0.0481
49	Propane	92.8225	0.0512	4093.1917	0.0633	8.0785	0.0580
50	Propene	199.9293	0.1103	8413.1460	0.1301	16.1495	0.1159
51	M-Acetylene	211.6089	0.1168	8478.0689	0.1311	13.6625	0.0981
52	n-Butane	112.6069	0.0621	6545.1629	0.1012	11.2224	0.0805
53	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	13-Butadiene	143.5923	0.0792	7767.1654	0.1201	12.5329	0.0899
55	EAcetylene	18.7077	0.0103	1011.9325	0.0156	1.5349	0.0110
56	Hydrogen	0.0119	0.0000	0.0240	0.0000	0.0003	0.0000
57	CO	0.0019	0.0000	0.0525	0.0000	0.0001	0.0000
58	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA				Case Name: Proyecto final.hsc		
2					Unit Set: SI		
3					Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018		
4					Fluid Package: Basis-1		
5					Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: 32 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 0.0003
9							
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	H2O	0.9453	0.0005	17.0296	0.0003	0.0171	0.0001
13	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
14	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
15	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
16	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	H2S	0.0018	0.0000	0.0598	0.0000	0.0001	0.0000
19	Total	1812.0453	1.0000	64690.7697	1.0000	139.3322	1.0000
20	Vapour Phase						Phase Fraction 2.753e-004
21							
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	0.0824	0.1652	1.3220	0.0926	0.0044	0.1230
24	Ethane	0.0847	0.1697	2.5458	0.1783	0.0072	0.1993
25	Ethylene	0.2238	0.4487	6.2790	0.4399	0.0164	0.4563
26	Acetylene	0.0362	0.0726	0.9425	0.0660	0.0023	0.0629
27	Propane	0.0114	0.0228	0.5015	0.0351	0.0010	0.0276
28	Propene	0.0269	0.0538	1.1303	0.0792	0.0022	0.0604
29	M-Acetylene	0.0190	0.0380	0.7603	0.0533	0.0012	0.0341
30	n-Butane	0.0060	0.0120	0.3478	0.0244	0.0006	0.0166
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	13-Butadiene	0.0074	0.0147	0.3979	0.0279	0.0006	0.0179
33	EAcetylene	0.0008	0.0015	0.0411	0.0029	0.0001	0.0017
34	Hydrogen	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
35	CO	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	0.0004	0.0007	0.0067	0.0005	0.0000	0.0002
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Total	0.4988	1.0000	14.2750	1.0000	0.0359	1.0000
45	Liquid Phase						Phase Fraction 0.9996
46							
47	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
48	Methane	79.4707	0.0439	1274.9408	0.0197	4.2584	0.0306
49	Ethane	292.6066	0.1615	8798.6500	0.1360	24.7373	0.1776
50	Ethylene	551.8826	0.3047	15482.4049	0.2394	40.4002	0.2900
51	Acetylene	107.4171	0.0593	2796.9277	0.0432	6.7064	0.0481
52	Propane	92.8111	0.0512	4092.6902	0.0633	8.0775	0.0580
53	Propene	199.9025	0.1104	8412.0158	0.1301	16.1473	0.1159
54	M-Acetylene	211.5899	0.1168	8477.3086	0.1311	13.6613	0.0981
55	n-Butane	112.6009	0.0622	6544.8151	0.1012	11.2218	0.0806
56	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	13-Butadiene	143.5849	0.0793	7766.7676	0.1201	12.5322	0.0900
58	EAcetylene	18.7069	0.0103	1011.8914	0.0156	1.5348	0.0110
59	Hydrogen	0.0119	0.0000	0.0239	0.0000	0.0003	0.0000
60	CO	0.0019	0.0000	0.0524	0.0000	0.0001	0.0000
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	H2O	0.7175	0.0004	12.9265	0.0002	0.0130	0.0001
63	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: 32 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 0.9996

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0598	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1811.3191	1.0000	64672.3983	1.0000	139.2922	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.255e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2274	1.0000	4.0965	1.0000	0.0041	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.2274	1.0000	4.0965	1.0000	0.0041	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-110	Refluxed Absorber: T-104	


Material Stream: 31


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	-96.93	-96.93		
Pressure: (kPa)	3200	3200		
Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0		
Mass Flow (kg/h)	1597	1597		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5.345	5.345		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.458e+004	-8.458e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	106.6	106.6		
Heat Flow (kJ/h)	-8.459e+006	-8.459e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2359 *	2359		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018				
4								
5	Material Stream: 31 (continued)			Fluid Package: Basis-1				
6				Property Package: Peng-Robinson				
7	COMPOSITION							
8	Overall Phase							
9						Vapour Fraction	0.0000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
11	Methane	99.4253	0.9941	1595.0698	0.9986	5.3277	0.9968	
12	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
13	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
15	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	Hydrogen	0.5489	0.0055	1.1066	0.0007	0.0158	0.0030	
23	CO	0.0413	0.0004	1.1579	0.0007	0.0014	0.0003	
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	Total	100.0155	1.0000	1597.3343	1.0000	5.3450	1.0000	
33	Liquid Phase						Phase Fraction	1.000
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
35	Methane	99.4253	0.9941	1595.0698	0.9986	5.3277	0.9968	
36	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
37	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
38	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
39	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
40	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
41	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
44	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
46	Hydrogen	0.5489	0.0055	1.1066	0.0007	0.0158	0.0030	
47	CO	0.0413	0.0004	1.1579	0.0007	0.0014	0.0003	
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	Total	100.0155	1.0000	1597.3343	1.0000	5.3450	1.0000	
57	UNIT OPERATIONS							
58	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
59	Heater:	E-114	Refluxed Absorber:	T-104				
60								
61								
62	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 14 of 17		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 31.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	-23.00 *	-23.00				
14	Pressure: (kPa)	300.0 *	300.0				
15	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0				
16	Mass Flow (kg/h)	1597	1597				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5.345	5.345				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.626e+004	-7.626e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	168.1	168.1				
20	Heat Flow (kJ/h)	-7.627e+006	-7.627e+006				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2359 *	2359				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25	Vapour Fraction 1.0000						
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	99.4253	0.9941	1595.0698	0.9986	5.3277	0.9968
29	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Hydrogen	0.5489	0.0055	1.1066	0.0007	0.0158	0.0030
40	CO	0.0413	0.0004	1.1579	0.0007	0.0014	0.0003
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	100.0155	1.0000	1597.3343	1.0000	5.3450	1.0000
50	Vapour Phase						
51	Phase Fraction 1.000						
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	99.4253	0.9941	1595.0698	0.9986	5.3277	0.9968
55	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Hydrogen	0.5489	0.0055	1.1066	0.0007	0.0158	0.0030
66	CO	0.0413	0.0004	1.1579	0.0007	0.0014	0.0003
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 15 of 17	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:03:08 2018					
4									
5									
6	Material Stream: 31.a (continued)					Fluid Package: Basis-1			
7						Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION								
9									
10	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction	1.000		
11									
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
13	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
14	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
15	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
16	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
17	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
18	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
19	Total	100.0155	1.0000	1597.3343	1.0000	5.3450	1.0000		
20	UNIT OPERATIONS								
21	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
22	Recycle:	RCY-1	Heater:	E-114					
23	Material Stream: 31.a+					Fluid Package: Basis-1			
24						Property Package: Peng-Robinson			
25	CONDITIONS								
26			Overall	Vapour Phase					
27	Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000					
28	Temperature: (C)		-23.00 *	-23.00					
29	Pressure: (kPa)		300.0 *	300.0					
30	Molar Flow (kgmole/h)		99.94 *	99.94					
31	Mass Flow (kg/h)		1596	1596					
32	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		5.341	5.341					
33	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-7.624e+004	-7.624e+004					
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		168.1	168.1					
35	Heat Flow (kJ/h)		-7.620e+006	-7.620e+006					
36	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)		2357 *	2357					
37	COMPOSITION								
38	Overall Phase					Vapour Fraction	1.0000		
39	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
40	Methane	99.3341 *	0.9939 *	1593.6077 *	0.9985 *	5.3228 *	0.9967 *		
41	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
42	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
43	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
44	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
45	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
46	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
47	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
48	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
49	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
50	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
51	Hydrogen	0.5675 *	0.0057 *	1.1442 *	0.0007 *	0.0164 *	0.0031 *		
52	CO	0.0420 *	0.0004 *	1.1777 *	0.0007 *	0.0015 *	0.0003 *		
53	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
54	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
55	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
56	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
57	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
58	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
59	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
60	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
61	Aspen Technology Inc.								
62	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)								
63	Page 16 of 17								

Material Stream: 31.a+ (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

Total	99.9437	1.0000	1595.9295	1.0000	5.3406	1.0000
-------	---------	--------	-----------	--------	--------	--------


Vapour Phase


Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	99.3341	0.9939	1593.6077	0.9985	5.3228	0.9967
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.5675	0.0057	1.1442	0.0007	0.0164	0.0031
CO	0.0420	0.0004	1.1777	0.0007	0.0015	0.0003
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	99.9437	1.0000	1595.9295	1.0000	5.3406	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-109	Recycle: RCY-1	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 32.2			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.3954	0.3954	0.6041	0.0005		
13	Temperature: (C)	-11.86	-11.86	-11.86	-11.86		
14	Pressure: (kPa)	1400	1400	1400	1400		
15	Molar Flow (kgmole/h)	1992	787.7	1203	0.9322		
16	Mass Flow (kg/h)	6.842e+004	2.168e+004	4.672e+004	16.79		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	150.4	55.81	94.57	1.683e-002		
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.698e+004	1.439e+004	1.891e+004	-2.891e+005		
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	111.0	155.2	82.18	43.41		
20	Heat Flow (kJ/h)	3.382e+007	1.134e+007	2.275e+007	-2.695e+005		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	158.4 *	1.849e+004	94.51	1.655e-002		
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25						Vapour Fraction 0.3954	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	143.6271	0.0721	2304.1946	0.0337	7.6962	0.0512
29	Ethane	310.0192	0.1556	9322.2466	0.1363	26.2094	0.1743
30	Ethylene	624.5305	0.3135	17520.4551	0.2561	45.7183	0.3040
31	Acetylene	107.4533	0.0539	2797.8702	0.0409	6.7087	0.0446
32	Propane	93.3497	0.0469	4116.4418	0.0602	8.1244	0.0540
33	Propene	201.4049	0.1011	8475.2378	0.1239	16.2687	0.1082
34	M-Acetylene	211.8157	0.1063	8486.3553	0.1240	13.6758	0.0909
35	n-Butane	112.6069	0.0565	6545.1629	0.0957	11.2224	0.0746
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	143.5923	0.0721	7767.1655	0.1135	12.5329	0.0833
38	EAcetylene	18.7077	0.0094	1011.9325	0.0148	1.5349	0.0102
39	Hydrogen	23.7790	0.0119	47.9385	0.0007	0.6862	0.0046
40	CO	0.0070	0.0000	0.1950	0.0000	0.0002	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	1.1501	0.0006	20.7196	0.0003	0.0208	0.0001
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0018	0.0000	0.0626	0.0000	0.0001	0.0000
49	Total	1992.0581	1.0000	68416.9019	1.0000	150.4004	1.0000
50	Vapour Phase						
51						Phase Fraction 0.3954	
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	122.4970	0.1555	1965.2069	0.0906	6.5639	0.1176
55	Ethane	137.1602	0.1741	4124.3932	0.1902	11.5957	0.2078
56	Ethylene	359.1512	0.4559	10075.5570	0.4647	26.2914	0.4711
57	Acetylene	51.9295	0.0659	1352.1397	0.0624	3.2421	0.0581
58	Propane	16.6185	0.0211	732.8251	0.0338	1.4463	0.0259
59	Propene	39.4582	0.0501	1660.4257	0.0766	3.1873	0.0571
60	M-Acetylene	23.3978	0.0297	937.4278	0.0432	1.5107	0.0271
61	n-Butane	5.9597	0.0076	346.3990	0.0160	0.5939	0.0106
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	7.4265	0.0094	401.7144	0.0185	0.6482	0.0116
64	EAcetylene	0.6522	0.0008	35.2786	0.0016	0.0535	0.0010
65	Hydrogen	23.3245	0.0296	47.0222	0.0022	0.6731	0.0121
66	CO	0.0066	0.0000	0.1844	0.0000	0.0002	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.1429	0.0002	2.5747	0.0001	0.0026	0.0000
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 1 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: 32.2 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase (continued)						
9							Phase Fraction 0.3954
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	n-Pentane	0.0002	0.0000	0.0114	0.0000	0.0000	0.0000
14	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	H2S	0.0007	0.0000	0.0245	0.0000	0.0000	0.0000
18	Total	787.7256	1.0000	21681.1845	1.0000	55.8091	1.0000
19	Liquid Phase						
20							Phase Fraction 0.6041
21							
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	21.1301	0.0176	338.9877	0.0073	1.1322	0.0120
24	Ethane	172.8590	0.1436	5197.8534	0.1113	14.6137	0.1545
25	Ethylene	265.3793	0.2205	7444.8982	0.1594	19.4269	0.2054
26	Acetylene	55.5239	0.0461	1445.7305	0.0309	3.4665	0.0367
27	Propane	76.7312	0.0638	3383.6167	0.0724	6.6780	0.0706
28	Propene	161.9466	0.1346	6814.8122	0.1459	13.0814	0.1383
29	M-Acetylene	188.4180	0.1566	7548.9275	0.1616	12.1652	0.1286
30	n-Butane	106.6472	0.0886	6198.7638	0.1327	10.6285	0.1124
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	13-Butadiene	136.1658	0.1132	7365.4511	0.1577	11.8847	0.1257
33	EAcetylene	18.0555	0.0150	976.6539	0.0209	1.4814	0.0157
34	Hydrogen	0.4545	0.0004	0.9163	0.0000	0.0131	0.0001
35	CO	0.0004	0.0000	0.0106	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	0.0751	0.0001	1.3522	0.0000	0.0014	0.0000
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Pentane	0.0126	0.0000	0.9117	0.0000	0.0014	0.0000
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2S	0.0011	0.0000	0.0381	0.0000	0.0000	0.0000
44	Total	1203.4003	1.0000	46718.9246	1.0000	94.5745	1.0000
45	Aqueous Phase						
46							Phase Fraction 4.679e-004
47							
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
49	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	H2O	0.9322	1.0000	16.7928	1.0000	0.0168	1.0000
64	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	Aspen Technology Inc.						
67	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)				Page 2 of 32		

Material Stream: 32.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 4.679e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.9322	1.0000	16.7928	1.0000	0.0168	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
---------	--------------	--------------------

Heater: E-115	Mixer: MIX-110	
---------------	----------------	--

Material Stream: 32.a

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	200.0 *	200.0
Pressure: (kPa)	3500 *	3500
Molar Flow (kgmole/h)	1992	1992
Mass Flow (kg/h)	6.842e+004	6.842e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	150.4	150.4
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.962e+004	3.962e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	173.8	173.8
Heat Flow (kJ/h)	7.893e+007	7.893e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	158.4 *	158.4

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	143.6271	0.0721	2304.1946	0.0337	7.6962	0.0512
Ethane	310.0192	0.1556	9322.2466	0.1363	26.2094	0.1743
Ethylene	624.5305	0.3135	17520.4551	0.2561	45.7183	0.3040
Acetylene	107.4533	0.0539	2797.8702	0.0409	6.7087	0.0446
Propane	93.3497	0.0469	4116.4418	0.0602	8.1244	0.0540
Propene	201.4049	0.1011	8475.2378	0.1239	16.2687	0.1082
M-Acetylene	211.8157	0.1063	8486.3553	0.1240	13.6758	0.0909
n-Butane	112.6069	0.0565	6545.1629	0.0957	11.2224	0.0746
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	143.5923	0.0721	7767.1655	0.1135	12.5329	0.0833
EAcetylene	18.7077	0.0094	1011.9325	0.0148	1.5349	0.0102
Hydrogen	23.7790	0.0119	47.9385	0.0007	0.6862	0.0046
CO	0.0070	0.0000	0.1950	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.1501	0.0006	20.7196	0.0003	0.0208	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0626	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1992.0581	1.0000	68416.9019	1.0000	150.4004	1.0000

Material Stream: 32.a (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	143.6271	0.0721	2304.1946	0.0337	7.6962	0.0512
Ethane	310.0192	0.1556	9322.2466	0.1363	26.2094	0.1743
Ethylene	624.5305	0.3135	17520.4551	0.2561	45.7183	0.3040
Acetylene	107.4533	0.0539	2797.8702	0.0409	6.7087	0.0446
Propane	93.3497	0.0469	4116.4418	0.0602	8.1244	0.0540
Propene	201.4049	0.1011	8475.2378	0.1239	16.2687	0.1082
M-Acetylene	211.8157	0.1063	8486.3553	0.1240	13.6758	0.0909
n-Butane	112.6069	0.0565	6545.1629	0.0957	11.2224	0.0746
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	143.5923	0.0721	7767.1655	0.1135	12.5329	0.0833
EAcetylene	18.7077	0.0094	1011.9325	0.0148	1.5349	0.0102
Hydrogen	23.7790	0.0119	47.9385	0.0007	0.6862	0.0046
CO	0.0070	0.0000	0.1950	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.1501	0.0006	20.7196	0.0003	0.0208	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9231	0.0000	0.0015	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0018	0.0000	0.0626	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1992.0581	1.0000	68416.9019	1.0000	150.4004	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Refluxed Absorber: T-105	Heater: E-115	

Material Stream: 33

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	88.30	88.30	88.30
Pressure: (kPa)	3500	3500	3500
Molar Flow (kgmole/h)	242.1	7.190e-003	242.0
Mass Flow (kg/h)	1.144e+004	0.2893	1.144e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	20.41	5.718e-004	20.41
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.141e+004	3.132e+004	2.141e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	102.6	143.2	102.6
Heat Flow (kJ/h)	5.181e+006	225.2	5.181e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	20.45 *	5.763e-004	20.45


COMPOSITION


Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	2.4828	0.0103	39.8315	0.0035	0.1330	0.0065
Ethane	14.3626	0.0593	431.8821	0.0378	1.2142	0.0595
Ethylene	20.6818	0.0854	580.2026	0.0507	1.5140	0.0742
Acetylene	4.3313	0.0179	112.7780	0.0099	0.2704	0.0132
Propane	10.1402	0.0419	447.1538	0.0391	0.8825	0.0432
Propene	19.6193	0.0811	825.5905	0.0722	1.5848	0.0776

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018					
4								Fluid Package: Basis-1	
5								Property Package: Peng-Robinson	
6	Material Stream: 33 (continued)								
7	COMPOSITION								
8	Overall Phase (continued)								
9						Vapour Fraction	0.0000		
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
11	M-Acetylene	32.4348	0.1340	1299.4955	0.1136	2.0941	0.1026		
12	n-Butane	61.0398	0.2522	3547.8750	0.3102	6.0832	0.2980		
13	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
14	13-Butadiene	63.1550	0.2609	3416.1657	0.2986	5.5122	0.2701		
15	EAcetylene	13.6070	0.0562	736.0294	0.0643	1.1164	0.0547		
16	Hydrogen	0.1540	0.0006	0.3104	0.0000	0.0044	0.0002		
17	CO	0.0001	0.0000	0.0019	0.0000	0.0000	0.0000		
18	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
19	H2O	0.0337	0.0001	0.6078	0.0001	0.0006	0.0000		
20	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000		
21	n-Pentane	0.0128	0.0001	0.9223	0.0001	0.0015	0.0001		
22	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000		
23	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
25	H2S	0.0001	0.0000	0.0033	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Total	242.0553	1.0000	11438.8505	1.0000	20.4115	1.0000		
27	Vapour Phase								
28						Phase Fraction	2.970e-005		
29	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
30	Methane	0.0003	0.0441	0.0051	0.0176	0.0000	0.0297		
31	Ethane	0.0008	0.1115	0.0241	0.0833	0.0001	0.1185		
32	Ethylene	0.0015	0.2095	0.0423	0.1461	0.0001	0.1929		
33	Acetylene	0.0003	0.0375	0.0070	0.0243	0.0000	0.0294		
34	Propane	0.0003	0.0443	0.0140	0.0485	0.0000	0.0485		
35	Propene	0.0007	0.0914	0.0276	0.0956	0.0001	0.0928		
36	M-Acetylene	0.0009	0.1187	0.0342	0.1182	0.0001	0.0964		
37	n-Butane	0.0010	0.1456	0.0608	0.2103	0.0001	0.1824		
38	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
39	13-Butadiene	0.0012	0.1602	0.0623	0.2153	0.0001	0.1758		
40	EAcetylene	0.0002	0.0300	0.0117	0.0404	0.0000	0.0310		
41	Hydrogen	0.0000	0.0069	0.0001	0.0003	0.0000	0.0025		
42	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
44	H2O	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001		
45	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
46	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
47	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
49	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
50	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
51	Total	0.0072	1.0000	0.2893	1.0000	0.0006	1.0000		
52	Liquid Phase								
53						Phase Fraction	1.000		
54	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
55	Methane	2.4825	0.0103	39.8264	0.0035	0.1330	0.0065		
56	Ethane	14.3618	0.0593	431.8581	0.0378	1.2142	0.0595		
57	Ethylene	20.6803	0.0854	580.1603	0.0507	1.5139	0.0742		
58	Acetylene	4.3310	0.0179	112.7710	0.0099	0.2704	0.0132		
59	Propane	10.1399	0.0419	447.1398	0.0391	0.8825	0.0432		
60	Propene	19.6186	0.0811	825.5629	0.0722	1.5847	0.0776		
61	M-Acetylene	32.4340	0.1340	1299.4613	0.1136	2.0941	0.1026		
62	n-Butane	61.0387	0.2522	3547.8141	0.3102	6.0831	0.2980		
63	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 5 of 32								

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: 33 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Liquid Phase (continued)					Phase Fraction 1.000	
9							
10							
11							
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	13-Butadiene	63.1538	0.2609	3416.1034	0.2986	5.5121	0.2701
16	EAcetylene	13.6068	0.0562	736.0177	0.0643	1.1164	0.0547
17	Hydrogen	0.1539	0.0006	0.3103	0.0000	0.0044	0.0002
18	CO	0.0001	0.0000	0.0019	0.0000	0.0000	0.0000
19	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	H2O	0.0337	0.0001	0.6077	0.0001	0.0006	0.0000
21	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
22	n-Pentane	0.0128	0.0001	0.9223	0.0001	0.0015	0.0001
23	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
24	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	H2S	0.0001	0.0000	0.0033	0.0000	0.0000	0.0000
27	Total	242.0481	1.0000	11438.5612	1.0000	20.4109	1.0000
28							
29	UNIT OPERATIONS						
30							
31	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
32	Mixer:	MIX-115	Refluxed Absorber:	T-105			
33							
34	Material Stream: 34.1			Fluid Package: Basis-1			
35							
36							
37	CONDITIONS						
38		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
39	Vapour / Phase Fraction	0.0001	0.0001	0.9999	0.0001		
40	Temperature: (C)	3.838	3.838	3.838	3.838		
41	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500	1500		
42	Molar Flow (kgmole/h)	450.0	2.634e-002	449.9	3.051e-002		
43	Mass Flow (kg/h)	1.806e+004	0.7888	1.805e+004	0.5496		
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	35.27	1.920e-003	35.27	5.507e-004		
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.822e+004	2.102e+004	2.824e+004	-2.878e+005		
46	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	80.72	153.1	80.72	47.96		
47	Heat Flow (kJ/h)	1.270e+007	553.7	1.271e+007	-8781		
48	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	35.20 *	0.2108	35.19	5.416e-004		
49							
50	COMPOSITION						
51							
52	Overall Phase					Vapour Fraction 0.0001	
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Methane	5.0449	0.0112	80.9351	0.0045	0.2703	0.0077
55	Ethane	54.1259	0.1203	1627.5616	0.0901	4.5759	0.1297
56	Ethylene	73.7975	0.1640	2070.2993	0.1147	5.4023	0.1532
57	Acetylene	16.5040	0.0367	429.7309	0.0238	1.0304	0.0292
58	Propane	34.1645	0.0759	1506.5512	0.0834	2.9734	0.0843
59	Propene	70.9245	0.1576	2984.5467	0.1653	5.7290	0.1624
60	M-Acetylene	96.5112	0.2145	3866.7037	0.2141	6.2312	0.1767
61	n-Butane	37.1151	0.0825	2157.2773	0.1195	3.6989	0.1049
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	57.5796	0.1280	3114.5839	0.1725	5.0256	0.1425
64	EAcetylene	3.9932	0.0089	215.9972	0.0120	0.3276	0.0093
65	Hydrogen	0.1211	0.0003	0.2442	0.0000	0.0035	0.0001
66	CO	0.0001	0.0000	0.0026	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 6 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018					
4						Fluid Package: Basis-1			
5						Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: 34.1 (continued)								
7	COMPOSITION								
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction	0.0001	
9									
10									
11									
12									
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
14									
15	H2O	0.1036	0.0002	1.8660	0.0001	0.0019	0.0001		
16	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
17	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000		
18	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
19	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
20	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
21	H2S	0.0004	0.0000	0.0128	0.0000	0.0000	0.0000		
22	Total	449.9856	1.0000	18056.3131	1.0000	35.2700	1.0000		
23									
24	Vapour Phase							Phase Fraction	5.854e-005
25	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
26									
27	Methane	0.0028	0.1047	0.0442	0.0561	0.0001	0.0770		
28	Ethane	0.0049	0.1859	0.1472	0.1866	0.0004	0.2156		
29	Ethylene	0.0107	0.4078	0.3014	0.3821	0.0008	0.4097		
30	Acetylene	0.0018	0.0667	0.0457	0.0580	0.0001	0.0571		
31	Propane	0.0010	0.0377	0.0438	0.0556	0.0001	0.0451		
32	Propene	0.0022	0.0853	0.0946	0.1199	0.0002	0.0946		
33	M-Acetylene	0.0017	0.0638	0.0673	0.0853	0.0001	0.0565		
34	n-Butane	0.0003	0.0111	0.0170	0.0216	0.0000	0.0152		
35	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
36	13-Butadiene	0.0005	0.0176	0.0251	0.0318	0.0000	0.0211		
37	EAcetylene	0.0000	0.0009	0.0012	0.0015	0.0000	0.0010		
38	Hydrogen	0.0005	0.0180	0.0010	0.0012	0.0000	0.0071		
39	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
40	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
41	H2O	0.0000	0.0005	0.0003	0.0003	0.0000	0.0001		
42	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
44	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
45	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
46	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
47	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	Total	0.0263	1.0000	0.7888	1.0000	0.0019	1.0000		
49									
50	Liquid Phase							Phase Fraction	0.9999
51	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
52									
53	Methane	5.0422	0.0112	80.8909	0.0045	0.2702	0.0077		
54	Ethane	54.1210	0.1203	1627.4144	0.0901	4.5755	0.1297		
55	Ethylene	73.7867	0.1640	2069.9979	0.1146	5.4015	0.1532		
56	Acetylene	16.5022	0.0367	429.6852	0.0238	1.0303	0.0292		
57	Propane	34.1635	0.0759	1506.5073	0.0834	2.9733	0.0843		
58	Propene	70.9223	0.1576	2984.4521	0.1653	5.7288	0.1624		
59	M-Acetylene	96.5096	0.2145	3866.6364	0.2142	6.2311	0.1767		
60	n-Butane	37.1148	0.0825	2157.2603	0.1195	3.6989	0.1049		
61	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
62	13-Butadiene	57.5791	0.1280	3114.5589	0.1725	5.0256	0.1425		
63	EAcetylene	3.9931	0.0089	215.9960	0.0120	0.3276	0.0093		
64	Hydrogen	0.1207	0.0003	0.2432	0.0000	0.0035	0.0001		
65	CO	0.0001	0.0000	0.0025	0.0000	0.0000	0.0000		
66	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
67	H2O	0.0731	0.0002	1.3161	0.0001	0.0013	0.0000		
68	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 7 of 32		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018
4		
5		

Material Stream: 34.1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 0.9999

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0004	0.0000	0.0128	0.0000	0.0000	0.0000
Total	449.9287	1.0000	18054.9747	1.0000	35.2675	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 6.780e-005

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0305	1.0000	0.5496	1.0000	0.0006	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0305	1.0000	0.5496	1.0000	0.0006	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-115	Refluxed Absorber: T-105	


Material Stream: 34.2

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9998	0.9998	0.0002
Temperature: (C)	4.002	4.002	4.002
Pressure: (kPa)	1500	1500	1500
Molar Flow (kgmole/h)	1300	1300	0.2898
Mass Flow (kg/h)	3.892e+004	3.892e+004	5.221
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	94.72	94.71	5.231e-003
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.095e+004	2.102e+004	-2.878e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	153.1	153.2	48.01
Heat Flow (kJ/h)	2.723e+007	2.732e+007	-8.341e+004
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.041e+004 *	1.047e+004	5.144e-003

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018				
4						Fluid Package: Basis-1		
5						Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: 34.2 (continued)							
7	COMPOSITION							
8	Overall Phase						Vapour Fraction 0.9998	
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
10		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
11	Methane	136.0993	0.1047	2183.4281	0.0561	7.2928	0.0770	
12	Ethane	241.5307	0.1858	7262.8029	0.1866	20.4193	0.2156	
13	Ethylene	530.0513	0.4077	14869.9533	0.3820	38.8020	0.4097	
14	Acetylene	86.6181	0.0666	2255.3612	0.0579	5.4079	0.0571	
15	Propane	49.0450	0.0377	2162.7368	0.0556	4.2685	0.0451	
16	Propene	110.8611	0.0853	4665.1006	0.1199	8.9549	0.0945	
17	M-Acetylene	82.8697	0.0637	3320.1561	0.0853	5.3505	0.0565	
18	n-Butane	14.4520	0.0111	840.0106	0.0216	1.4403	0.0152	
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	13-Butadiene	22.8577	0.0176	1236.4158	0.0318	1.9950	0.0211	
21	EAcetylene	1.1075	0.0009	59.9059	0.0015	0.0909	0.0010	
22	Hydrogen	23.5039	0.0181	47.3839	0.0012	0.6783	0.0072	
23	CO	0.0068	0.0000	0.1905	0.0000	0.0002	0.0000	
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	H2O	1.0128	0.0008	18.2459	0.0005	0.0183	0.0002	
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	H2S	0.0014	0.0000	0.0466	0.0000	0.0001	0.0000	
32	Total	1300.0172	1.0000	38921.7383	1.0000	94.7189	1.0000	
33	Vapour Phase						Phase Fraction 0.9998	
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
35		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
36	Methane	136.0993	0.1047	2183.4281	0.0561	7.2928	0.0770	
37	Ethane	241.5307	0.1858	7262.8029	0.1866	20.4193	0.2156	
38	Ethylene	530.0513	0.4078	14869.9533	0.3821	38.8020	0.4097	
39	Acetylene	86.6181	0.0666	2255.3612	0.0580	5.4079	0.0571	
40	Propane	49.0450	0.0377	2162.7368	0.0556	4.2685	0.0451	
41	Propene	110.8611	0.0853	4665.1006	0.1199	8.9549	0.0945	
42	M-Acetylene	82.8697	0.0638	3320.1561	0.0853	5.3505	0.0565	
43	n-Butane	14.4520	0.0111	840.0106	0.0216	1.4403	0.0152	
44	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	13-Butadiene	22.8577	0.0176	1236.4158	0.0318	1.9950	0.0211	
46	EAcetylene	1.1075	0.0009	59.9059	0.0015	0.0909	0.0010	
47	Hydrogen	23.5039	0.0181	47.3839	0.0012	0.6783	0.0072	
48	CO	0.0068	0.0000	0.1905	0.0000	0.0002	0.0000	
49	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	H2O	0.7230	0.0006	13.0254	0.0003	0.0131	0.0001	
51	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
53	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	H2S	0.0014	0.0000	0.0466	0.0000	0.0001	0.0000	
57	Total	1299.7274	1.0000	38916.5177	1.0000	94.7137	1.0000	
58	Aqueous Phase						Phase Fraction 2.229e-004	
59	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
60		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
61	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018
4		
5		

Material Stream: 34.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 2.229e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2898	1.0000	5.2205	1.0000	0.0052	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.2898	1.0000	5.2205	1.0000	0.0052	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-116	Refluxed Absorber: T-105	

Material Stream: 33.1

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1481	0.1481	0.8519
Temperature: (C)	24.75	24.75	24.75
Pressure: (kPa)	1500	1500	1500
Molar Flow (kgmole/h)	692.0	102.5	589.6
Mass Flow (kg/h)	2.950e+004	3474	2.602e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	55.68	7.789	47.89
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.584e+004	2.903e+004	2.528e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	90.42	150.7	79.93
Heat Flow (kJ/h)	1.788e+007	2.975e+006	1.490e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	55.54 *	8.097	47.82


COMPOSITION


Overall Phase


Vapour Fraction 0.1481

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	7.5277	0.0109	120.7666	0.0041	0.4034	0.0072
Ethane	68.4885	0.0990	2059.4438	0.0698	5.7901	0.1040
Ethylene	94.4792	0.1365	2650.5019	0.0899	6.9163	0.1242
Acetylene	20.8353	0.0301	542.5090	0.0184	1.3008	0.0234
Propane	44.3047	0.0640	1953.7050	0.0662	3.8559	0.0692
Propene	90.5438	0.1308	3810.1372	0.1292	7.3138	0.1313
M-Acetylene	128.9461	0.1863	5166.1992	0.1752	8.3254	0.1495
n-Butane	98.1548	0.1418	5705.1523	0.1934	9.7821	0.1757

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name:	Proyecto final.hsc		
2				Unit Set:	SI		
3				Date/Time:	Wed Nov 07 12:10:44 2018		
4							Fluid Package:
5				Property Package:	Peng-Robinson		
6	Material Stream: 33.1 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 0.1481
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	13-Butadiene	120.7346	0.1745	6530.7497	0.2214	10.5378	0.1893
12	EAcetylene	17.6002	0.0254	952.0266	0.0323	1.4440	0.0259
13	Hydrogen	0.2751	0.0004	0.5546	0.0000	0.0079	0.0001
14	CO	0.0002	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000	0.0000
15	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.1373	0.0002	2.4737	0.0001	0.0025	0.0000
17	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9230	0.0000	0.0015	0.0000
19	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
20	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2S	0.0005	0.0000	0.0161	0.0000	0.0000	0.0000
23	Total	692.0408	1.0000	29495.1636	1.0000	55.6815	1.0000
24	Vapour Phase						Phase Fraction 0.1481
25	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
26	Methane	4.8793	0.0476	78.2781	0.0225	0.2615	0.0336
27	Ethane	18.7458	0.1829	563.6849	0.1623	1.5848	0.2035
28	Ethylene	35.3106	0.3446	990.5967	0.2852	2.5849	0.3319
29	Acetylene	6.3264	0.0617	164.7267	0.0474	0.3950	0.0507
30	Propane	5.2614	0.0513	232.0125	0.0668	0.4579	0.0588
31	Propene	11.5956	0.1131	487.9481	0.1405	0.9366	0.1203
32	M-Acetylene	10.3833	0.1013	416.0068	0.1198	0.6704	0.0861
33	n-Butane	3.9399	0.0384	229.0037	0.0659	0.3927	0.0504
34	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	13-Butadiene	5.1693	0.0504	279.6158	0.0805	0.4512	0.0579
36	EAcetylene	0.5579	0.0054	30.1765	0.0087	0.0458	0.0059
37	Hydrogen	0.2516	0.0025	0.5072	0.0001	0.0073	0.0009
38	CO	0.0001	0.0000	0.0037	0.0000	0.0000	0.0000
39	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	H2O	0.0588	0.0006	1.0590	0.0003	0.0011	0.0001
41	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Pentane	0.0002	0.0000	0.0123	0.0000	0.0000	0.0000
43	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	H2S	0.0001	0.0000	0.0038	0.0000	0.0000	0.0000
47	Total	102.4803	1.0000	3473.6358	1.0000	7.7890	1.0000
48	Liquid Phase						Phase Fraction 0.8519
49	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
50	Methane	2.6484	0.0045	42.4885	0.0016	0.1419	0.0030
51	Ethane	49.7427	0.0844	1495.7588	0.0575	4.2053	0.0878
52	Ethylene	59.1686	0.1004	1659.9052	0.0638	4.3314	0.0904
53	Acetylene	14.5089	0.0246	377.7822	0.0145	0.9058	0.0189
54	Propane	39.0433	0.0662	1721.6926	0.0662	3.3980	0.0710
55	Propene	78.9482	0.1339	3322.1891	0.1277	6.3771	0.1332
56	M-Acetylene	118.5627	0.2011	4750.1924	0.1825	7.6550	0.1598
57	n-Butane	94.2149	0.1598	5476.1485	0.2104	9.3895	0.1961
58	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	13-Butadiene	115.5653	0.1960	6251.1339	0.2402	10.0866	0.2106

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5							
6	Material Stream: 33.1 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION						
9	Liquid Phase (continued)						
10						Phase Fraction 0.8519	
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	EAcyetylene	17.0423	0.0289	921.8500	0.0354	1.3983	0.0292
13	Hydrogen	0.0235	0.0000	0.0474	0.0000	0.0007	0.0000
14	CO	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
15	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.0785	0.0001	1.4148	0.0001	0.0014	0.0000
17	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Pentane	0.0126	0.0000	0.9107	0.0000	0.0014	0.0000
19	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
20	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2S	0.0004	0.0000	0.0122	0.0000	0.0000	0.0000
23	Total	589.5606	1.0000	26021.5279	1.0000	47.8925	1.0000
24	UNIT OPERATIONS						
25	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
26	Heater:	E-118	Mixer:	MIX-115			
27	Material Stream: 40.1			Fluid Package: Basis-1			
28				Property Package: Peng-Robinson			
29	CONDITIONS						
30		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
31	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
32	Temperature: (C)	21.45	21.45	21.45			
33	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500			
34	Molar Flow (kgmole/h)	166.0	166.0	3.108e-004			
35	Mass Flow (kg/h)	5609	5609	1.321e-002			
36	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	12.61	12.61	2.472e-005			
37	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.019e+004	3.019e+004	3.125e+004			
38	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.1	149.1	79.76			
39	Heat Flow (kJ/h)	5.012e+006	5.012e+006	9.711			
40	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	13.05 *	13.05	2.469e-005			
41	COMPOSITION						
42	Overall Phase						Vapour Fraction 1.0000
43	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
44	Methane	5.9588	0.0359	95.5959	0.0170	0.3193	0.0253
45	Ethane	32.4529	0.1955	975.8543	0.1740	2.7436	0.2175
46	Ethylene	55.1363	0.3321	1546.7836	0.2758	4.0362	0.3200
47	Acetylene	10.7711	0.0649	280.4590	0.0500	0.6725	0.0533
48	Propane	9.9465	0.0599	438.6107	0.0782	0.8657	0.0686
49	Propene	22.0051	0.1326	925.9872	0.1651	1.7775	0.1409
50	M-Acetylene	18.7322	0.1128	750.5015	0.1338	1.2094	0.0959
51	n-Butane	4.0698	0.0245	236.5556	0.0422	0.4056	0.0322
52	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	13-Butadiene	6.1241	0.0369	331.2661	0.0591	0.5345	0.0424
54	EAcetylene	0.4707	0.0028	25.4634	0.0045	0.0386	0.0031
55	Hydrogen	0.2562	0.0015	0.5165	0.0001	0.0074	0.0006
56	CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
57	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	H2O	0.0875	0.0005	1.5767	0.0003	0.0016	0.0001
59	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name:	Proyecto final.hsc		
2				Unit Set:	SI		
3				Date/Time:	Wed Nov 07 12:10:44 2018		
4				Fluid Package:	Basis-1		
5				Property Package:	Peng-Robinson		
6	Material Stream: 40.1 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 1.0000
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	H2S	0.0002	0.0000	0.0069	0.0000	0.0000	0.0000
15	Total	166.0117	1.0000	5609.1812	1.0000	12.6119	1.0000
16	Vapour Phase						Phase Fraction 1.000
17	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
18	Methane	5.9588	0.0359	95.5958	0.0170	0.3193	0.0253
19	Ethane	32.4528	0.1955	975.8534	0.1740	2.7436	0.2175
20	Ethylene	55.1363	0.3321	1546.7827	0.2758	4.0362	0.3200
21	Acetylene	10.7711	0.0649	280.4588	0.0500	0.6725	0.0533
22	Propane	9.9465	0.0599	438.6096	0.0782	0.8657	0.0686
23	Propene	22.0050	0.1326	925.9850	0.1651	1.7775	0.1409
24	M-Acetylene	18.7321	0.1128	750.4985	0.1338	1.2094	0.0959
25	n-Butane	4.0698	0.0245	236.5536	0.0422	0.4056	0.0322
26	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	13-Butadiene	6.1241	0.0369	331.2634	0.0591	0.5345	0.0424
28	EAcetylene	0.4707	0.0028	25.4631	0.0045	0.0386	0.0031
29	Hydrogen	0.2562	0.0015	0.5165	0.0001	0.0074	0.0006
30	CO	0.0001	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000	0.0000
31	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2O	0.0875	0.0005	1.5767	0.0003	0.0016	0.0001
33	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2S	0.0002	0.0000	0.0069	0.0000	0.0000	0.0000
39	Total	166.0114	1.0000	5609.1680	1.0000	12.6119	1.0000
40	Liquid Phase						Phase Fraction 1.872e-006
41	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
42	Methane	0.0000	0.0035	0.0000	0.0013	0.0000	0.0023
43	Ethane	0.0000	0.0954	0.0009	0.0675	0.0000	0.1014
44	Ethylene	0.0000	0.1042	0.0009	0.0688	0.0000	0.0959
45	Acetylene	0.0000	0.0271	0.0002	0.0166	0.0000	0.0213
46	Propane	0.0000	0.0806	0.0011	0.0837	0.0000	0.0882
47	Propene	0.0001	0.1658	0.0022	0.1641	0.0000	0.1684
48	M-Acetylene	0.0001	0.2381	0.0030	0.2244	0.0000	0.1932
49	n-Butane	0.0000	0.1112	0.0020	0.1520	0.0000	0.1393
50	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	13-Butadiene	0.0000	0.1575	0.0026	0.2005	0.0000	0.1729
52	EAcetylene	0.0000	0.0165	0.0003	0.0211	0.0000	0.0171
53	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
57	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018
4		
5		

Material Stream: 40.1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued)

Phase Fraction 1.872e-006

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0003	1.0000	0.0132	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-116	Refluxed Absorber: T-107	

Material Stream: 34

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9995	0.9995	0.0004	0.0001
Temperature: (C)	6.189	6.189	6.189	6.189
Pressure: (kPa)	1500	1500	1500	1500
Molar Flow (kgmole/h)	1466	1465	0.6461	0.1524
Mass Flow (kg/h)	4.453e+004	4.450e+004	26.17	2.745
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	107.3	107.3	5.076e-002	2.751e-003
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.199e+004	2.202e+004	2.869e+004	-2.877e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	152.8	152.8	80.43	48.62
Heat Flow (kJ/h)	3.224e+007	3.227e+007	1.854e+004	-4.383e+004
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4799 *	4890	5.065e-002	2.705e-003


COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.9995

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	142.0581	0.0969	2279.0239	0.0512	7.6121	0.0709
Ethane	273.9835	0.1869	8238.6572	0.1850	23.1629	0.2158
Ethylene	585.1876	0.3992	16416.7368	0.3687	42.8383	0.3991
Acetylene	97.3892	0.0664	2535.8202	0.0569	6.0803	0.0567
Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0584	5.1341	0.0478
Propene	132.8662	0.0906	5591.0878	0.1256	10.7324	0.1000
M-Acetylene	101.6018	0.0693	4070.6576	0.0914	6.5599	0.0611
n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0242	1.8459	0.0172
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	28.9819	0.0198	1567.6819	0.0352	2.5296	0.0236
EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	0.0012
Hydrogen	23.7601	0.0162	47.9004	0.0011	0.6857	0.0064
CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.1003	0.0008	19.8226	0.0004	0.0199	0.0002
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1466.0289	1.0000	44530.9194	1.0000	107.3308	1.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 34 (continued)			Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase Phase Fraction 0.9995						
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
10		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
11	Methane	142.0515	0.0969	2278.9181	0.0512	7.6118	0.0710
12	Ethane	273.9085	0.1869	8236.4018	0.1851	23.1566	0.2159
13	Ethylene	585.0877	0.3993	16413.9339	0.3688	42.8309	0.3993
14	Acetylene	97.3665	0.0665	2535.2291	0.0570	6.0789	0.0567
15	Propane	58.9421	0.0402	2599.1713	0.0584	5.1298	0.0478
16	Propene	132.7639	0.0906	5586.7835	0.1255	10.7241	0.1000
17	M-Acetylene	101.4609	0.0692	4065.0119	0.0913	6.5508	0.0611
18	n-Butane	18.4655	0.0126	1073.2870	0.0241	1.8403	0.0172
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	13-Butadiene	28.8959	0.0197	1563.0314	0.0351	2.5221	0.0235
21	EAcetylene	1.5716	0.0011	85.0094	0.0019	0.1289	0.0012
22	Hydrogen	23.7600	0.0162	47.9001	0.0011	0.6857	0.0064
23	CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	0.0000
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.9478	0.0006	17.0753	0.0004	0.0171	0.0002
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.0016	0.0000	0.0534	0.0000	0.0001	0.0000
32	Total	1465.2304	1.0000	44502.0008	1.0000	107.2773	1.0000
33	Liquid Phase Phase Fraction 4.407e-004						
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
35		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
36	Methane	0.0066	0.0102	0.1058	0.0040	0.0004	0.0070
37	Ethane	0.0750	0.1161	2.2554	0.0862	0.0063	0.1249
38	Ethylene	0.0999	0.1546	2.8029	0.1071	0.0073	0.1441
39	Acetylene	0.0227	0.0351	0.5912	0.0226	0.0014	0.0279
40	Propane	0.0494	0.0764	2.1762	0.0831	0.0043	0.0846
41	Propene	0.1023	0.1583	4.3043	0.1645	0.0083	0.1628
42	M-Acetylene	0.1409	0.2181	5.6457	0.2157	0.0091	0.1792
43	n-Butane	0.0564	0.0873	3.2792	0.1253	0.0056	0.1108
44	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	13-Butadiene	0.0860	0.1331	4.6505	0.1777	0.0075	0.1478
46	EAcetylene	0.0067	0.0103	0.3599	0.0138	0.0005	0.0108
47	Hydrogen	0.0002	0.0002	0.0003	0.0000	0.0000	0.0001
48	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	H2O	0.0001	0.0002	0.0022	0.0001	0.0000	0.0000
51	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Total	0.6461	1.0000	26.1736	1.0000	0.0508	1.0000
58	Aqueous Phase Phase Fraction 1.039e-004						
59	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
60		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
61	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018
4		
5		

Material Stream: 34 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 1.039e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.1524	1.0000	2.7451	1.0000	0.0028	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.1524	1.0000	2.7451	1.0000	0.0028	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: R-101	Mixer: MIX-116	

Material Stream: H2.C2

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	-40.00 *	-40.00
Pressure: (kPa)	1000 *	1000
Molar Flow (kgmole/h)	100.0 *	100.0
Mass Flow (kg/h)	201.6	201.6
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.886	2.886
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1850	-1850
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	96.95	96.95
Heat Flow (kJ/h)	-1.850e+005	-1.850e+005
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2365 *	2365


COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: H2.C2 (continued)			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	COMPOSITION						
9	Overall Phase (continued)						
10						Vapour Fraction	1.0000
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
13	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
14	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
15	Hydrogen	100.0000 *	1.0000 *	201.6000 *	1.0000 *	2.8858 *	1.0000 *
16	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
17	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
18	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
19	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
20	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
21	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
22	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
23	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
24	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
25	Total	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000
26	Vapour Phase						
27						Phase Fraction	1.000
28	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
29	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Hydrogen	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000
41	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Total	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000
51	UNIT OPERATIONS						
52	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
53	Conversion Reactor:	R-101					
54				Fluid Package: Basis-1			
55	Material Stream: 35.1			Property Package: Peng-Robinson			
56							
57	CONDITIONS						
58		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
59	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
60	Temperature: (C)	190.9	190.9	190.9			
61	Pressure: (kPa)	1000	1000	1000			
62	Molar Flow (kgmole/h)	1469	1469	0.0000			
63	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 17 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: 35.1 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
9	Mass Flow (kg/h)	4.473e+004	4.473e+004	0.0000			
10	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	108.5	108.5	0.0000			
11	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.183e+004	2.183e+004	-2.561e+005			
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	186.6	186.6	96.38			
13	Heat Flow (kJ/h)	3.206e+007	3.206e+007	0.0000			
14	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	9639 *	9639	0.0000			
15	COMPOSITION						
16	Overall Phase						
17						Vapour Fraction 1.0000	
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
19						LIQUID VOLUME FRACTION	
20	Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	
21	Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	
22	Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	
23	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	
25	Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	
26	M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	
27	n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	
28	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	
30	EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	
31	Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	
32	CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	
35	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
36	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	
37	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
38	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
39	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
40	H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	
41	Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	
42						1.0000	
43	Vapour Phase						
44						Phase Fraction 1.000	
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
46						LIQUID VOLUME FRACTION	
47	Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	
48	Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	
49	Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	
50	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	
52	Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	
53	M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	
54	n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	
55	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	
57	EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	
58	Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	
59	CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	
60	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	
62	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	
64	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 18 of 32	

Material Stream: 35.1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0087	0.0000	0.0076	0.0000	0.0230
Ethane	0.0000	0.0048	0.0000	0.0080	0.0000	0.0202
Ethylene	0.0000	0.0216	0.0000	0.0334	0.0000	0.0785
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.0008
Propene	0.0000	0.0010	0.0000	0.0022	0.0000	0.0038
M-Acetylene	0.0000	0.0023	0.0000	0.0051	0.0000	0.0075
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0003
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0106	0.0000	0.0012	0.0000	0.0151
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9508	0.0000	0.9418	0.0000	0.8508
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-111	Conversion Reactor: R-101	


Material Stream: 35.2

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	190.9	190.9	190.9
Pressure: (kPa)	1000	1000	1000
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.561e+005	2.183e+004	-2.561e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	96.38	186.6	96.38
Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.0000 *	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4						Fluid Package: Basis-1	
5						Property Package: Peng-Robinson	
6	Material Stream: 35.2 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase					Vapour Fraction 0.0000	
9							
10							
11							
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
14		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
15	Methane	0.0000	0.0087	0.0000	0.0076	0.0000	0.0230
16	Ethane	0.0000	0.0048	0.0000	0.0080	0.0000	0.0202
17	Ethylene	0.0000	0.0216	0.0000	0.0334	0.0000	0.0785
18	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	Propane	0.0000	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.0008
20	Propene	0.0000	0.0010	0.0000	0.0022	0.0000	0.0038
21	M-Acetylene	0.0000	0.0023	0.0000	0.0051	0.0000	0.0075
22	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	13-Butadiene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0003
25	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Hydrogen	0.0000	0.0106	0.0000	0.0012	0.0000	0.0151
27	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	H2O	0.0000	0.9508	0.0000	0.9418	0.0000	0.8508
30	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
37							
38	Vapour Phase					Phase Fraction 0.0000	
39	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
40		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
41	Methane	0.0000	0.0967	0.0000	0.0509	0.0000	0.0702
42	Ethane	0.0000	0.1866	0.0000	0.1842	0.0000	0.2136
43	Ethylene	0.0000	0.4648	0.0000	0.4281	0.0000	0.4607
44	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Propane	0.0000	0.0402	0.0000	0.0582	0.0000	0.0473
46	Propene	0.0000	0.0905	0.0000	0.1250	0.0000	0.0990
47	M-Acetylene	0.0000	0.0692	0.0000	0.0910	0.0000	0.0605
48	n-Butane	0.0000	0.0126	0.0000	0.0241	0.0000	0.0170
49	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	13-Butadiene	0.0000	0.0197	0.0000	0.0350	0.0000	0.0233
51	EAcetylene	0.0000	0.0011	0.0000	0.0019	0.0000	0.0012
52	Hydrogen	0.0000	0.0180	0.0000	0.0012	0.0000	0.0070
53	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2O	0.0000	0.0007	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002
56	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
63							
64	Aqueous Phase					Phase Fraction 1.000	
65	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
66		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
67	Methane	0.0000	0.0087	0.0000	0.0076	0.0000	0.0230
68	Ethane	0.0000	0.0048	0.0000	0.0080	0.0000	0.0202
69	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 20 of 32						

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018
4		
5		

Material Stream: 35.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethylene	0.0000	0.0216	0.0000	0.0334	0.0000	0.0785
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.0008
Propene	0.0000	0.0010	0.0000	0.0022	0.0000	0.0038
M-Acetylene	0.0000	0.0023	0.0000	0.0051	0.0000	0.0075
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0003
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0106	0.0000	0.0012	0.0000	0.0151
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9508	0.0000	0.9418	0.0000	0.8508
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-111	Conversion Reactor: R-101	

Material Stream: 35

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	190.9	190.9
Pressure: (kPa)	1000	1000
Molar Flow (kgmole/h)	1469	1469
Mass Flow (kg/h)	4.473e+004	4.473e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	108.5	108.5
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.183e+004	2.183e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	186.6	186.6
Heat Flow (kJ/h)	3.206e+007	3.206e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	9639 *	9639

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	0.0702
Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	0.2136
Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	0.4607
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	0.0473
Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	0.0990
M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	0.0605
n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	0.0170

Material Stream: 35 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	0.0233
EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	0.0012
Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	0.0070
CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	0.0002
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	0.0702
Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	0.2136
Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	0.4607
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	0.0473
Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	0.0990
M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	0.0605
n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	0.0170
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	0.0233
EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	0.0012
Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	0.0070
CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	0.0002
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: E-116	Mixer: MIX-111	

Material Stream: 35.a

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	100.0 *	100.0		
Pressure: (kPa)	3500 *	3500		
Molar Flow (kgmole/h)	1469	1469		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: 35.a (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase				
9	Mass Flow (kg/h)	4.473e+004	4.473e+004				
10	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	108.5	108.5				
11	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.492e+004	1.492e+004				
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.2	160.2				
13	Heat Flow (kJ/h)	2.192e+007	2.192e+007				
14	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	9639 *	9639				
15	COMPOSITION						
16	Overall Phase						
17						Vapour Fraction 1.0000	
18	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
19						LIQUID VOLUME FRACTION	
20	Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	
21	Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	
22	Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	
23	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	
25	Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	
26	M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	
27	n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	
28	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	
30	EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	
31	Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	
32	CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	
33	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	
35	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
36	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	
37	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
38	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
39	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
40	H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	
41	Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	
42						1.0000	
43	Vapour Phase						
44						Phase Fraction 1.000	
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
46						LIQUID VOLUME FRACTION	
47	Methane	142.0581	0.0967	2279.0239	0.0509	7.6121	
48	Ethane	273.9835	0.1866	8238.6572	0.1842	23.1629	
49	Ethylene	682.5768	0.4648	19148.8743	0.4281	49.9676	
50	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Propane	58.9915	0.0402	2601.3475	0.0582	5.1341	
52	Propene	132.8662	0.0905	5591.0878	0.1250	10.7324	
53	M-Acetylene	101.6018	0.0692	4070.6576	0.0910	6.5599	
54	n-Butane	18.5219	0.0126	1076.5662	0.0241	1.8459	
55	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	13-Butadiene	28.9819	0.0197	1567.6819	0.0350	2.5296	
57	EAcetylene	1.5782	0.0011	85.3693	0.0019	0.1295	
58	Hydrogen	26.3709	0.0180	53.1638	0.0012	0.7610	
59	CO	0.0069	0.0000	0.1945	0.0000	0.0002	
60	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	H2O	1.1003	0.0007	19.8226	0.0004	0.0199	
62	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	
64	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 23 of 32	

Material Stream: 35.a (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0016	0.0000	0.0535	0.0000	0.0001	0.0000
Total	1468.6397	1.0000	44732.5000	1.0000	108.4552	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Refluxed Absorber: T-106	Heater: E-116	

Material Stream: 36

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	46.04	46.04	46.04		
Pressure: (kPa)	3500	3500	3500		
Molar Flow (kgmole/h)	288.6	4.115e-003	288.6		
Mass Flow (kg/h)	1.124e+004	0.1333	1.124e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	22.27	3.057e-004	22.27		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.458e+004	2.227e+004	3.458e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	98.69	144.7	98.69		
Heat Flow (kJ/h)	9.981e+006	91.66	9.980e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	22.12 *	3.283e-004	22.12		


COMPOSITION


Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	5.2401	0.0182	84.0658	0.0075	0.2808	0.0126
Ethane	35.4018	0.1227	1064.5287	0.0947	2.9929	0.1344
Ethylene	62.8002	0.2176	1761.7852	0.1567	4.5972	0.2064
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	19.4979	0.0676	859.7971	0.0765	1.6969	0.0762
Propene	41.9864	0.1455	1766.8109	0.1571	3.3915	0.1523
M-Acetylene	74.2633	0.2573	2975.3438	0.2646	4.7948	0.2153
n-Butane	18.5218	0.0642	1076.5621	0.0957	1.8459	0.0829
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	28.9818	0.1004	1567.6755	0.1394	2.5296	0.1136
EAcetylene	1.5782	0.0055	85.3693	0.0076	0.1295	0.0058
Hydrogen	0.2797	0.0010	0.5638	0.0001	0.0081	0.0004
CO	0.0001	0.0000	0.0036	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0795	0.0003	1.4327	0.0001	0.0014	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0002	0.0000	0.0081	0.0000	0.0000	0.0000
Total	288.6310	1.0000	11243.9466	1.0000	22.2686	1.0000


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: 36 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase Phase Fraction 1.426e-005						
9							
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
11		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
12	Methane	0.0003	0.0762	0.0050	0.0377	0.0000	0.0549
13	Ethane	0.0007	0.1703	0.0211	0.1580	0.0001	0.1938
14	Ethylene	0.0017	0.4011	0.0463	0.3473	0.0001	0.3953
15	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Propane	0.0002	0.0474	0.0086	0.0645	0.0000	0.0555
17	Propene	0.0004	0.1061	0.0184	0.1378	0.0000	0.1154
18	M-Acetylene	0.0005	0.1324	0.0218	0.1637	0.0000	0.1151
19	n-Butane	0.0001	0.0197	0.0047	0.0353	0.0000	0.0264
20	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	13-Butadiene	0.0001	0.0312	0.0070	0.0521	0.0000	0.0367
22	EAcetylene	0.0000	0.0014	0.0003	0.0023	0.0000	0.0016
23	Hydrogen	0.0001	0.0135	0.0001	0.0008	0.0000	0.0053
24	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	H2O	0.0000	0.0006	0.0000	0.0003	0.0000	0.0002
27	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Total	0.0041	1.0000	0.1333	1.0000	0.0003	1.0000
34	Liquid Phase Phase Fraction 1.000						
35							
36	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
37		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
38	Methane	5.2397	0.0182	84.0608	0.0075	0.2808	0.0126
39	Ethane	35.4011	0.1227	1064.5076	0.0947	2.9929	0.1344
40	Ethylene	62.7986	0.2176	1761.7388	0.1567	4.5971	0.2064
41	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Propane	19.4977	0.0676	859.7885	0.0765	1.6969	0.0762
43	Propene	41.9859	0.1455	1766.7925	0.1571	3.3914	0.1523
44	M-Acetylene	74.2627	0.2573	2975.3220	0.2646	4.7948	0.2153
45	n-Butane	18.5217	0.0642	1076.5574	0.0957	1.8459	0.0829
46	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	13-Butadiene	28.9816	0.1004	1567.6686	0.1394	2.5295	0.1136
48	EAcetylene	1.5782	0.0055	85.3689	0.0076	0.1295	0.0058
49	Hydrogen	0.2796	0.0010	0.5637	0.0001	0.0081	0.0004
50	CO	0.0001	0.0000	0.0036	0.0000	0.0000	0.0000
51	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2O	0.0795	0.0003	1.4326	0.0001	0.0014	0.0001
53	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	H2S	0.0002	0.0000	0.0081	0.0000	0.0000	0.0000
59	Total	288.6268	1.0000	11243.8132	1.0000	22.2683	1.0000
60	UNIT OPERATIONS						
61	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
62	Stream Cutter:	Reciclo C2-Cutter	Refluxed Absorber:	T-106			
63							
64							
65	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 25 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4						
5			Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 37		Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS					
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase	
9	Vapour / Phase Fraction	0.0006	0.0006	0.9986	0.0008	
10	Temperature: (C)	-51.39	-51.39	-51.39	-51.39	
11	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500	1500	
12	Molar Flow (kgmole/h)	1000	0.5954	998.6	0.8136	
13	Mass Flow (kg/h)	2.977e+004	12.39	2.974e+004	14.66	
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	75.13	3.675e-002	75.08	1.469e-002	
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-9187	-1.726e+004	-8951	-2.922e+005	
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	96.22	148.1	96.24	30.49	
17	Heat Flow (kJ/h)	-9.187e+006	-1.028e+004	-8.939e+006	-2.377e+005	
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.190e+004 *	14.02	1.199e+004	1.444e-002	
19	COMPOSITION					
20	Overall Phase					Vapour Fraction 0.0006
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
22						LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	72.7068	0.0727	1166.4277	0.0392	3.8960
24	Ethane	221.2990	0.2213	6654.4376	0.2235	18.7089
25	Ethylene	547.5172	0.5475	15359.9384	0.5160	40.0806
26	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Propane	38.9684	0.0390	1718.3908	0.0577	3.3915
28	Propene	89.4098	0.0894	3762.4178	0.1264	7.2222
29	M-Acetylene	27.1329	0.0271	1087.0732	0.0365	1.7518
30	n-Butane	0.0001	0.0000	0.0041	0.0000	0.0000
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	13-Butadiene	0.0001	0.0000	0.0063	0.0000	0.0000
33	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Hydrogen	2.1495	0.0021	4.3333	0.0001	0.0620
35	CO	0.0017	0.0000	0.0480	0.0000	0.0001
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	0.8163	0.0008	14.7061	0.0005	0.0147
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2S	0.0012	0.0000	0.0425	0.0000	0.0001
44	Total	1000.0030	1.0000	29767.8260	1.0000	75.1279
45	Vapour Phase					Phase Fraction 5.954e-004
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
47						LIQUID VOLUME FRACTION
48	Methane	0.2124	0.3568	3.4078	0.2750	0.0114
49	Ethane	0.0579	0.0972	1.7400	0.1404	0.0049
50	Ethylene	0.2415	0.4056	6.7756	0.5468	0.0177
51	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Propane	0.0018	0.0030	0.0780	0.0063	0.0002
53	Propene	0.0049	0.0083	0.2082	0.0168	0.0004
54	M-Acetylene	0.0007	0.0012	0.0278	0.0022	0.0000
55	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	Hydrogen	0.0762	0.1279	0.1536	0.0124	0.0022
60	CO	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 26 of 32					
64	Licensed to: LEGENDS * Specified by user.					

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018				
4						Fluid Package: Basis-1		
5						Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: 37 (continued)							
7	COMPOSITION							
8	Vapour Phase (continued)						Phase Fraction 5.954e-004	
9								
10								
11								
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Total	0.5954	1.0000	12.3915	1.0000	0.0368	1.0000	
22								
23	Liquid Phase							Phase Fraction 0.9986
24	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
25								
26	Methane	72.4944	0.0726	1163.0199	0.0391	3.8846	0.0517	
27	Ethane	221.2411	0.2216	6652.6976	0.2237	18.7040	0.2491	
28	Ethylene	547.2757	0.5480	15353.1629	0.5162	40.0629	0.5336	
29	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	Propane	38.9667	0.0390	1718.3128	0.0578	3.3913	0.0452	
31	Propene	89.4048	0.0895	3762.2096	0.1265	7.2218	0.0962	
32	M-Acetylene	27.1322	0.0272	1087.0453	0.0366	1.7518	0.0233	
33	n-Butane	0.0001	0.0000	0.0041	0.0000	0.0000	0.0000	
34	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
35	13-Butadiene	0.0001	0.0000	0.0063	0.0000	0.0000	0.0000	
36	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
37	Hydrogen	2.0733	0.0021	4.1798	0.0001	0.0598	0.0008	
38	CO	0.0017	0.0000	0.0476	0.0000	0.0001	0.0000	
39	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
40	H2O	0.0027	0.0000	0.0492	0.0000	0.0000	0.0000	
41	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
43	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
44	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
46	H2S	0.0012	0.0000	0.0425	0.0000	0.0001	0.0000	
47	Total	998.5940	1.0000	29740.7777	1.0000	75.0764	1.0000	
48								
49	Aqueous Phase							Phase Fraction 8.136e-004
50	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
51								
52	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66	H2O	0.8136	1.0000	14.6568	1.0000	0.0147	1.0000	
67	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 27 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018					
4									
5				Fluid Package: Basis-1					
6	Material Stream: 37 (continued)			Property Package: Peng-Robinson					
7	COMPOSITION								
8	Aqueous Phase (continued)								
9						Phase Fraction	8.136e-004		
10									
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
12	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
13	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
14	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
15	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
16	Total	0.8136	1.0000	14.6568	1.0000	0.0147	1.0000		
17	UNIT OPERATIONS								
18	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
19			Refluxed Absorber:		T-106				
20				Fluid Package: Basis-1					
21	Material Stream: C1			Property Package: Peng-Robinson					
22	CONDITIONS								
23		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase					
24	Vapour / Phase Fraction	0.9989	0.9989	0.0011					
25	Temperature: (C)	-50.45	-50.45	-50.45					
26	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500					
27	Molar Flow (kgmole/h)	180.0	179.8	0.2037					
28	Mass Flow (kg/h)	3721	3717	3.670					
29	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	11.06	11.06	3.677e-003					
30	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.761e+004	-1.730e+004	-2.921e+005					
31	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.9	148.1	30.83					
32	Heat Flow (kJ/h)	-3.171e+006	-3.111e+006	-5.951e+004					
33	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4239 *	4235	3.616e-003					
34	COMPOSITION								
35	Overall Phase								
36						Vapour Fraction	0.9989		
37	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
38	Methane	64.1113	0.3562	1028.5304	0.2764	3.4354	0.3106		
39	Ethane	17.2828	0.0960	519.6908	0.1397	1.4611	0.1321		
40	Ethylene	72.2594	0.4014	2027.1507	0.5448	5.2897	0.4783		
41	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
42	Propane	0.5252	0.0029	23.1596	0.0062	0.0457	0.0041		
43	Propene	1.4700	0.0082	61.8590	0.0166	0.1187	0.0107		
44	M-Acetylene	0.2057	0.0011	8.2406	0.0022	0.0133	0.0012		
45	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
46	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
47	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
49	Hydrogen	23.9418	0.1330	48.2667	0.0130	0.6909	0.0625		
50	CO	0.0051	0.0000	0.1429	0.0000	0.0002	0.0000		
51	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
52	H2O	0.2045	0.0011	3.6839	0.0010	0.0037	0.0003		
53	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
54	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
55	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
56	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
57	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
58	H2S	0.0001	0.0000	0.0028	0.0000	0.0000	0.0000		
59	Total	180.0058	1.0000	3720.7274	1.0000	11.0587	1.0000		
60									
61	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 28 of 32			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018					
4									
5				Fluid Package: Basis-1					
6	Material Stream: C1 (continued)			Property Package: Peng-Robinson					
7	COMPOSITION								
8	Vapour Phase Phase Fraction 0.9989								
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME		
10		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION		
11	Methane	64.1113	0.3566	1028.5304	0.2767	3.4354	0.3108		
12	Ethane	17.2828	0.0961	519.6908	0.1398	1.4611	0.1322		
13	Ethylene	72.2594	0.4019	2027.1507	0.5454	5.2897	0.4785		
14	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
15	Propane	0.5252	0.0029	23.1596	0.0062	0.0457	0.0041		
16	Propene	1.4700	0.0082	61.8590	0.0166	0.1187	0.0107		
17	M-Acetylene	0.2057	0.0011	8.2406	0.0022	0.0133	0.0012		
18	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
20	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
21	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
22	Hydrogen	23.9418	0.1332	48.2667	0.0130	0.6909	0.0625		
23	CO	0.0051	0.0000	0.1429	0.0000	0.0002	0.0000		
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
25	H2O	0.0008	0.0000	0.0140	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
31	H2S	0.0001	0.0000	0.0028	0.0000	0.0000	0.0000		
32	Total	179.8021	1.0000	3717.0575	1.0000	11.0550	1.0000		
33	Aqueous Phase Phase Fraction 1.132e-003								
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME		
35		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION		
36	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
37	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
38	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
39	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
40	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
41	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
42	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
44	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
45	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
46	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
47	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
49	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
50	H2O	0.2037	1.0000	3.6699	1.0000	0.0037	1.0000		
51	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
52	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
53	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
54	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
55	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
56	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
57	Total	0.2037	1.0000	3.6699	1.0000	0.0037	1.0000		
58	UNIT OPERATIONS								
59	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
60	Recycle:	RCY-2	Refluxed Absorber:	T-106					
61									
62									
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 29 of 32			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: C1+			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
10							
11	Vapour / Phase Fraction	0.9989	0.9989	0.0011			
12	Temperature: (C)	-50.37 *	-50.37	-50.37			
13	Pressure: (kPa)	1500 *	1500	1500			
14	Molar Flow (kgmole/h)	180.0 *	179.8	0.2040			
15	Mass Flow (kg/h)	3726	3722	3.676			
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	11.07	11.06	3.683e-003			
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.757e+004	-1.726e+004	-2.921e+005			
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	148.0	148.1	30.85			
19	Heat Flow (kJ/h)	-3.163e+006	-3.103e+006	-5.960e+004			
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4239 *	4235	3.622e-003			
21							
22	COMPOSITION						
23	Overall Phase						
24				Vapour Fraction	0.9989		
25							
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	64.0739 *	0.3559 *	1027.9318 *	0.2759 *	3.4334 *	0.3102 *
29	Ethane	17.3280 *	0.0963 *	521.0509 *	0.1398 *	1.4649 *	0.1324 *
30	Ethylene	72.4241 *	0.4023 *	2031.7713 *	0.5453 *	5.3018 *	0.4790 *
31	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32	Propane	0.5272 *	0.0029 *	23.2501 *	0.0062 *	0.0459 *	0.0041 *
33	Propene	1.4755 *	0.0082 *	62.0918 *	0.0167 *	0.1192 *	0.0108 *
34	M-Acetylene	0.2068 *	0.0011 *	8.2864 *	0.0022 *	0.0134 *	0.0012 *
35	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
36	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
38	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
39	Hydrogen	23.7671 *	0.1320 *	47.9145 *	0.0129 *	0.6859 *	0.0620 *
40	CO	0.0051 *	0.0000 *	0.1425 *	0.0000 *	0.0002 *	0.0000 *
41	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
42	H2O	0.2048 *	0.0011 *	3.6900 *	0.0010 *	0.0037 *	0.0003 *
43	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
44	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
45	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
46	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
47	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
48	H2S	0.0001 *	0.0000 *	0.0029 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
49	Total	180.0128	1.0000	3726.1321	1.0000	11.0682	1.0000
50	Vapour Phase						
51					Phase Fraction	0.9989	
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	64.0739	0.3563	1027.9318	0.2761	3.4334	0.3103
55	Ethane	17.3280	0.0964	521.0509	0.1400	1.4649	0.1324
56	Ethylene	72.4241	0.4028	2031.7713	0.5458	5.3018	0.4792
57	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Propane	0.5272	0.0029	23.2501	0.0062	0.0459	0.0041
59	Propene	1.4755	0.0082	62.0918	0.0167	0.1192	0.0108
60	M-Acetylene	0.2068	0.0012	8.2864	0.0022	0.0134	0.0012
61	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Hydrogen	23.7671	0.1322	47.9145	0.0129	0.6859	0.0620
66	CO	0.0051	0.0000	0.1425	0.0000	0.0002	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0008	0.0000	0.0141	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 30 of 32	

Material Stream: C1+ (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.9989

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000
Total	179.8087	1.0000	3722.4562	1.0000	11.0646	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.134e-003

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2040	1.0000	3.6760	1.0000	0.0037	1.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.2040	1.0000	3.6760	1.0000	0.0037	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: E-117	Recycle: RCY-2	


Material Stream: C1.a


Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	20.00 *	20.00		
Pressure: (kPa)	1400 *	1400		
Molar Flow (kgmole/h)	180.0	180.0		
Mass Flow (kg/h)	3726	3726		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	11.07	11.07		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.456e+004	-1.456e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.2	160.2		
Heat Flow (kJ/h)	-2.621e+006	-2.621e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4239 *	4239		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:10:44 2018			
4							
5	Material Stream: C1.a (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase						
9						Vapour Fraction 1.0000	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
11	Methane	64.0739	0.3559	1027.9318	0.2759	3.4334	0.3102
12	Ethane	17.3280	0.0963	521.0509	0.1398	1.4649	0.1324
13	Ethylene	72.4241	0.4023	2031.7713	0.5453	5.3018	0.4790
14	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Propane	0.5272	0.0029	23.2501	0.0062	0.0459	0.0041
16	Propene	1.4755	0.0082	62.0918	0.0167	0.1192	0.0108
17	M-Acetylene	0.2068	0.0011	8.2864	0.0022	0.0134	0.0012
18	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Hydrogen	23.7671	0.1320	47.9145	0.0129	0.6859	0.0620
23	CO	0.0051	0.0000	0.1425	0.0000	0.0002	0.0000
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.2048	0.0011	3.6900	0.0010	0.0037	0.0003
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.0001	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000
32	Total	180.0128	1.0000	3726.1321	1.0000	11.0682	1.0000
33	Vapour Phase						
34						Phase Fraction 1.000	
35	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
36	Methane	64.0739	0.3559	1027.9318	0.2759	3.4334	0.3102
37	Ethane	17.3280	0.0963	521.0509	0.1398	1.4649	0.1324
38	Ethylene	72.4241	0.4023	2031.7713	0.5453	5.3018	0.4790
39	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Propane	0.5272	0.0029	23.2501	0.0062	0.0459	0.0041
41	Propene	1.4755	0.0082	62.0918	0.0167	0.1192	0.0108
42	M-Acetylene	0.2068	0.0011	8.2864	0.0022	0.0134	0.0012
43	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Hydrogen	23.7671	0.1320	47.9145	0.0129	0.6859	0.0620
48	CO	0.0051	0.0000	0.1425	0.0000	0.0002	0.0000
49	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	H2O	0.2048	0.0011	3.6900	0.0010	0.0037	0.0003
51	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	H2S	0.0001	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000
57	Total	180.0128	1.0000	3726.1321	1.0000	11.0682	1.0000
58	UNIT OPERATIONS						
59	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
60	Mixer:	MIX-110	Heater:	E-117			
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 32 of 32	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 33.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	100.0 *	100.0				
14	Pressure: (kPa)	3500 *	3500				
15	Molar Flow (kgmole/h)	692.0	692.0				
16	Mass Flow (kg/h)	2.950e+004	2.950e+004				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	55.68	55.68				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	4.280e+004	4.280e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	138.3	138.3				
20	Heat Flow (kJ/h)	2.962e+007	2.962e+007				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	55.54 *	55.54				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25						Vapour Fraction 1.0000	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
27						LIQUID VOLUME FRACTION	
28	Methane	7.5277	0.0109	120.7666	0.0041	0.4034	
29	Ethane	68.4885	0.0990	2059.4438	0.0698	5.7901	
30	Ethylene	94.4792	0.1365	2650.5019	0.0899	6.9163	
31	Acetylene	20.8353	0.0301	542.5090	0.0184	1.3008	
32	Propane	44.3047	0.0640	1953.7050	0.0662	3.8559	
33	Propene	90.5438	0.1308	3810.1372	0.1292	7.3138	
34	M-Acetylene	128.9461	0.1863	5166.1992	0.1752	8.3254	
35	n-Butane	98.1548	0.1418	5705.1523	0.1934	9.7821	
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
37	13-Butadiene	120.7346	0.1745	6530.7497	0.2214	10.5378	
38	EAcetylene	17.6002	0.0254	952.0266	0.0323	1.4440	
39	Hydrogen	0.2751	0.0004	0.5546	0.0000	0.0079	
40	CO	0.0002	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000	
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	H2O	0.1373	0.0002	2.4737	0.0001	0.0025	
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	
44	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9230	0.0000	0.0015	
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	H2S	0.0005	0.0000	0.0161	0.0000	0.0000	
49	Total	692.0408	1.0000	29495.1636	1.0000	55.6815	
50	Vapour Phase						
51						Phase Fraction 1.000	
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
53						LIQUID VOLUME FRACTION	
54	Methane	7.5277	0.0109	120.7666	0.0041	0.4034	
55	Ethane	68.4885	0.0990	2059.4438	0.0698	5.7901	
56	Ethylene	94.4792	0.1365	2650.5019	0.0899	6.9163	
57	Acetylene	20.8353	0.0301	542.5090	0.0184	1.3008	
58	Propane	44.3047	0.0640	1953.7050	0.0662	3.8559	
59	Propene	90.5438	0.1308	3810.1372	0.1292	7.3138	
60	M-Acetylene	128.9461	0.1863	5166.1992	0.1752	8.3254	
61	n-Butane	98.1548	0.1418	5705.1523	0.1934	9.7821	
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	13-Butadiene	120.7346	0.1745	6530.7497	0.2214	10.5378	
64	EAcetylene	17.6002	0.0254	952.0266	0.0323	1.4440	
65	Hydrogen	0.2751	0.0004	0.5546	0.0000	0.0079	
66	CO	0.0002	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000	
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	H2O	0.1373	0.0002	2.4737	0.0001	0.0025	
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 1 of 19	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018					
4									
5									
6	Material Stream: 33.a (continued)					Fluid Package: Basis-1			
7						Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION								
9									
10	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction	1.000		
11									
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
13	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000		
14	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9230	0.0000	0.0015	0.0000		
15	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000		
16	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
17	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
18	H2S	0.0005	0.0000	0.0161	0.0000	0.0000	0.0000		
19	Total	692.0408	1.0000	29495.1636	1.0000	55.6815	1.0000		
20	UNIT OPERATIONS								
21	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
22	Refluxed Absorber:	T-107	Heater:	E-118					
23	Material Stream: 39					Fluid Package: Basis-1			
24						Property Package: Peng-Robinson			
25	CONDITIONS								
26		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase					
27	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000					
28	Temperature: (C)	96.74	96.74	96.74					
29	Pressure: (kPa)	3500	3500	3500					
30	Molar Flow (kgmole/h)	321.0	9.164e-003	321.0					
31	Mass Flow (kg/h)	1.517e+004	0.3922	1.517e+004					
32	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.76	7.384e-004	26.76					
33	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.222e+004	4.235e+004	3.222e+004					
34	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	102.6	136.9	102.6					
35	Heat Flow (kJ/h)	1.035e+007	388.1	1.034e+007					
36	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	26.86 *	7.365e-004	26.86					
37	COMPOSITION								
38	Overall Phase					Vapour Fraction	0.0000		
39	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
40	Methane	0.8550	0.0027	13.7163	0.0009	0.0458	0.0017		
41	Ethane	16.4827	0.0513	495.6319	0.0327	1.3935	0.0521		
42	Ethylene	17.9850	0.0560	504.5481	0.0333	1.3166	0.0492		
43	Acetylene	4.5127	0.0141	117.5025	0.0077	0.2817	0.0105		
44	Propane	17.8278	0.0555	786.1522	0.0518	1.5516	0.0580		
45	Propene	34.5533	0.1076	1454.0248	0.0958	2.7911	0.1043		
46	M-Acetylene	61.4131	0.1913	2460.5054	0.1622	3.9651	0.1481		
47	n-Butane	71.2956	0.2221	4143.9834	0.2731	7.1053	0.2655		
48	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
49	13-Butadiene	82.3176	0.2564	4452.7055	0.2935	7.1847	0.2684		
50	EAcetylene	13.7386	0.0428	743.1482	0.0490	1.1272	0.0421		
51	Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0276	0.0000	0.0004	0.0000		
52	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000		
53	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
54	H2O	0.0236	0.0001	0.4258	0.0000	0.0004	0.0000		
55	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000		
56	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9229	0.0001	0.0015	0.0001		
57	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000		
58	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
59	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000		
61	Aspen Technology Inc.								
62	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)								
63	Page 2 of 19								

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018				
4				Material Stream: 39 (continued)			Fluid Package: Basis-1	
5							Property Package: Peng-Robinson	
6	COMPOSITION							
7	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 0.0000	
8	Total	321.0317	1.0000	15173.2999	1.0000	26.7649	1.0000	
9	Vapour Phase						Phase Fraction 2.854e-005	
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
11	Methane	0.0001	0.0106	0.0016	0.0040	0.0000	0.0071	
12	Ethane	0.0009	0.0972	0.0268	0.0683	0.0001	0.1020	
13	Ethylene	0.0012	0.1336	0.0344	0.0876	0.0001	0.1214	
14	Acetylene	0.0003	0.0295	0.0070	0.0180	0.0000	0.0229	
15	Propane	0.0006	0.0636	0.0257	0.0655	0.0001	0.0687	
16	Propene	0.0012	0.1297	0.0500	0.1275	0.0001	0.1300	
17	M-Acetylene	0.0017	0.1862	0.0684	0.1743	0.0001	0.1492	
18	n-Butane	0.0013	0.1451	0.0773	0.1971	0.0001	0.1795	
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	13-Butadiene	0.0016	0.1776	0.0880	0.2244	0.0001	0.1923	
21	EAcetylene	0.0002	0.0263	0.0130	0.0332	0.0000	0.0268	
22	Hydrogen	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	H2O	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	Total	0.0092	1.0000	0.3922	1.0000	0.0007	1.0000	
33	Liquid Phase						Phase Fraction 1.000	
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
35	Methane	0.8549	0.0027	13.7147	0.0009	0.0458	0.0017	
36	Ethane	16.4818	0.0513	495.6051	0.0327	1.3934	0.0521	
37	Ethylene	17.9838	0.0560	504.5138	0.0333	1.3165	0.0492	
38	Acetylene	4.5125	0.0141	117.4955	0.0077	0.2817	0.0105	
39	Propane	17.8272	0.0555	786.1265	0.0518	1.5515	0.0580	
40	Propene	34.5521	0.1076	1453.9748	0.0958	2.7910	0.1043	
41	M-Acetylene	61.4114	0.1913	2460.4371	0.1622	3.9650	0.1481	
42	n-Butane	71.2942	0.2221	4143.9061	0.2731	7.1052	0.2655	
43	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
44	13-Butadiene	82.3159	0.2564	4452.6175	0.2935	7.1846	0.2684	
45	EAcetylene	13.7384	0.0428	743.1351	0.0490	1.1272	0.0421	
46	Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0276	0.0000	0.0004	0.0000	
47	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	H2O	0.0236	0.0001	0.4258	0.0000	0.0004	0.0000	
50	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
51	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9229	0.0001	0.0015	0.0001	
52	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
53	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000	
56	Total	321.0225	1.0000	15172.9077	1.0000	26.7642	1.0000	

Material Stream: 39 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Heater: E-120	Refluxed Absorber: T-107	

Material Stream: 40

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	21.45	21.45	21.45
Pressure: (kPa)	1500	1500	1500
Molar Flow (kgmole/h)	205.0	1.921e-003	205.0
Mass Flow (kg/h)	8713	6.490e-002	8713
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	16.30	1.459e-004	16.30
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	3.125e+004	3.019e+004	3.125e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	79.76	149.1	79.76
Heat Flow (kJ/h)	6.405e+006	57.98	6.405e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	16.28 *	1.510e-004	16.28

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.7140	0.0035	11.4545	0.0013	0.0383	0.0023
Ethane	19.5530	0.0954	587.9576	0.0675	1.6530	0.1014
Ethylene	21.3579	0.1042	599.1702	0.0688	1.5635	0.0959
Acetylene	5.5514	0.0271	144.5474	0.0166	0.3466	0.0213
Propane	16.5304	0.0806	728.9421	0.0837	1.4387	0.0882
Propene	33.9854	0.1658	1430.1252	0.1641	2.7452	0.1684
M-Acetylene	48.8007	0.2381	1955.1923	0.2244	3.1508	0.1932
n-Butane	22.7894	0.1112	1324.6133	0.1520	2.2712	0.1393
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	32.2928	0.1575	1746.7781	0.2005	2.8185	0.1729
EAcetylene	3.3908	0.0165	183.4151	0.0211	0.2782	0.0171
Hydrogen	0.0052	0.0000	0.0105	0.0000	0.0002	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
Total	204.9975	1.0000	8712.6826	1.0000	16.3046	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 9.370e-006

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0001	0.0359	0.0011	0.0170	0.0000	0.0253
Ethane	0.0004	0.1955	0.0113	0.1740	0.0000	0.2175
Ethylene	0.0006	0.3321	0.0179	0.2758	0.0000	0.3200
Acetylene	0.0001	0.0649	0.0032	0.0500	0.0000	0.0533
Propane	0.0001	0.0599	0.0051	0.0782	0.0000	0.0686
Propene	0.0003	0.1326	0.0107	0.1651	0.0000	0.1409
M-Acetylene	0.0002	0.1128	0.0087	0.1338	0.0000	0.0959
n-Butane	0.0000	0.0245	0.0027	0.0422	0.0000	0.0322

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018
4		
5		

Material Stream: 40 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 9.370e-006

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0001	0.0369	0.0038	0.0591	0.0000	0.0424
EAcetylene	0.0000	0.0028	0.0003	0.0045	0.0000	0.0031
Hydrogen	0.0000	0.0015	0.0000	0.0001	0.0000	0.0006
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0005	0.0000	0.0003	0.0000	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0019	1.0000	0.0649	1.0000	0.0001	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.7139	0.0035	11.4534	0.0013	0.0383	0.0023
Ethane	19.5527	0.0954	587.9463	0.0675	1.6530	0.1014
Ethylene	21.3573	0.1042	599.1523	0.0688	1.5634	0.0959
Acetylene	5.5513	0.0271	144.5442	0.0166	0.3466	0.0213
Propane	16.5303	0.0806	728.9370	0.0837	1.4387	0.0882
Propene	33.9851	0.1658	1430.1145	0.1641	2.7452	0.1684
M-Acetylene	48.8005	0.2381	1955.1836	0.2244	3.1508	0.1932
n-Butane	22.7894	0.1112	1324.6105	0.1520	2.2712	0.1393
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	32.2928	0.1575	1746.7742	0.2005	2.8185	0.1729
EAcetylene	3.3908	0.0165	183.4148	0.0211	0.2782	0.0171
Hydrogen	0.0052	0.0000	0.0105	0.0000	0.0001	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
Total	204.9956	1.0000	8712.6177	1.0000	16.3045	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: R-102	Refluxed Absorber: T-107	


Material Stream: H2.C3


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	-40.00 *	-40.00
Pressure: (kPa)	1000 *	1000
Molar Flow (kgmole/h)	80.00 *	80.00

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018						
4									
5									
6	Material Stream: H2.C3 (continued)					Fluid Package: Basis-1			
7						Property Package: Peng-Robinson			
8	CONDITIONS								
9									
10			Overall		Vapour Phase				
11									
12	Mass Flow	(kg/h)	161.3		161.3				
13	Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	2.309		2.309				
14	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1850		-1850				
15	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	96.95		96.95				
16	Heat Flow	(kJ/h)	-1.480e+005		-1.480e+005				
17	Liq Vol Flow @Std Cond	(m3/h)	1892 *		1892				
18	COMPOSITION								
19									
20	Overall Phase				Vapour Fraction		1.0000		
21									
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
23									
24	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
25	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
26	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
27	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
28	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
29	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
30	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
31	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
32	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
33	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
34	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
35	Hydrogen	80.0000 *	1.0000 *	161.2800 *	1.0000 *	2.3086 *	1.0000 *	1.0000 *	
36	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
37	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
38	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
39	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
40	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
41	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
42	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
43	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
44	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
45	Total	80.0000	1.0000	161.2800	1.0000	2.3086	1.0000	1.0000	
46	Vapour Phase								
47					Phase Fraction		1.000		
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
49									
50	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	Hydrogen	80.0000	1.0000	161.2800	1.0000	2.3086	1.0000	1.0000	
62	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
67	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)				Page 6 of 19		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4							
5							
6	Material Stream: H2.C3 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION						
9	Vapour Phase (continued)			Phase Fraction 1.000			
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
12	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Total	80.0000	1.0000	161.2800	1.0000	2.3086	1.0000
15	UNIT OPERATIONS						
16	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
17	Conversion Reactor: R-102						
18	Material Stream: 41.1			Fluid Package: Basis-1			
19				Property Package: Peng-Robinson			
20	CONDITIONS						
21		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
22	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
23	Temperature: (C)	225.1	225.1	225.1			
24	Pressure: (kPa)	1000	1000	1000			
25	Molar Flow (kgmole/h)	241.1	241.1	0.0000			
26	Mass Flow (kg/h)	8874	8874	0.0000			
27	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.06	18.06	0.0000			
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.596e+004	2.596e+004	2.596e+004			
29	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	162.6	162.6	162.6			
30	Heat Flow (kJ/h)	6.257e+006	6.257e+006	0.0000			
31	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	20.95	20.95	0.0000			
32	COMPOSITION						
33	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
35	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021
36	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915
37	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866
38	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192
39	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797
40	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485
41	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174
42	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258
43	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561
45	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154
46	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577
47	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
50	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
56	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4							
5	Material Stream: 41.1 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase Phase Fraction 1.000						
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
10		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
11	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021
12	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915
13	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866
14	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192
15	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797
16	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485
17	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174
18	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258
19	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561
21	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154
22	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577
23	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
24	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
26	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
32	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000
33	Liquid Phase Phase Fraction 0.0000						
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME
35		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION
36	Methane	0.0000	0.0030	0.0000	0.0013	0.0000	0.0021
37	Ethane	0.0000	0.0811	0.0000	0.0663	0.0000	0.0915
38	Ethylene	0.0000	0.0886	0.0000	0.0675	0.0000	0.0866
39	Acetylene	0.0000	0.0230	0.0000	0.0163	0.0000	0.0192
40	Propane	0.0000	0.0686	0.0000	0.0821	0.0000	0.0797
41	Propene	0.0000	0.3232	0.0000	0.3694	0.0000	0.3485
42	M-Acetylene	0.0000	0.0202	0.0000	0.0220	0.0000	0.0174
43	n-Butane	0.0000	0.0945	0.0000	0.1493	0.0000	0.1258
44	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	13-Butadiene	0.0000	0.1340	0.0000	0.1968	0.0000	0.1561
46	EAcetylene	0.0000	0.0141	0.0000	0.0207	0.0000	0.0154
47	Hydrogen	0.0000	0.1497	0.0000	0.0082	0.0000	0.0577
48	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
51	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
58	UNIT OPERATIONS						
59	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
60	Mixer:	MIX-112	Conversion Reactor:	R-102			
61							
62							
63	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 8 of 19	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4							
5	Material Stream: 41.2			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
10	Temperature: (C)	225.1	225.1	225.1			
11	Pressure: (kPa)	1000	1000	1000			
12	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
13	Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.596e+004	2.596e+004	2.596e+004			
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	162.6	162.6	162.6			
17	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.0000 *	0.0000	0.0000			
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase						
21						Vapour Fraction 0.0000	
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	0.0000	0.0030	0.0000	0.0013	0.0000	0.0021
24	Ethane	0.0000	0.0811	0.0000	0.0663	0.0000	0.0915
25	Ethylene	0.0000	0.0886	0.0000	0.0675	0.0000	0.0866
26	Acetylene	0.0000	0.0230	0.0000	0.0163	0.0000	0.0192
27	Propane	0.0000	0.0686	0.0000	0.0821	0.0000	0.0797
28	Propene	0.0000	0.3232	0.0000	0.3694	0.0000	0.3485
29	M-Acetylene	0.0000	0.0202	0.0000	0.0220	0.0000	0.0174
30	n-Butane	0.0000	0.0945	0.0000	0.1493	0.0000	0.1258
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	13-Butadiene	0.0000	0.1340	0.0000	0.1968	0.0000	0.1561
33	EAcetylene	0.0000	0.0141	0.0000	0.0207	0.0000	0.0154
34	Hydrogen	0.0000	0.1497	0.0000	0.0082	0.0000	0.0577
35	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
45	Vapour Phase						Phase Fraction 0.0000
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
47	Methane	0.0000	0.0030	0.0000	0.0013	0.0000	0.0021
48	Ethane	0.0000	0.0811	0.0000	0.0663	0.0000	0.0915
49	Ethylene	0.0000	0.0886	0.0000	0.0675	0.0000	0.0866
50	Acetylene	0.0000	0.0230	0.0000	0.0163	0.0000	0.0192
51	Propane	0.0000	0.0686	0.0000	0.0821	0.0000	0.0797
52	Propene	0.0000	0.3232	0.0000	0.3694	0.0000	0.3485
53	M-Acetylene	0.0000	0.0202	0.0000	0.0220	0.0000	0.0174
54	n-Butane	0.0000	0.0945	0.0000	0.1493	0.0000	0.1258
55	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	13-Butadiene	0.0000	0.1340	0.0000	0.1968	0.0000	0.1561
57	EAcetylene	0.0000	0.0141	0.0000	0.0207	0.0000	0.0154
58	Hydrogen	0.0000	0.1497	0.0000	0.0082	0.0000	0.0577
59	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
62	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 9 of 19						

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018
4		
5		

Material Stream: 41.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16 n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20 H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21 Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
26 Methane	0.0000	0.0030	0.0000	0.0013	0.0000	0.0021
27 Ethane	0.0000	0.0811	0.0000	0.0663	0.0000	0.0915
28 Ethylene	0.0000	0.0886	0.0000	0.0675	0.0000	0.0866
29 Acetylene	0.0000	0.0230	0.0000	0.0163	0.0000	0.0192
30 Propane	0.0000	0.0686	0.0000	0.0821	0.0000	0.0797
31 Propene	0.0000	0.3232	0.0000	0.3694	0.0000	0.3485
32 M-Acetylene	0.0000	0.0202	0.0000	0.0220	0.0000	0.0174
33 n-Butane	0.0000	0.0945	0.0000	0.1493	0.0000	0.1258
34 1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35 1,3-Butadiene	0.0000	0.1340	0.0000	0.1968	0.0000	0.1561
36 EAcetylene	0.0000	0.0141	0.0000	0.0207	0.0000	0.0154
37 Hydrogen	0.0000	0.1497	0.0000	0.0082	0.0000	0.0577
38 CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40 H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
41 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42 n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46 H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47 Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
51 Mixer: MIX-112	Conversion Reactor: R-102	


Material Stream: 41


Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase
58 Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
59 Temperature: (C)	225.1	225.1
60 Pressure: (kPa)	1000	1000
61 Molar Flow (kgmole/h)	241.1	241.1
62 Mass Flow (kg/h)	8874	8874
63 Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.06	18.06
64 Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.596e+004	2.596e+004
65 Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	162.6	162.6
66 Heat Flow (kJ/h)	6.257e+006	6.257e+006
67 Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	20.95 *	20.95


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018					
4									
5				Fluid Package: Basis-1					
6				Property Package: Peng-Robinson					
7	Material Stream: 41 (continued)								
8									
9	COMPOSITION								
10									
11	Overall Phase				Vapour Fraction		1.0000		
12									
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
14									
15	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021		
16	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915		
17	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866		
18	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192		
19	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797		
20	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485		
21	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174		
22	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258		
23	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561		
25	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154		
26	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577		
27	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000		
28	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
29	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000		
30	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
31	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
32	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
33	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
34	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
35	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000		
36	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000		
37									
38	Vapour Phase				Phase Fraction		1.000		
39									
40	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
41	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021		
42	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915		
43	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866		
44	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192		
45	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797		
46	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485		
47	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174		
48	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258		
49	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
50	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561		
51	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154		
52	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577		
53	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000		
54	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
55	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000		
56	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
57	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
58	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
59	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
61	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000		
62	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000		
63									
64	UNIT OPERATIONS								
65	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
66	Heater:	E-119	Mixer:	MIX-112					
67									
68									
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 11 of 19			


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 41.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	100.0 *	100.0				
14	Pressure: (kPa)	3500 *	3500				
15	Molar Flow (kgmole/h)	241.1	241.1				
16	Mass Flow (kg/h)	8874	8874				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.06	18.06				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.397e+004	1.397e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	125.3	125.3				
20	Heat Flow (kJ/h)	3.367e+006	3.367e+006				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	20.95 *	20.95				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25					Vapour Fraction 1.0000		
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021
29	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915
30	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866
31	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192
32	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797
33	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485
34	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174
35	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561
38	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154
39	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577
40	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000
50	Vapour Phase					Phase Fraction 1.000	
51							
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	0.7140	0.0030	11.4545	0.0013	0.0383	0.0021
55	Ethane	19.5530	0.0811	587.9576	0.0663	1.6530	0.0915
56	Ethylene	21.3579	0.0886	599.1702	0.0675	1.5635	0.0866
57	Acetylene	5.5514	0.0230	144.5474	0.0163	0.3466	0.0192
58	Propane	16.5304	0.0686	728.9421	0.0821	1.4387	0.0797
59	Propene	77.9061	0.3232	3278.3336	0.3694	6.2929	0.3485
60	M-Acetylene	4.8801	0.0202	195.5192	0.0220	0.3151	0.0174
61	n-Butane	22.7894	0.0945	1324.6133	0.1493	2.2712	0.1258
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	32.2928	0.1340	1746.7781	0.1968	2.8185	0.1561
64	EAcetylene	3.3908	0.0141	183.4151	0.0207	0.2782	0.0154
65	Hydrogen	36.0845	0.1497	72.7464	0.0082	1.0413	0.0577
66	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0262	0.0001	0.4712	0.0001	0.0005	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 12 of 19	


1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018					
4									
5									
6	Material Stream: 41.a (continued)				Fluid Package: Basis-1				
7					Property Package: Peng-Robinson				
8	COMPOSITION								
9	Vapour Phase (continued)								
10							Phase Fraction 1.000		
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
12	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
13	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
14	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
15	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
16	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
17	H2S	0.0001	0.0000	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000		
18	Total	241.0768	1.0000	8873.9538	1.0000	18.0578	1.0000		
19	UNIT OPERATIONS								
20	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
21	Refluxed Absorber: T-108		Heater: E-119						
22	Material Stream: 42				Fluid Package: Basis-1				
23					Property Package: Peng-Robinson				
24	CONDITIONS								
25		Overall	Liquid Phase						
26	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000						
27	Temperature: (C)	10.35	10.35						
28	Pressure: (kPa)	1500	1500						
29	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0						
30	Mass Flow (kg/h)	4461	4461						
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	8.371	8.371						
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5973	-5973						
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	57.54	57.54						
34	Heat Flow (kJ/h)	-5.972e+005	-5.972e+005						
35	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	8.297 *	8.297						
36	COMPOSITION								
37	Overall Phase						Vapour Fraction 0.0000		
38	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
39	Methane	0.0608	0.0006	0.9751	0.0002	0.0033	0.0004		
40	Ethane	6.5538	0.0655	197.0735	0.0442	0.5541	0.0662		
41	Ethylene	5.2209	0.0522	146.4672	0.0328	0.3822	0.0457		
42	Acetylene	1.6114	0.0161	41.9568	0.0094	0.1006	0.0120		
43	Propane	9.0783	0.0908	400.3254	0.0897	0.7901	0.0944		
44	Propene	41.4942	0.4149	1746.1002	0.3914	3.3517	0.4004		
45	M-Acetylene	2.8303	0.0283	113.3951	0.0254	0.1827	0.0218		
46	n-Butane	12.4660	0.1247	724.5717	0.1624	1.2424	0.1484		
47	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
48	13-Butadiene	18.3495	0.1835	992.5574	0.2225	1.6016	0.1913		
49	EAcetylene	1.7906	0.0179	96.8574	0.0217	0.1469	0.0175		
50	Hydrogen	0.5381	0.0054	1.0848	0.0002	0.0155	0.0019		
51	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
52	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
53	H2O	0.0051	0.0001	0.0918	0.0000	0.0001	0.0000		
54	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
55	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
56	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
57	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
58	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
59	H2S	0.0001	0.0000	0.0019	0.0000	0.0000	0.0000		
60	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 13 of 19			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018					
4									
5									
6	Material Stream: 42 (continued)					Fluid Package: Basis-1			
7						Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION								
9	Overall Phase (continued)								
10						Vapour Fraction	0.0000		
11	Total	99.9990	1.0000	4461.4584	1.0000	8.3711	1.0000		
12	Liquid Phase								
13						Phase Fraction	1.000		
14	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
15	Methane	0.0608	0.0006	0.9751	0.0002	0.0033	0.0004		
16	Ethane	6.5538	0.0655	197.0735	0.0442	0.5541	0.0662		
17	Ethylene	5.2209	0.0522	146.4672	0.0328	0.3822	0.0457		
18	Acetylene	1.6114	0.0161	41.9568	0.0094	0.1006	0.0120		
19	Propane	9.0783	0.0908	400.3254	0.0897	0.7901	0.0944		
20	Propene	41.4942	0.4149	1746.1002	0.3914	3.3517	0.4004		
21	M-Acetylene	2.8303	0.0283	113.3951	0.0254	0.1827	0.0218		
22	n-Butane	12.4660	0.1247	724.5717	0.1624	1.2424	0.1484		
23	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	13-Butadiene	18.3495	0.1835	992.5574	0.2225	1.6016	0.1913		
25	EAcetylene	1.7906	0.0179	96.8574	0.0217	0.1469	0.0175		
26	Hydrogen	0.5381	0.0054	1.0848	0.0002	0.0155	0.0019		
27	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
28	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
29	H2O	0.0051	0.0001	0.0918	0.0000	0.0001	0.0000		
30	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
31	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
32	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
33	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
34	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
35	H2S	0.0001	0.0000	0.0019	0.0000	0.0000	0.0000		
36	Total	99.9990	1.0000	4461.4584	1.0000	8.3711	1.0000		
37	UNIT OPERATIONS								
38	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
39	Mixer:	MIX-104	Refluxed Absorber:	T-108					
40	Material Stream: 43					Fluid Package: Basis-1			
41						Property Package: Peng-Robinson			
42	CONDITIONS								
43		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase					
44	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000					
45	Temperature: (C)	83.42	83.42	83.42					
46	Pressure: (kPa)	3500	3500	3500					
47	Molar Flow (kgmole/h)	41.08	7.269e-004	41.08					
48	Mass Flow (kg/h)	1951	2.771e-002	1951					
49	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.517	5.539e-005	3.517					
50	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2727	1.256e+004	2727					
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	86.06	120.5	86.06					
52	Heat Flow (kJ/h)	1.120e+005	9.133	1.120e+005					
53	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	3.509 *	6.208e-005	3.509					
54	COMPOSITION								
55	Overall Phase								
56						Vapour Fraction	0.0000		
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
58	Methane	0.0245	0.0006	0.3926	0.0002	0.0013	0.0004		
59	Ethane	1.6925	0.0412	50.8933	0.0261	0.1431	0.0407		
60	Ethylene	1.3873	0.0338	38.9190	0.0199	0.1016	0.0289		
61	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 14 of 19			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018				
4								
5	Material Stream: 43 (continued)			Fluid Package: Basis-1				
6				Property Package: Peng-Robinson				
7	COMPOSITION							
8	Overall Phase (continued)							
9							Vapour Fraction	0.0000
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
11	Acetylene	0.4125	0.0100	10.7402	0.0055	0.0258	0.0073	
12	Propane	2.8742	0.0700	126.7429	0.0650	0.2501	0.0711	
13	Propene	12.3452	0.3005	519.4926	0.2662	0.9972	0.2836	
14	M-Acetylene	0.9795	0.0238	39.2436	0.0201	0.0632	0.0180	
15	n-Butane	8.4988	0.2069	493.9859	0.2532	0.8470	0.2409	
16	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	13-Butadiene	10.9878	0.2675	594.3480	0.3046	0.9590	0.2727	
18	EAcetylene	1.3955	0.0340	75.4854	0.0387	0.1145	0.0326	
19	Hydrogen	0.4769	0.0116	0.9613	0.0005	0.0138	0.0039	
20	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	H2O	0.0015	0.0000	0.0266	0.0000	0.0000	0.0000	
23	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
25	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	H2S	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	
29	Total	41.0761	1.0000	1951.2319	1.0000	3.5166	1.0000	
30	Vapour Phase							
31							Phase Fraction	1.770e-005
32	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
33	Methane	0.0000	0.0027	0.0000	0.0011	0.0000	0.0019	
34	Ethane	0.0001	0.0761	0.0017	0.0601	0.0000	0.0845	
35	Ethylene	0.0001	0.0818	0.0017	0.0602	0.0000	0.0786	
36	Acetylene	0.0000	0.0214	0.0004	0.0146	0.0000	0.0175	
37	Propane	0.0000	0.0686	0.0022	0.0794	0.0000	0.0784	
38	Propene	0.0002	0.3199	0.0098	0.3531	0.0000	0.3390	
39	M-Acetylene	0.0000	0.0207	0.0006	0.0217	0.0000	0.0175	
40	n-Butane	0.0001	0.1086	0.0046	0.1655	0.0000	0.1420	
41	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
42	13-Butadiene	0.0001	0.1505	0.0059	0.2136	0.0000	0.1724	
43	EAcetylene	0.0000	0.0166	0.0007	0.0235	0.0000	0.0179	
44	Hydrogen	0.0001	0.1330	0.0002	0.0070	0.0000	0.0504	
45	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
46	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
47	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
54	Total	0.0007	1.0000	0.0277	1.0000	0.0001	1.0000	
55	Liquid Phase							
56							Phase Fraction	1.000
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
58	Methane	0.0245	0.0006	0.3925	0.0002	0.0013	0.0004	
59	Ethane	1.6924	0.0412	50.8916	0.0261	0.1431	0.0407	
60	Ethylene	1.3872	0.0338	38.9173	0.0199	0.1016	0.0289	
61	Acetylene	0.4125	0.0100	10.7398	0.0055	0.0258	0.0073	
62	Propane	2.8741	0.0700	126.7407	0.0650	0.2501	0.0711	
63	Aspen Technology Inc.							
64	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)				Page 15 of 19			

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc					
2				Unit Set: SI					
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018					
4									
5									
6	Material Stream: 43 (continued)					Fluid Package: Basis-1			
7						Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION								
9									
10	Liquid Phase (continued)								
11							Phase Fraction 1.000		
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
13	Propene	12.3449	0.3005	519.4828	0.2662	0.9972	0.2836		
14	M-Acetylene	0.9795	0.0238	39.2430	0.0201	0.0632	0.0180		
15	n-Butane	8.4987	0.2069	493.9813	0.2532	0.8470	0.2409		
16	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
17	13-Butadiene	10.9877	0.2675	594.3421	0.3046	0.9590	0.2727		
18	EAcetylene	1.3955	0.0340	75.4848	0.0387	0.1145	0.0326		
19	Hydrogen	0.4768	0.0116	0.9611	0.0005	0.0138	0.0039		
20	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
21	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
22	H2O	0.0015	0.0000	0.0266	0.0000	0.0000	0.0000		
23	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
24	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
25	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
27	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
28	H2S	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000		
29	Total	41.0753	1.0000	1951.2042	1.0000	3.5165	1.0000		
30									
31	UNIT OPERATIONS								
32	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION				
33	Mixer:	MIX-104	Refluxed Absorber:	T-108					
34	Material Stream: C3					Fluid Package: Basis-1			
35						Property Package: Peng-Robinson			
36	CONDITIONS								
37									
38			Overall	Vapour Phase	Liquid Phase				
39	Vapour / Phase Fraction		0.0406	0.0406	0.9594				
40	Temperature: (C)		31.15	31.15	31.15				
41	Pressure: (kPa)		1500	1500	1500				
42	Molar Flow (kgmole/h)		141.1	5.730	135.3				
43	Mass Flow (kg/h)		6413	197.0	6216				
44	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		11.89	0.4258	11.46				
45	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-3439	1.062e+004	-4035				
46	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		66.93	126.1	64.42				
47	Heat Flow (kJ/h)		-4.852e+005	6.085e+004	-5.461e+005				
48	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)		11.80 *	0.5014	11.35				
49									
50	COMPOSITION								
51									
52	Overall Phase						Vapour Fraction 0.0406		
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
54	Methane	0.0853	0.0006	1.3677	0.0002	0.0046	0.0004		
55	Ethane	8.2463	0.0585	247.9668	0.0387	0.6972	0.0586		
56	Ethylene	6.6082	0.0468	185.3862	0.0289	0.4838	0.0407		
57	Acetylene	2.0239	0.0143	52.6970	0.0082	0.1264	0.0106		
58	Propane	11.9525	0.0847	527.0683	0.0822	1.0402	0.0875		
59	Propene	53.8394	0.3816	2265.5928	0.3533	4.3489	0.3658		
60	M-Acetylene	3.8098	0.0270	152.6387	0.0238	0.2460	0.0207		
61	n-Butane	20.9648	0.1486	1218.5575	0.1900	2.0894	0.1758		
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
63	13-Butadiene	29.3373	0.2080	1586.9055	0.2475	2.5606	0.2154		
64	EAcetylene	3.1861	0.0226	172.3429	0.0269	0.2614	0.0220		
65									

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name:	Proyecto final.hsc		
2				Unit Set:	SI		
3				Date/Time:	Wed Nov 07 12:14:53 2018		
4							Fluid Package:
5				Property Package:	Peng-Robinson		
6	Material Stream: C3 (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 0.0406
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	Hydrogen	1.0149	0.0072	2.0461	0.0003	0.0293	0.0025
11	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	H2O	0.0066	0.0000	0.1183	0.0000	0.0001	0.0000
14	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
16	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	H2S	0.0001	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000	0.0000
20	Total	141.0751	1.0000	6412.6903	1.0000	11.8877	1.0000
21	Vapour Phase						Phase Fraction 4.062e-002
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	0.0267	0.0047	0.4286	0.0022	0.0014	0.0034
24	Ethane	0.7438	0.1298	22.3663	0.1135	0.0629	0.1477
25	Ethylene	0.8767	0.1530	24.5938	0.1248	0.0642	0.1507
26	Acetylene	0.2215	0.0387	5.7683	0.0293	0.0138	0.0325
27	Propane	0.3964	0.0692	17.4789	0.0887	0.0345	0.0810
28	Propene	2.0089	0.3506	84.5371	0.4291	0.1623	0.3811
29	M-Acetylene	0.1005	0.0175	4.0280	0.0204	0.0065	0.0152
30	n-Butane	0.2453	0.0428	14.2598	0.0724	0.0244	0.0574
31	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	1,3-Butadiene	0.3778	0.0659	20.4366	0.1037	0.0330	0.0774
33	EAcetylene	0.0312	0.0054	1.6857	0.0086	0.0026	0.0060
34	Hydrogen	0.7001	0.1222	1.4114	0.0072	0.0202	0.0474
35	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	H2O	0.0011	0.0002	0.0194	0.0001	0.0000	0.0000
38	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	H2S	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
44	Total	5.7300	1.0000	197.0140	1.0000	0.4258	1.0000
45	Liquid Phase						Phase Fraction 0.9594
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
47	Methane	0.0585	0.0004	0.9391	0.0002	0.0031	0.0003
48	Ethane	7.5025	0.0554	225.6005	0.0363	0.6343	0.0553
49	Ethylene	5.7316	0.0423	160.7924	0.0259	0.4196	0.0366
50	Acetylene	1.8023	0.0133	46.9287	0.0076	0.1125	0.0098
51	Propane	11.5561	0.0854	509.5894	0.0820	1.0057	0.0877
52	Propene	51.8304	0.3830	2181.0557	0.3509	4.1866	0.3653
53	M-Acetylene	3.7093	0.0274	148.6107	0.0239	0.2395	0.0209
54	n-Butane	20.7195	0.1531	1204.2978	0.1938	2.0649	0.1802
55	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	1,3-Butadiene	28.9595	0.2140	1566.4688	0.2520	2.5276	0.2205
57	EAcetylene	3.1550	0.0233	170.6572	0.0275	0.2589	0.0226
58	Hydrogen	0.3149	0.0023	0.6348	0.0001	0.0091	0.0008
59	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:14:53 2018			
4						Fluid Package: Basis-1	
5						Property Package: Peng-Robinson	
6	Material Stream: C3 (continued)						
7							
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Liquid Phase (continued)					Phase Fraction 0.9594	
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.0055	0.0000	0.0990	0.0000	0.0001	0.0000
17	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
19	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	H2S	0.0001	0.0000	0.0021	0.0000	0.0000	0.0000
23	Total	135.3450	1.0000	6215.6763	1.0000	11.4619	1.0000
24	UNIT OPERATIONS						
25							
26	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
27			Mixer:		MIX-104		
28							
29	Material Stream: 43.2						
30							
31							
32	CONDITIONS						
33		Overall	Vapour Phase				
34	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
35	Temperature: (C)	10.35	10.35				
36	Pressure: (kPa)	1500	1500				
37	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0				
38	Mass Flow (kg/h)	2461	2461				
39	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	6.170	6.170				
40	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	7746	7746				
41	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	123.2	123.2				
42	Heat Flow (kJ/h)	7.746e+005	7.746e+005				
43	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2351 *	2351				
44	COMPOSITION						
45							
46	Overall Phase					Vapour Fraction 1.0000	
47							
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
49							
50	Methane	0.6287	0.0063	10.0868	0.0041	0.0337	0.0055
51	Ethane	11.3067	0.1131	339.9909	0.1381	0.9559	0.1549
52	Ethylene	14.7497	0.1475	413.7839	0.1681	1.0797	0.1750
53	Acetylene	3.5276	0.0353	91.8504	0.0373	0.2202	0.0357
54	Propane	4.5779	0.0458	201.8737	0.0820	0.3984	0.0646
55	Propene	24.0667	0.2407	1012.7408	0.4115	1.9440	0.3151
56	M-Acetylene	1.0703	0.0107	42.8805	0.0174	0.0691	0.0112
57	n-Butane	1.8246	0.0182	106.0557	0.0431	0.1818	0.0295
58	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	13-Butadiene	2.9556	0.0296	159.8726	0.0650	0.2580	0.0418
60	EAcetylene	0.2047	0.0020	11.0722	0.0045	0.0168	0.0027
61	Hydrogen	35.0696	0.3507	70.7003	0.0287	1.0120	0.1640
62	CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
63	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	H2O	0.0196	0.0002	0.3529	0.0001	0.0004	0.0001
65	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 18 of 19	

Material Stream: 43.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0026	0.0000	0.0000	0.0000
Total	100.0017	1.0000	2461.2635	1.0000	6.1701	1.0000


Vapour Phase


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.6287	0.0063	10.0868	0.0041	0.0337	0.0055
Ethane	11.3067	0.1131	339.9909	0.1381	0.9559	0.1549
Ethylene	14.7497	0.1475	413.7839	0.1681	1.0797	0.1750
Acetylene	3.5276	0.0353	91.8504	0.0373	0.2202	0.0357
Propane	4.5779	0.0458	201.8737	0.0820	0.3984	0.0646
Propene	24.0667	0.2407	1012.7408	0.4115	1.9440	0.3151
M-Acetylene	1.0703	0.0107	42.8805	0.0174	0.0691	0.0112
n-Butane	1.8246	0.0182	106.0557	0.0431	0.1818	0.0295
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	2.9556	0.0296	159.8726	0.0650	0.2580	0.0418
EAcetylene	0.2047	0.0020	11.0722	0.0045	0.0168	0.0027
Hydrogen	35.0696	0.3507	70.7003	0.0287	1.0120	0.1640
CO	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0196	0.0002	0.3529	0.0001	0.0004	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0026	0.0000	0.0000	0.0000
Total	100.0017	1.0000	2461.2635	1.0000	6.1701	1.0000


UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Stream Cutter: Reciclo C3-Cutter	Refluxed Absorber: T-108	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 39.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	180.0 *	180.0				
14	Pressure: (kPa)	3500 *	3500				
15	Molar Flow (kgmole/h)	321.0	321.0				
16	Mass Flow (kg/h)	1.517e+004	1.517e+004				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.76	26.76				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	5.185e+004	5.185e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	152.3	152.3				
20	Heat Flow (kJ/h)	1.665e+007	1.665e+007				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	26.86 *	26.86				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25					Vapour Fraction	1.0000	
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	0.8550	0.0027	13.7163	0.0009	0.0458	0.0017
29	Ethane	16.4827	0.0513	495.6319	0.0327	1.3935	0.0521
30	Ethylene	17.9850	0.0560	504.5481	0.0333	1.3166	0.0492
31	Acetylene	4.5127	0.0141	117.5025	0.0077	0.2817	0.0105
32	Propane	17.8278	0.0555	786.1522	0.0518	1.5516	0.0580
33	Propene	34.5533	0.1076	1454.0248	0.0958	2.7911	0.1043
34	M-Acetylene	61.4131	0.1913	2460.5054	0.1622	3.9651	0.1481
35	n-Butane	71.2956	0.2221	4143.9834	0.2731	7.1053	0.2655
36	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	13-Butadiene	82.3176	0.2564	4452.7055	0.2935	7.1847	0.2684
38	EAcetylene	13.7386	0.0428	743.1482	0.0490	1.1272	0.0421
39	Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0276	0.0000	0.0004	0.0000
40	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0236	0.0001	0.4258	0.0000	0.0004	0.0000
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9229	0.0001	0.0015	0.0001
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	321.0317	1.0000	15173.2999	1.0000	26.7649	1.0000
50	Vapour Phase					Phase Fraction	1.000
51							
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	0.8550	0.0027	13.7163	0.0009	0.0458	0.0017
55	Ethane	16.4827	0.0513	495.6319	0.0327	1.3935	0.0521
56	Ethylene	17.9850	0.0560	504.5481	0.0333	1.3166	0.0492
57	Acetylene	4.5127	0.0141	117.5025	0.0077	0.2817	0.0105
58	Propane	17.8278	0.0555	786.1522	0.0518	1.5516	0.0580
59	Propene	34.5533	0.1076	1454.0248	0.0958	2.7911	0.1043
60	M-Acetylene	61.4131	0.1913	2460.5054	0.1622	3.9651	0.1481
61	n-Butane	71.2956	0.2221	4143.9834	0.2731	7.1053	0.2655
62	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	13-Butadiene	82.3176	0.2564	4452.7055	0.2935	7.1847	0.2684
64	EAcetylene	13.7386	0.0428	743.1482	0.0490	1.1272	0.0421
65	Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0276	0.0000	0.0004	0.0000
66	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0236	0.0001	0.4258	0.0000	0.0004	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 1 of 16	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018				
4				Fluid Package: Basis-1				
5				Property Package: Peng-Robinson				
6	Material Stream: 39.a (continued)							
7	COMPOSITION							
8	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction 1.000		
9								
10								
11								
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
16	n-Pentane	0.0128	0.0000	0.9229	0.0001	0.0015	0.0001	
17	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
18	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Total	321.0317	1.0000	15173.2999	1.0000	26.7649	1.0000	
22	UNIT OPERATIONS							
23								
24	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
25	Refluxed Absorber: T-109		Heater: E-120					
26	Material Stream: 44			Fluid Package: Basis-1				
27								
28								
29								
30	CONDITIONS							
31		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase				
32	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000				
33	Temperature: (C)	120.0	120.0	120.0				
34	Pressure: (kPa)	3500	3500	3500				
35	Molar Flow (kgmole/h)	8.034	1.028e-004	8.034				
36	Mass Flow (kg/h)	410.4	5.041e-003	410.4				
37	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.6958	8.727e-006	0.6958				
38	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.690e+004	4.034e+004	2.690e+004				
39	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	106.7	132.1	106.7				
40	Heat Flow (kJ/h)	2.161e+005	4.149	2.161e+005				
41	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.7032 *	8.784e-006	0.7032				
42	COMPOSITION							
43								
44								
45	Overall Phase							Vapour Fraction 0.0000
46	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
47								
48	Methane	0.0040	0.0005	0.0641	0.0002	0.0002	0.0003	
49	Ethane	0.1536	0.0191	4.6190	0.0113	0.0130	0.0187	
50	Ethylene	0.1318	0.0164	3.6982	0.0090	0.0097	0.0139	
51	Acetylene	0.0377	0.0047	0.9812	0.0024	0.0024	0.0034	
52	Propane	0.2921	0.0364	12.8788	0.0314	0.0254	0.0365	
53	Propene	0.5269	0.0656	22.1724	0.0540	0.0426	0.0612	
54	M-Acetylene	1.2014	0.1495	48.1344	0.1173	0.0776	0.1115	
55	n-Butane	2.5428	0.3165	147.7978	0.3601	0.2534	0.3642	
56	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	13-Butadiene	2.6096	0.3248	141.1580	0.3439	0.2278	0.3273	
58	EAcetylene	0.5321	0.0662	28.7807	0.0701	0.0437	0.0627	
59	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
60	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	H2O	0.0002	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
64	n-Pentane	0.0020	0.0002	0.1445	0.0004	0.0002	0.0003	
65	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
66	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
67	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 2 of 16		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc				
2				Unit Set: SI				
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018				
4				Material Stream: 44 (continued)			Fluid Package: Basis-1	
5							Property Package: Peng-Robinson	
6	COMPOSITION							
7	Overall Phase (continued)							
8							Vapour Fraction 0.0000	
9	Total	8.0342	1.0000	410.4326	1.0000	0.6958	1.0000	
10	Vapour Phase							
11							Phase Fraction 1.280e-005	
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
13	Methane	0.0000	0.0017	0.0000	0.0006	0.0000	0.0011	
14	Ethane	0.0000	0.0367	0.0001	0.0225	0.0000	0.0365	
15	Ethylene	0.0000	0.0381	0.0001	0.0218	0.0000	0.0328	
16	Acetylene	0.0000	0.0098	0.0000	0.0052	0.0000	0.0072	
17	Propane	0.0000	0.0467	0.0002	0.0420	0.0000	0.0478	
18	Propene	0.0000	0.0882	0.0004	0.0757	0.0000	0.0840	
19	M-Acetylene	0.0000	0.1719	0.0007	0.1405	0.0000	0.1308	
20	n-Butane	0.0000	0.2655	0.0016	0.3148	0.0000	0.3118	
21	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	13-Butadiene	0.0000	0.2876	0.0016	0.3174	0.0000	0.2958	
23	EAcetylene	0.0000	0.0537	0.0003	0.0593	0.0000	0.0520	
24	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
28	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	n-Pentane	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	
30	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
33	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	Total	0.0001	1.0000	0.0050	1.0000	0.0000	1.0000	
35	Liquid Phase							
36							Phase Fraction 1.000	
37	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
38	Methane	0.0040	0.0005	0.0641	0.0002	0.0002	0.0003	
39	Ethane	0.1536	0.0191	4.6189	0.0113	0.0130	0.0187	
40	Ethylene	0.1318	0.0164	3.6980	0.0090	0.0096	0.0139	
41	Acetylene	0.0377	0.0047	0.9812	0.0024	0.0024	0.0034	
42	Propane	0.2921	0.0364	12.8786	0.0314	0.0254	0.0365	
43	Propene	0.5269	0.0656	22.1720	0.0540	0.0426	0.0612	
44	M-Acetylene	1.2014	0.1495	48.1337	0.1173	0.0776	0.1115	
45	n-Butane	2.5428	0.3165	147.7962	0.3601	0.2534	0.3642	
46	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
47	13-Butadiene	2.6096	0.3248	141.1564	0.3439	0.2278	0.3273	
48	EAcetylene	0.5321	0.0662	28.7804	0.0701	0.0437	0.0627	
49	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	
50	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	H2O	0.0002	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Benzene	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	
54	n-Pentane	0.0020	0.0002	0.1445	0.0004	0.0002	0.0003	
55	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	
56	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Total	8.0341	1.0000	410.4275	1.0000	0.6958	1.0000	
60								
61								
62								
63								
64								
65								
66								
67								
68								
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 3 of 16		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4							
5	Material Stream: 44 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	UNIT OPERATIONS						
8	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
9			Refluxed Absorber: T-109				
10	Material Stream: 45			Fluid Package: Basis-1			
11				Property Package: Peng-Robinson			
12	CONDITIONS						
13		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
14	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
15	Temperature: (C)	43.39	43.39	43.39			
16	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500			
17	Molar Flow (kgmole/h)	313.0	3.475e-003	313.0			
18	Mass Flow (kg/h)	1.476e+004	0.1316	1.476e+004			
19	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.07	2.709e-004	26.07			
20	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.456e+004	3.451e+004	2.456e+004			
21	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	80.29	146.4	80.29			
22	Heat Flow (kJ/h)	7.688e+006	119.9	7.688e+006			
23	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	26.15 *	2.725e-004	26.15			
24	COMPOSITION						
25	Overall Phase				Vapour Fraction 0.0000		
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27	Methane	0.8510	0.0027	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
28	Ethane	16.3290	0.0522	491.0128	0.0333	1.3805	0.0530
29	Ethylene	17.8532	0.0570	500.8500	0.0339	1.3069	0.0501
30	Acetylene	4.4751	0.0143	116.5214	0.0079	0.2794	0.0107
31	Propane	17.5357	0.0560	773.2734	0.0524	1.5262	0.0585
32	Propene	34.0264	0.1087	1431.8525	0.0970	2.7485	0.1054
33	M-Acetylene	60.2117	0.1924	2412.3710	0.1634	3.8876	0.1491
34	n-Butane	68.7528	0.2197	3996.1856	0.2707	6.8519	0.2628
35	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	13-Butadiene	79.7080	0.2547	4311.5475	0.2921	6.9570	0.2669
37	EAcetylene	13.2066	0.0422	714.3675	0.0484	1.0835	0.0416
38	Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0276	0.0000	0.0004	0.0000
39	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
40	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
42	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
44	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
48	Total	312.9975	1.0000	14762.8673	1.0000	26.0691	1.0000
49	Vapour Phase				Phase Fraction 1.110e-005		
50	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
51	Methane	0.0001	0.0310	0.0017	0.0131	0.0000	0.0213
52	Ethane	0.0005	0.1442	0.0151	0.1145	0.0000	0.1563
53	Ethylene	0.0008	0.2432	0.0237	0.1802	0.0001	0.2284
54	Acetylene	0.0002	0.0454	0.0041	0.0312	0.0000	0.0363
55	Propane	0.0002	0.0606	0.0093	0.0705	0.0000	0.0676
56	Propene	0.0004	0.1280	0.0187	0.1423	0.0000	0.1327
57	M-Acetylene	0.0005	0.1440	0.0200	0.1523	0.0000	0.1192
58	n-Butane	0.0003	0.0829	0.0167	0.1272	0.0000	0.1059
59	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 4 of 16	

Material Stream: 45 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.110e-005

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0004	0.1047	0.0197	0.1496	0.0000	0.1173
EAcetylene	0.0000	0.0132	0.0025	0.0189	0.0000	0.0139
Hydrogen	0.0000	0.0024	0.0000	0.0001	0.0000	0.0009
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0004	0.0000	0.0002	0.0000	0.0001
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0035	1.0000	0.1316	1.0000	0.0003	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.8509	0.0027	13.6504	0.0009	0.0456	0.0017
Ethane	16.3285	0.0522	490.9977	0.0333	1.3804	0.0530
Ethylene	17.8524	0.0570	500.8263	0.0339	1.3069	0.0501
Acetylene	4.4749	0.0143	116.5173	0.0079	0.2794	0.0107
Propane	17.5355	0.0560	773.2641	0.0524	1.5261	0.0585
Propene	34.0260	0.1087	1431.8337	0.0970	2.7485	0.1054
M-Acetylene	60.2112	0.1924	2412.3510	0.1634	3.8875	0.1491
n-Butane	68.7525	0.2197	3996.1689	0.2707	6.8519	0.2628
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	79.7076	0.2547	4311.5278	0.2921	6.9569	0.2669
EAcetylene	13.2065	0.0422	714.3650	0.0484	1.0835	0.0416
Hydrogen	0.0137	0.0000	0.0275	0.0000	0.0004	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0235	0.0001	0.4229	0.0000	0.0004	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
Total	312.9941	1.0000	14762.7357	1.0000	26.0689	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: R-103	Refluxed Absorber: T-109	

Material Stream: H2.C4

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	-40.00 *	-40.00		
Pressure: (kPa)	1000 *	1000		
Molar Flow (kgmole/h)	100.0 *	100.0		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018
4		
5		

Material Stream: H2.C4 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

		Overall	Vapour Phase		
12	Mass Flow (kg/h)	201.6	201.6		
13	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.886	2.886		
14	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1850	-1850		
15	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	96.95	96.95		
16	Heat Flow (kJ/h)	-1.850e+005	-1.850e+005		
17	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2365 *	2365		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

23	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
24	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
25	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
26	Ethylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
27	Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
28	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29	Propene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
30	M-Acetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
31	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32	1-Butene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33	13-Butadiene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
34	EAcetylene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
35	Hydrogen	100.0000 *	1.0000 *	201.6000 *	1.0000 *	2.8858 *	1.0000 *
36	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
37	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
38	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
39	Benzene	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
40	n-Pentane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
41	n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
42	n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
43	n-Decane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
44	H2S	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
45	Total	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
50	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Hydrogen	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000
62	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: H2.C4 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	100.0000	1.0000	201.6000	1.0000	2.8858	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Conversion Reactor: R-103		

Material Stream: 46.1

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Temperature: (C)	189.2	189.2	189.2		
Pressure: (kPa)	1000	1000	1000		
Molar Flow (kgmole/h)	329.4	329.4	0.0000		
Mass Flow (kg/h)	1.496e+004	1.496e+004	0.0000		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	27.21	27.21	0.0000		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.278e+004	2.278e+004	2.278e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.7	160.7	160.7		
Heat Flow (kJ/h)	7.503e+006	7.503e+006	0.0000		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	27.90 *	27.90	0.0000		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
1,3-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	1.0000

Material Stream: 46.1 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
13-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	1.0000


Liquid Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0026	0.0000	0.0009	0.0000	0.0017
Ethane	0.0000	0.0496	0.0000	0.0328	0.0000	0.0507
Ethylene	0.0000	0.0542	0.0000	0.0335	0.0000	0.0480
Acetylene	0.0000	0.0136	0.0000	0.0078	0.0000	0.0103
Propane	0.0000	0.0532	0.0000	0.0517	0.0000	0.0561
Propene	0.0000	0.1033	0.0000	0.0957	0.0000	0.1010
M-Acetylene	0.0000	0.1828	0.0000	0.1612	0.0000	0.1429
n-Butane	0.0000	0.2087	0.0000	0.2670	0.0000	0.2518
1-Butene	0.0000	0.2539	0.0000	0.3135	0.0000	0.2904
13-Butadiene	0.0000	0.0242	0.0000	0.0288	0.0000	0.0256
EAcetylene	0.0000	0.0040	0.0000	0.0048	0.0000	0.0040
Hydrogen	0.0000	0.0498	0.0000	0.0022	0.0000	0.0174
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-113	Conversion Reactor: R-103	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4							
5	Material Stream: 46.2			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
10	Temperature: (C)	189.2	189.2	189.2			
11	Pressure: (kPa)	1000	1000	1000			
12	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
13	Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.278e+004	2.278e+004	2.278e+004			
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.7	160.7	160.7			
17	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000			
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	0.0000 *	0.0000	0.0000			
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase					Vapour Fraction	0.0000
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	0.0000	0.0026	0.0000	0.0009	0.0000	0.0017
23	Ethane	0.0000	0.0496	0.0000	0.0328	0.0000	0.0507
24	Ethylene	0.0000	0.0542	0.0000	0.0335	0.0000	0.0480
25	Acetylene	0.0000	0.0136	0.0000	0.0078	0.0000	0.0103
26	Propane	0.0000	0.0532	0.0000	0.0517	0.0000	0.0561
27	Propene	0.0000	0.1033	0.0000	0.0957	0.0000	0.1010
28	M-Acetylene	0.0000	0.1828	0.0000	0.1612	0.0000	0.1429
29	n-Butane	0.0000	0.2087	0.0000	0.2670	0.0000	0.2518
30	1-Butene	0.0000	0.2539	0.0000	0.3135	0.0000	0.2904
31	13-Butadiene	0.0000	0.0242	0.0000	0.0288	0.0000	0.0256
32	EAcetylene	0.0000	0.0040	0.0000	0.0048	0.0000	0.0040
33	Hydrogen	0.0000	0.0498	0.0000	0.0022	0.0000	0.0174
34	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
39	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
44	Vapour Phase					Phase Fraction	0.0000
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	0.0000	0.0026	0.0000	0.0009	0.0000	0.0017
47	Ethane	0.0000	0.0496	0.0000	0.0328	0.0000	0.0507
48	Ethylene	0.0000	0.0542	0.0000	0.0335	0.0000	0.0480
49	Acetylene	0.0000	0.0136	0.0000	0.0078	0.0000	0.0103
50	Propane	0.0000	0.0532	0.0000	0.0517	0.0000	0.0561
51	Propene	0.0000	0.1033	0.0000	0.0957	0.0000	0.1010
52	M-Acetylene	0.0000	0.1828	0.0000	0.1612	0.0000	0.1429
53	n-Butane	0.0000	0.2087	0.0000	0.2670	0.0000	0.2518
54	1-Butene	0.0000	0.2539	0.0000	0.3135	0.0000	0.2904
55	13-Butadiene	0.0000	0.0242	0.0000	0.0288	0.0000	0.0256
56	EAcetylene	0.0000	0.0040	0.0000	0.0048	0.0000	0.0040
57	Hydrogen	0.0000	0.0498	0.0000	0.0022	0.0000	0.0174
58	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Material Stream: 46.2 (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0026	0.0000	0.0009	0.0000	0.0017
Ethane	0.0000	0.0496	0.0000	0.0328	0.0000	0.0507
Ethylene	0.0000	0.0542	0.0000	0.0335	0.0000	0.0480
Acetylene	0.0000	0.0136	0.0000	0.0078	0.0000	0.0103
Propane	0.0000	0.0532	0.0000	0.0517	0.0000	0.0561
Propene	0.0000	0.1033	0.0000	0.0957	0.0000	0.1010
M-Acetylene	0.0000	0.1828	0.0000	0.1612	0.0000	0.1429
n-Butane	0.0000	0.2087	0.0000	0.2670	0.0000	0.2518
1-Butene	0.0000	0.2539	0.0000	0.3135	0.0000	0.2904
13-Butadiene	0.0000	0.0242	0.0000	0.0288	0.0000	0.0256
EAcetylene	0.0000	0.0040	0.0000	0.0048	0.0000	0.0040
Hydrogen	0.0000	0.0498	0.0000	0.0022	0.0000	0.0174
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-113	Conversion Reactor: R-103	


Material Stream: 46


Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson


CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	189.2	189.2		
Pressure: (kPa)	1000	1000		
Molar Flow (kgmole/h)	329.4	329.4		
Mass Flow (kg/h)	1.496e+004	1.496e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	27.21	27.21		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.278e+004	2.278e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	160.7	160.7		
Heat Flow (kJ/h)	7.503e+006	7.503e+006		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	27.90 *	27.90		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4							
5	Material Stream: 46 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase				Vapour Fraction		1.0000
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	15 Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
11	16 Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
12	17 Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
13	18 Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
14	19 Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
15	20 Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
16	21 M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
17	22 n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
18	23 1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
19	24 1,3-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
20	25 EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
21	26 Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
22	27 CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
23	28 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	29 H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
25	30 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	31 n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
27	32 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	33 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	34 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	35 H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
31	36 Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	1.0000
32	Vapour Phase				Phase Fraction		1.000
33	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
34	41 Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
35	42 Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
36	43 Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
37	44 Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
38	45 Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
39	46 Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
40	47 M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
41	48 n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
42	49 1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
43	50 1,3-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
44	51 EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
45	52 Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
46	53 CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
47	54 CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	55 H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
49	56 Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	57 n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
51	58 n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	59 n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	60 n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	61 H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
55	62 Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	1.0000
56	UNIT OPERATIONS						
57	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
58	Heater:	E-121	Mixer:	MIX-113			
59							
60							
61							
62	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 11 of 16	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: Proyecto final.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: 46.a			Property Package: Peng-Robinson			
7							
8	CONDITIONS						
9							
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
13	Temperature: (C)	200.0 *	200.0				
14	Pressure: (kPa)	3500 *	3500				
15	Molar Flow (kgmole/h)	329.4	329.4				
16	Mass Flow (kg/h)	1.496e+004	1.496e+004				
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	27.21	27.21				
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.236e+004	2.236e+004				
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	150.4	150.4				
20	Heat Flow (kJ/h)	7.363e+006	7.363e+006				
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	27.90 *	27.90				
22	COMPOSITION						
23							
24	Overall Phase						
25					Vapour Fraction 1.0000		
26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
27							
28	Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
29	Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
30	Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
31	Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
32	Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
33	Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
34	M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
35	n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
36	1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
37	13-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
38	EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
39	Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
40	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
41	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
43	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	0.0000
45	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000
49	Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	1.0000
50	Vapour Phase					Phase Fraction 1.000	
51							
52	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
53							
54	Methane	0.8510	0.0026	13.6522	0.0009	0.0456	0.0017
55	Ethane	16.3290	0.0496	491.0128	0.0328	1.3805	0.0507
56	Ethylene	17.8532	0.0542	500.8500	0.0335	1.3069	0.0480
57	Acetylene	4.4751	0.0136	116.5214	0.0078	0.2794	0.0103
58	Propane	17.5357	0.0532	773.2734	0.0517	1.5262	0.0561
59	Propene	34.0264	0.1033	1431.8525	0.0957	2.7485	0.1010
60	M-Acetylene	60.2117	0.1828	2412.3710	0.1612	3.8876	0.1429
61	n-Butane	68.7528	0.2087	3996.1856	0.2670	6.8519	0.2518
62	1-Butene	83.6231	0.2539	4691.8992	0.3135	7.9016	0.2904
63	13-Butadiene	7.9708	0.0242	431.1547	0.0288	0.6957	0.0256
64	EAcetylene	1.3207	0.0040	71.4367	0.0048	0.1084	0.0040
65	Hydrogen	16.3906	0.0498	33.0434	0.0022	0.4730	0.0174
66	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
67	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	H2O	0.0235	0.0001	0.4230	0.0000	0.0004	0.0000
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 12 of 16	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: Proyecto final.hsc				
2			Unit Set: SI				
3			Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018				
4					Fluid Package: Basis-1		
5					Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: 46.a (continued)						
7	COMPOSITION						
8	Vapour Phase (continued)						
9						Phase Fraction 1.000	
10							
11	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
12						LIQUID VOLUME FRACTION	
13	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	n-Pentane	0.0108	0.0000	0.7785	0.0001	0.0012	
15	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	H2S	0.0001	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000	
19	Total	329.3745	1.0000	14964.4589	1.0000	27.2069	
20							
21	UNIT OPERATIONS						
22	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
23	Refluxed Absorber: T-110		Heater: E-121				
24	Material Stream: 47				Fluid Package: Basis-1		
25					Property Package: Peng-Robinson		
26	CONDITIONS						
27		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
28	Vapour / Phase Fraction	0.1223	0.1223	0.8776	0.0002		
29	Temperature: (C)	-197.2	-197.2	-197.2	-197.2		
30	Pressure: (kPa)	1500	1500	1500	1500		
31	Molar Flow (kgmole/h)	127.0	15.53	111.4	2.000e-002		
32	Mass Flow (kg/h)	4427	31.30	4396	0.3614		
33	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	9.013	0.4481	8.564	3.628e-004		
34	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.597e+004	-6374	1.914e+004	-3.040e+005		
35	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-10.55	61.14	-20.52	-65.00		
36	Heat Flow (kJ/h)	2.028e+006	-9.897e+004	2.133e+006	-6080		
37	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	10.34 *	367.2	8.595	3.564e-004		
38	COMPOSITION						
39	Overall Phase						
40						Vapour Fraction 0.1223	
41	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	
42						LIQUID VOLUME FRACTION	
43	Methane	0.7625	0.0060	12.2322	0.0028	0.0409	
44	Ethane	12.8351	0.1011	385.9496	0.0872	1.0851	
45	Ethylene	14.8931	0.1173	417.8092	0.0944	1.0902	
46	Acetylene	3.6239	0.0285	94.3597	0.0213	0.2263	
47	Propane	10.5697	0.0832	466.0925	0.1053	0.9199	
48	Propene	21.5725	0.1699	907.7848	0.2050	1.7425	
49	M-Acetylene	33.3555	0.2627	1336.3826	0.3018	2.1536	
50	n-Butane	1.8691	0.0147	108.6391	0.0245	0.1863	
51	1-Butene	11.0249	0.0868	618.5791	0.1397	1.0417	
52	13-Butadiene	0.8669	0.0068	46.8942	0.0106	0.0757	
53	EAcetylene	0.0170	0.0001	0.9174	0.0002	0.0014	
54	Hydrogen	15.5548	0.1225	31.3585	0.0071	0.4489	
55	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	
56	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	H2O	0.0199	0.0002	0.3589	0.0001	0.0004	
58	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	H2S	0.0001	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000	
64	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 13 of 16	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA				Case Name: Proyecto final.hsc			
2					Unit Set: SI			
3					Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018			
4					Fluid Package: Basis-1			
5					Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: 47 (continued)				Fluid Package: Basis-1			
7					Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION							
9	Overall Phase (continued)							
10							Vapour Fraction	0.1223
11	Total	126.9651	1.0000	4427.3612	1.0000	9.0128	1.0000	
12	Vapour Phase							
13							Phase Fraction	0.1223
14	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
15		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
16	Methane	0.0003	0.0000	0.0045	0.0001	0.0000	0.0000	
17	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	Hydrogen	15.5259	1.0000	31.3003	0.9999	0.4480	1.0000	
28	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
32	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
33	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
34	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
35	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
36	H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
37	Total	15.5262	1.0000	31.3048	1.0000	0.4481	1.0000	
38	Liquid Phase							
39							Phase Fraction	0.8776
40	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME	LIQUID VOLUME	
41		(kgmole/h)		(kg/h)		FLOW (m3/h)	FRACTION	
42	Methane	0.7622	0.0068	12.2276	0.0028	0.0408	0.0048	
43	Ethane	12.8351	0.1152	385.9496	0.0878	1.0851	0.1267	
44	Ethylene	14.8931	0.1337	417.8091	0.0950	1.0902	0.1273	
45	Acetylene	3.6239	0.0325	94.3597	0.0215	0.2263	0.0264	
46	Propane	10.5697	0.0949	466.0925	0.1060	0.9199	0.1074	
47	Propene	21.5725	0.1936	907.7848	0.2065	1.7425	0.2035	
48	M-Acetylene	33.3555	0.2994	1336.3826	0.3040	2.1536	0.2515	
49	n-Butane	1.8691	0.0168	108.6391	0.0247	0.1863	0.0217	
50	1-Butene	11.0249	0.0989	618.5791	0.1407	1.0417	0.1216	
51	13-Butadiene	0.8669	0.0078	46.8942	0.0107	0.0757	0.0088	
52	EAcetylene	0.0170	0.0002	0.9174	0.0002	0.0014	0.0002	
53	Hydrogen	0.0289	0.0003	0.0582	0.0000	0.0008	0.0001	
54	CO	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	
55	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	H2S	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	
63	Total	111.4189	1.0000	4395.6950	1.0000	8.5644	1.0000	
64								
65								
66								
67								
68								
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 14 of 16		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: Proyecto final.hsc
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018
4		
5		

Material Stream: 47 (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.575e-004

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
M-Acetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
1-Butene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13-Butadiene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EAcetylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0199	0.9964	0.3589	0.9932	0.0004	0.9914
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0001	0.0036	0.0025	0.0068	0.0000	0.0086
Total	0.0200	1.0000	0.3614	1.0000	0.0004	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Stream Cutter: CUT-103	Refluxed Absorber: T-110	

Material Stream: 48

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	117.6	117.6
Pressure: (kPa)	3500	3500
Molar Flow (kgmole/h)	202.4	202.4
Mass Flow (kg/h)	1.054e+004	1.054e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	18.19	18.19
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.957e+004	-1.957e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	96.20	96.20
Heat Flow (kJ/h)	-3.961e+006	-3.961e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	18.20 *	18.20

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0885	0.0004	1.4200	0.0001	0.0047	0.0003
Ethane	3.4940	0.0173	105.0632	0.0100	0.2954	0.0162
Ethylene	2.9601	0.0146	83.0408	0.0079	0.2167	0.0119
Acetylene	0.8511	0.0042	22.1616	0.0021	0.0531	0.0029
Propane	6.9660	0.0344	307.1809	0.0292	0.6063	0.0333
Propene	12.4539	0.0615	524.0677	0.0497	1.0060	0.0553



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Proyecto final.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Nov 07 12:19:09 2018

Material Stream: 48 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
M-Acetylene	26.8562	0.1327	1075.9885	0.1021	1.7340	0.0953
n-Butane	66.8837	0.3304	3887.5465	0.3689	6.6656	0.3664
1-Butene	72.5982	0.3587	4073.3202	0.3866	6.8599	0.3770
13-Butadiene	7.1039	0.0351	384.2606	0.0365	0.6200	0.0341
EAcetylene	1.3037	0.0064	70.5194	0.0067	0.1070	0.0059
Hydrogen	0.8357	0.0041	1.6848	0.0002	0.0241	0.0013
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0036	0.0000	0.0640	0.0000	0.0001	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0108	0.0001	0.7785	0.0001	0.0012	0.0001
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000
Total	202.4093	1.0000	10537.0976	1.0000	18.1941	1.0000


Liquid Phase


Phase Fraction 1.000


COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0885	0.0004	1.4200	0.0001	0.0047	0.0003
Ethane	3.4940	0.0173	105.0632	0.0100	0.2954	0.0162
Ethylene	2.9601	0.0146	83.0408	0.0079	0.2167	0.0119
Acetylene	0.8511	0.0042	22.1616	0.0021	0.0531	0.0029
Propane	6.9660	0.0344	307.1809	0.0292	0.6063	0.0333
Propene	12.4539	0.0615	524.0677	0.0497	1.0060	0.0553
M-Acetylene	26.8562	0.1327	1075.9885	0.1021	1.7340	0.0953
n-Butane	66.8837	0.3304	3887.5465	0.3689	6.6656	0.3664
1-Butene	72.5982	0.3587	4073.3202	0.3866	6.8599	0.3770
13-Butadiene	7.1039	0.0351	384.2606	0.0365	0.6200	0.0341
EAcetylene	1.3037	0.0064	70.5194	0.0067	0.1070	0.0059
Hydrogen	0.8357	0.0041	1.6848	0.0002	0.0241	0.0013
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0036	0.0000	0.0640	0.0000	0.0001	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0108	0.0001	0.7785	0.0001	0.0012	0.0001
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000
Total	202.4093	1.0000	10537.0976	1.0000	18.1941	1.0000


UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Refluxed Absorber:	T-110

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Metanización.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:35:11 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: CH4,CO,H2			Property Package: Peng-Robinson			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase				
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000				
10	Temperature: (C)	-140.0 *	-140.0				
11	Pressure: (kPa)	200.0 *	200.0				
12	Molar Flow (kgmole/h)	1051 *	1051				
13	Mass Flow (kg/h)	6679	6679				
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	38.33	38.33				
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.811e+004	-2.811e+004				
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	117.0	117.0				
17	Heat Flow (kJ/h)	-2.955e+007	-2.955e+007				
18	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.485e+004 *	2.485e+004				
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	323.3143 *	0.3076 *	5186.8990 *	0.7766 *	17.3247 *	0.4520 *
23	Hydrogen	726.8265 *	0.6915 *	1465.2823 *	0.2194 *	20.9748 *	0.5472 *
24	CO	0.9460 *	0.0009 *	26.4977 *	0.0040 *	0.0331 *	0.0009 *
25	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
26	Total	1051.0868	1.0000	6678.6790	1.0000	38.3326	1.0000
27	Vapour Phase			Phase Fraction 1.000			
28	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
29	Methane	323.3143	0.3076	5186.8990	0.7766	17.3247	0.4520
30	Hydrogen	726.8265	0.6915	1465.2823	0.2194	20.9748	0.5472
31	CO	0.9460	0.0009	26.4977	0.0040	0.0331	0.0009
32	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Total	1051.0868	1.0000	6678.6790	1.0000	38.3326	1.0000
34	UNIT OPERATIONS						
35	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
36	Conversion Reactor: CRV-100						
37	Material Stream: CH4,H2			Fluid Package: Basis-1			
38				Property Package: Peng-Robinson			
39	CONDITIONS						
40		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
41	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
42	Temperature: (C)	-132.8	-132.8	-132.8			
43	Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0			
44	Molar Flow (kgmole/h)	1048	1048	0.0000			
45	Mass Flow (kg/h)	6662	6662	0.0000			
46	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	38.27	38.27	0.0000			
47	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.793e+004	-2.793e+004	-2.989e+005			
48	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	118.5	118.5	-7.458			
49	Heat Flow (kJ/h)	-2.928e+007	-2.928e+007	0.0000			
50	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.479e+004 *	2.479e+004	0.0000			
51	COMPOSITION						
52	Overall Phase			Vapour Fraction 1.0000			
53	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	Methane	324.2130	0.3092	5201.3164	0.7807	17.3728	0.4539

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Metanización.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:35:11 2018			
4							
5				Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: CH4,H2 (continued)			Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)						Vapour Fraction 1.0000
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	Hydrogen	724.1305	0.6907	1459.8471	0.2191	20.8970	0.5460
11	CO	0.0473	0.0000	1.3249	0.0002	0.0017	0.0000
12	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Total	1048.3908	1.0000	6662.4884	1.0000	38.2715	1.0000
14	Vapour Phase						Phase Fraction 1.0000
15	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
16	Methane	324.2130	0.3092	5201.3164	0.7807	17.3728	0.4539
17	Hydrogen	724.1305	0.6907	1459.8471	0.2191	20.8970	0.5460
18	CO	0.0473	0.0000	1.3249	0.0002	0.0017	0.0000
19	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	Total	1048.3908	1.0000	6662.4884	1.0000	38.2715	1.0000
21	Aqueous Phase						Phase Fraction 0.0000
22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
23	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	H2O	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
27	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
28	UNIT OPERATIONS						
29	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
30	Cooler:	E-100	Conversion Reactor:	CRV-100			
31	Material Stream: CH4,H2.b			Fluid Package: Basis-1			
32				Property Package: Peng-Robinson			
33	CONDITIONS						
34		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
35	Vapour / Phase Fraction	0.6907	0.6907	0.3093			
36	Temperature: (C)	-230.0 *	-230.0	-230.0			
37	Pressure: (kPa)	101.3 *	101.3	101.3			
38	Molar Flow (kgmole/h)	1048	724.1	324.3			
39	Mass Flow (kg/h)	6662	1460	5203			
40	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	38.27	20.90	17.37			
41	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.381e+004	-7199	-9.323e+004			
42	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	54.93	68.48	24.68			
43	Heat Flow (kJ/h)	-3.544e+007	-5.213e+006	-3.023e+007			
44	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.479e+004 *	1.713e+004	7648			
45	COMPOSITION						
46	Overall Phase						Vapour Fraction 0.6907
47	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
48	Methane	324.2130	0.3092	5201.3164	0.7807	17.3728	0.4539
49	Hydrogen	724.1305	0.6907	1459.8471	0.2191	20.8970	0.5460
50	CO	0.0473	0.0000	1.3249	0.0002	0.0017	0.0000
51	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Total	1048.3908	1.0000	6662.4884	1.0000	38.2715	1.0000
53	Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628) Page 2 of 5						

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Metanización.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:35:11 2018			
4				Fluid Package: Basis-1			
5				Property Package: Peng-Robinson			
6	Material Stream: CH4,H2.b (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8	COMPOSITION						
9	Vapour Phase						
10							
11	Phase Fraction 0.6907						
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
13	Methane	0.0001	0.0000	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000
14	Hydrogen	724.1265	1.0000	1459.8391	1.0000	20.8969	1.0000
15	CO	0.0000	0.0000	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000
16	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Total	724.1267	1.0000	1459.8418	1.0000	20.8969	1.0000
18	Liquid Phase						
19							
20	Phase Fraction 0.3093						
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	324.2129	0.9998	5201.3146	0.9997	17.3728	0.9999
23	Hydrogen	0.0040	0.0000	0.0080	0.0000	0.0001	0.0000
24	CO	0.0473	0.0001	1.3240	0.0003	0.0017	0.0001
25	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Total	324.2641	1.0000	5202.6466	1.0000	17.3746	1.0000
27	UNIT OPERATIONS						
28	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
29	Separator:	V-100	Cooler:	E-100			
30	Material Stream: H2			Fluid Package: Basis-1			
31				Property Package: Peng-Robinson			
32	CONDITIONS						
33		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase			
34	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
35	Temperature: (C)	-230.0	-230.0	-230.0			
36	Pressure: (kPa)	101.3	101.3	101.3			
37	Molar Flow (kgmole/h)	724.1	724.1	0.0000			
38	Mass Flow (kg/h)	1460	1460	0.0000			
39	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	20.90	20.90	0.0000			
40	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7199	-7199	-9.323e+004			
41	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	68.48	68.48	24.68			
42	Heat Flow (kJ/h)	-5.213e+006	-5.213e+006	0.0000			
43	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.713e+004 *	1.713e+004	0.0000			
44	COMPOSITION						
45	Overall Phase						
46							
47	Vapour Fraction 1.0000						
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
49	Methane	0.0001	0.0000	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000
50	Hydrogen	724.1265	1.0000	1459.8391	1.0000	20.8969	1.0000
51	CO	0.0000	0.0000	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Total	724.1267	1.0000	1459.8418	1.0000	20.8969	1.0000
54	Vapour Phase						
55							
56	Phase Fraction 1.000						
57	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
58	Methane	0.0001	0.0000	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000
59	Hydrogen	724.1265	1.0000	1459.8391	1.0000	20.8969	1.0000
60	CO	0.0000	0.0000	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000
61	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	Total	724.1267	1.0000	1459.8418	1.0000	20.8969	1.0000

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Metanización.hsc			
2				Unit Set: SI			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:35:11 2018			
4							
5	Material Stream: H2 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Peng-Robinson			
7	COMPOSITION						
8	Liquid Phase Phase Fraction 0.0000						
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	Methane	0.0000	0.9998	0.0000	0.9997	0.0000	0.9999
11	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	CO	0.0000	0.0001	0.0000	0.0003	0.0000	0.0001
13	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
15	UNIT OPERATIONS						
16	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
17			Separator: V-100				
18	Material Stream: H2O			Fluid Package: Basis-1			
19				Property Package: Peng-Robinson			
20	CONDITIONS						
21		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
22	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000			
23	Temperature: (C)	-132.8	-132.8	-132.8			
24	Pressure: (kPa)	200.0	200.0	200.0			
25	Molar Flow (kgmole/h)	0.8987	0.0000	0.8987			
26	Mass Flow (kg/h)	16.19	0.0000	16.19			
27	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.622e-002	0.0000	1.622e-002			
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.989e+005	-2.793e+004	-2.989e+005			
29	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-7.458	118.5	-7.458			
30	Heat Flow (kJ/h)	-2.687e+005	0.0000	-2.687e+005			
31	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.595e-002 *	0.0000	1.595e-002			
32	COMPOSITION						
33	Overall Phase Vapour Fraction 0.0000						
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
35	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2O	0.8987	1.0000	16.1906	1.0000	0.0162	1.0000
39	Total	0.8987	1.0000	16.1906	1.0000	0.0162	1.0000
40	Vapour Phase Phase Fraction 0.0000						
41	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
42	Methane	0.0000	0.3092	0.0000	0.7807	0.0000	0.4539
43	Hydrogen	0.0000	0.6907	0.0000	0.2191	0.0000	0.5460
44	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000
45	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
47	Aqueous Phase Phase Fraction 1.0000						
48	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
49	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	H2O	0.8987	1.0000	16.1906	1.0000	0.0162	1.0000
53	Total	0.8987	1.0000	16.1906	1.0000	0.0162	1.0000

Material Stream: H2O (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Conversion Reactor: CRV-100	

Material Stream: CH4

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	-230.0	-230.0	-230.0
Pressure: (kPa)	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	324.3	0.0000	324.3
Mass Flow (kg/h)	5203	0.0000	5203
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	17.37	0.0000	17.37
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-9.323e+004	-7199	-9.323e+004
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	24.68	68.48	24.68
Heat Flow (kJ/h)	-3.023e+007	0.0000	-3.023e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	7648 *	0.0000	7648

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	324.2129	0.9998	5201.3146	0.9997	17.3728	0.9999
Hydrogen	0.0040	0.0000	0.0080	0.0000	0.0001	0.0000
CO	0.0473	0.0001	1.3240	0.0003	0.0017	0.0001
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	324.2641	1.0000	5202.6466	1.0000	17.3746	1.0000

Vapour Phase Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	324.2129	0.9998	5201.3146	0.9997	17.3728	0.9999
Hydrogen	0.0040	0.0000	0.0080	0.0000	0.0001	0.0000
CO	0.0473	0.0001	1.3240	0.0003	0.0017	0.0001
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	324.2641	1.0000	5202.6466	1.0000	17.3746	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Separator: V-100	

Material Stream: eliminados por el sulfatreat

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	226.5 *	226.5		
Pressure: (psia)	50.00 *	50.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	1.902	1.902		
Mass Flow (lb/hr)	64.82	64.82		
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.1642	0.1642		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-7486	-7486		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	53.62	53.62		
Heat Flow (Btu/hr)	-1.424e+004	-1.424e+004		
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.1640 *	0.1640		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	1.9021	1.0000	64.8163	1.0000	5.6293	1.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.9021	1.0000	64.8163	1.0000	5.6293	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	1.9021	1.0000	64.8163	1.0000	5.6293	1.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.9021	1.0000	64.8163	1.0000	5.6293	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Component Splitter:	T-503


Material Stream: gas


Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.9994	0.9994	0.0006	
Temperature: (F)	168.5	168.5	168.5	
Pressure: (psia)	27.00	27.00	27.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	3.970	3.967	2.330e-003	
Mass Flow (lb/hr)	129.4	129.4	4.199e-002	
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.3319	0.3318	8.405e-005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-6.650e+004	-6.646e+004	-1.222e+005	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	54.67	54.69	23.52	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.640e+005	-2.637e+005	-284.7	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc			
2				Unit Set: User Field1			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018			
4				Fluid Package: Basis-2			
5				Property Package: Lee-Kesler-Plucker			
6	Material Stream: gas (continued)						
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
9	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.2987 *	0.2987	8.608e-005			
10	COMPOSITION						
11	Overall Phase			Vapour Fraction	0.9994		
12	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
13	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Ethane	0.0215	0.0054	0.6461	0.0050	0.1244	0.0109
15	Hydrogen	0.0215	0.0054	0.0433	0.0003	0.0425	0.0037
16	H2O	0.8620	0.2171	15.5283	0.1200	1.0654	0.0936
17	H2S	1.9021	0.4792	64.8163	0.5009	5.6293	0.4946
18	CO2	0.9691	0.2441	42.6498	0.3296	3.5384	0.3109
19	Ethylene	0.1719	0.0433	4.8221	0.0373	0.8616	0.0757
20	Propene	0.0215	0.0054	0.9041	0.0070	0.1188	0.0104
21	Total	3.9695	1.0000	129.4101	1.0000	11.3803	1.0000
22	Vapour Phase			Phase Fraction	0.9994		
23	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
24	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Ethane	0.0215	0.0054	0.6461	0.0050	0.1244	0.0109
26	Hydrogen	0.0215	0.0054	0.0433	0.0003	0.0425	0.0037
27	H2O	0.8596	0.2167	15.4864	0.1197	1.0625	0.0934
28	H2S	1.9021	0.4795	64.8163	0.5010	5.6293	0.4948
29	CO2	0.9691	0.2443	42.6498	0.3297	3.5384	0.3110
30	Ethylene	0.1719	0.0433	4.8221	0.0373	0.8616	0.0757
31	Propene	0.0215	0.0054	0.9041	0.0070	0.1188	0.0104
32	Total	3.9672	1.0000	129.3681	1.0000	11.3774	1.0000
33	Aqueous Phase			Phase Fraction	5.869e-004		
34	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
35	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	H2O	0.0023	0.9995	0.0419	0.9990	0.0029	0.9987
39	H2S	0.0000	0.0005	0.0000	0.0009	0.0000	0.0012
40	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
41	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Total	0.0023	1.0000	0.0420	1.0000	0.0029	1.0000
44	UNIT OPERATIONS						
45	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
46	Component Splitter:	T-503	Mixer:	MIX-100			
47	Material Stream: gas acido			Fluid Package: Basis-1			
48				Property Package: Amine Pkg - KE			
49	CONDITIONS						
50		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
51	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
52	Temperature: (F)	170.1	170.1	170.1			
53	Pressure: (psia)	27.00	27.00	27.00			
54	Molar Flow (lbmole/hr)	3.821	3.821	1.655e-004			
55	Mass Flow (lb/hr)	125.6	125.6	2.984e-003			
56	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 2 of 10	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc			
2				Unit Set: User Field1			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018			
4							
5	Material Stream: gas acido (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Amine Pkg - KE			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
9	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.3115	0.3115	5.975e-006			
10	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	5102	5103	-1.294e+004			
11	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	54.64	54.64	19.01			
12	Heat Flow (Btu/hr)	1.950e+004	1.950e+004	-2.142			
13	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.2511 *	0.2511	5.968e-006			
14	COMPOSITION						
15	Overall Phase			Vapour Fraction	1.0000		
16	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
17	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	Ethane	0.0042	0.0011	0.1248	0.0010	0.0240	0.0023
19	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	H2O	0.8603	0.2251	15.4981	0.1234	1.0633	0.0996
21	H2S	1.9020	0.4977	64.8125	0.5162	5.6289	0.5270
22	CO2	0.9691	0.2536	42.6497	0.3397	3.5384	0.3313
23	Ethylene	0.0711	0.0186	1.9956	0.0159	0.3566	0.0334
24	Propene	0.0114	0.0030	0.4806	0.0038	0.0632	0.0059
25	Hydrogen	0.0033	0.0009	0.0066	0.0001	0.0065	0.0006
26	Total	3.8214	1.0000	125.5681	1.0000	10.6809	1.0000
27	Vapour Phase			Phase Fraction	1.000		
28	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
29	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Ethane	0.0042	0.0011	0.1248	0.0010	0.0240	0.0023
31	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	H2O	0.8601	0.2251	15.4952	0.1234	1.0631	0.0995
33	H2S	1.9020	0.4977	64.8125	0.5162	5.6289	0.5270
34	CO2	0.9691	0.2536	42.6497	0.3397	3.5384	0.3313
35	Ethylene	0.0711	0.0186	1.9956	0.0159	0.3566	0.0334
36	Propene	0.0114	0.0030	0.4806	0.0038	0.0632	0.0059
37	Hydrogen	0.0033	0.0009	0.0066	0.0001	0.0065	0.0006
38	Total	3.8212	1.0000	125.5651	1.0000	10.6807	1.0000
39	Aqueous Phase			Phase Fraction	4.332e-005		
40	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
41	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	H2O	0.0002	0.9992	0.0030	0.9985	0.0002	0.9981
45	H2S	0.0000	0.0007	0.0000	0.0013	0.0000	0.0016
46	CO2	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0003
47	Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	Total	0.0002	1.0000	0.0030	1.0000	0.0002	1.0000
51	UNIT OPERATIONS						
52	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
53	Stream Cutter:	CUT-101	Distillation:	T-502			
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 3 of 10		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc				
2			Unit Set: User Field1				
3			Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018				
4							
5	Material Stream: gas liviano			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Amine Pkg - KE			
7	CONDITIONS						
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
9	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000			
10	Temperature: (F)	120.2	120.2	120.2			
11	Pressure: (psia)	134.7	134.7	134.7			
12	Molar Flow (lbmole/hr)	0.1481	0.1481	0.0000			
13	Mass Flow (lb/hr)	3.842	3.842	0.0000			
14	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	2.040e-002	2.040e-002	0.0000			
15	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	8759	8759	-1.145e+004			
16	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	47.28	47.28	20.81			
17	Heat Flow (Btu/hr)	1298	1298	0.0000			
18	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	---	---	0.0000			
19	COMPOSITION						
20	Overall Phase				Vapour Fraction 1.0000		
21	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
22	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	Ethane	0.0173	0.1170	0.5212	0.1357	0.1003	0.1435
24	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0005	0.0001	0.0000	0.0000
25	H2O	0.0017	0.0113	0.0302	0.0079	0.0021	0.0030
26	H2S	0.0001	0.0008	0.0038	0.0010	0.0003	0.0005
27	CO2	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
28	Ethylene	0.1008	0.6801	2.8265	0.7356	0.5050	0.7221
29	Propene	0.0101	0.0679	0.4235	0.1102	0.0557	0.0796
30	Hydrogen	0.0182	0.1228	0.0367	0.0095	0.0360	0.0514
31	Total	0.1481	1.0000	3.8424	1.0000	0.6994	1.0000
32	Vapour Phase				Phase Fraction 1.000		
33	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
34	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	Ethane	0.0173	0.1170	0.5212	0.1357	0.1003	0.1435
36	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0005	0.0001	0.0000	0.0000
37	H2O	0.0017	0.0113	0.0302	0.0079	0.0021	0.0030
38	H2S	0.0001	0.0008	0.0038	0.0010	0.0003	0.0005
39	CO2	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
40	Ethylene	0.1008	0.6801	2.8265	0.7356	0.5050	0.7221
41	Propene	0.0101	0.0679	0.4235	0.1102	0.0557	0.0796
42	Hydrogen	0.0182	0.1228	0.0367	0.0095	0.0360	0.0514
43	Total	0.1481	1.0000	3.8424	1.0000	0.6994	1.0000
44	Aqueous Phase				Phase Fraction 0.0000		
45	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
46	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
48	MEAmine	0.0000	0.1100	0.0000	0.2887	0.0000	0.2820
49	H2O	0.0000	0.8663	0.0000	0.6705	0.0000	0.6674
50	H2S	0.0000	0.0089	0.0000	0.0130	0.0000	0.0164
51	CO2	0.0000	0.0144	0.0000	0.0273	0.0000	0.0328
52	Ethylene	0.0000	0.0003	0.0000	0.0004	0.0000	0.0010
53	Propene	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002
54	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Material Stream: gas liviano (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Amine Pkg - KE

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Stream Cutter: CUT-100	Separator: T-501	

Material Stream: gas.1

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	120.2	120.2
Pressure: (psia)	134.7	134.7
Molar Flow (lbmole/hr)	0.1481	0.1481
Mass Flow (lb/hr)	3.842	3.842
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	2.040e-002	2.040e-002
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	1.079e+004	1.079e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	47.12	47.12
Heat Flow (Btu/hr)	1598	1598
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.1663 *	0.1663

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0173	0.1170	0.5212	0.1357	0.1003	0.1435
Hydrogen	0.0182	0.1228	0.0367	0.0095	0.0360	0.0514
H2O	0.0017	0.0113	0.0302	0.0079	0.0021	0.0030
H2S	0.0001	0.0008	0.0038	0.0010	0.0003	0.0005
CO2	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.1008	0.6801	2.8265	0.7357	0.5050	0.7221
Propene	0.0101	0.0679	0.4235	0.1102	0.0557	0.0796
Total	0.1481	1.0000	3.8420	1.0000	0.6994	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0173	0.1170	0.5212	0.1357	0.1003	0.1435
Hydrogen	0.0182	0.1228	0.0367	0.0095	0.0360	0.0514
H2O	0.0017	0.0113	0.0302	0.0079	0.0021	0.0030
H2S	0.0001	0.0008	0.0038	0.0010	0.0003	0.0005
CO2	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.1008	0.6801	2.8265	0.7357	0.5050	0.7221
Propene	0.0101	0.0679	0.4235	0.1102	0.0557	0.0796
Total	0.1481	1.0000	3.8420	1.0000	0.6994	1.0000

UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-100	Stream Cutter: CUT-100	

Material Stream: gas.2

Fluid Package: Basis-2
Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	170.1	170.1

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc				
2				Unit Set: User Field1				
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018				
4								
5								
6	Material Stream: gas.2 (continued)			Fluid Package: Basis-2				
7				Property Package: Lee-Kesler-Plöcker				
8	CONDITIONS							
9								
10								
11		Overall	Vapour Phase					
12	Pressure: (psia)	27.00	27.00					
13	Molar Flow (lbmole/hr)	3.821	3.821					
14	Mass Flow (lb/hr)	125.6	125.6					
15	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.3115	0.3115					
16	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-6.949e+004	-6.949e+004					
17	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	54.60	54.60					
18	Heat Flow (Btu/hr)	-2.656e+005	-2.656e+005					
19	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.2803 *	0.2803					
20	COMPOSITION							
21								
22	Overall Phase							
23					Vapour Fraction	1.0000		
24	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
25		(lbmole/hr)		(lb/hr)				
26	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
27	Ethane	0.0042	0.0011	0.1248	0.0010	0.0240	0.0023	
28	Hydrogen	0.0033	0.0009	0.0066	0.0001	0.0065	0.0006	
29	H2O	0.8603	0.2251	15.4981	0.1234	1.0633	0.0996	
30	H2S	1.9020	0.4977	64.8125	0.5162	5.6289	0.5270	
31	CO2	0.9691	0.2536	42.6497	0.3397	3.5384	0.3313	
32	Ethylene	0.0711	0.0186	1.9956	0.0159	0.3566	0.0334	
33	Propene	0.0114	0.0030	0.4806	0.0038	0.0632	0.0059	
34	Total	3.8214	1.0000	125.5681	1.0000	10.6809	1.0000	
35	Vapour Phase							
36					Phase Fraction			1.000
37	COMPONENTS	MOLAR FLOW	MOLE FRACTION	MASS FLOW	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
38		(lbmole/hr)		(lb/hr)				
39	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
40	Ethane	0.0042	0.0011	0.1248	0.0010	0.0240	0.0023	
41	Hydrogen	0.0033	0.0009	0.0066	0.0001	0.0065	0.0006	
42	H2O	0.8603	0.2251	15.4981	0.1234	1.0633	0.0996	
43	H2S	1.9020	0.4977	64.8125	0.5162	5.6289	0.5270	
44	CO2	0.9691	0.2536	42.6497	0.3397	3.5384	0.3313	
45	Ethylene	0.0711	0.0186	1.9956	0.0159	0.3566	0.0334	
46	Propene	0.0114	0.0030	0.4806	0.0038	0.0632	0.0059	
47	Total	3.8214	1.0000	125.5681	1.0000	10.6809	1.0000	
48	UNIT OPERATIONS							
49								
50	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
51	Mixer:	MIX-100	Stream Cutter:	CUT-101				
52	Material Stream: MEA recuperada			Fluid Package: Basis-1				
53				Property Package: Amine Pkg - KE				
54								
55	CONDITIONS							
56								
57		Overall	Aqueous Phase					
58	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000					
59	Temperature: (F)	256.9	256.9					
60	Pressure: (psia)	31.00	31.00					
61	Molar Flow (lbmole/hr)	210.8	210.8					
62	Mass Flow (lb/hr)	4871	4871					
63	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	9.733	9.733					
64	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-8279	-8279					
65	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	22.99	22.99					
66	Heat Flow (Btu/hr)	-1.746e+006	-1.746e+006					
67	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	9.561 *	9.561					
68								
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)		Page 6 of 10			

Material Stream: MEA recuperada (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Amine Pkg - KE

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MEAmine	23.6130	0.1120	1442.3753	0.2961	97.1155	0.2910
H2O	185.0987	0.8779	3334.5712	0.6846	228.7883	0.6856
H2S	0.0101	0.0000	0.3454	0.0001	0.0300	0.0001
CO2	2.1249	0.0101	93.5150	0.0192	7.7583	0.0233
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	210.8467	1.0000	4870.8068	1.0000	333.6921	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MEAmine	23.6130	0.1120	1442.3753	0.2961	97.1155	0.2910
H2O	185.0987	0.8779	3334.5712	0.6846	228.7883	0.6856
H2S	0.0101	0.0000	0.3454	0.0001	0.0300	0.0001
CO2	2.1249	0.0101	93.5150	0.0192	7.7583	0.0233
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	210.8467	1.0000	4870.8068	1.0000	333.6921	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Distillation: T-502	

Material Stream: MEA rica

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Amine Pkg - KE

CONDITIONS


	Overall	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	120.2 *	120.2
Pressure: (psia)	583.7 *	583.7
Molar Flow (lbmole/hr)	214.8 *	214.8
Mass Flow (lb/hr)	5000	5000
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	10.06	10.06
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.144e+004	-1.144e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.81	20.81
Heat Flow (Btu/hr)	-2.458e+006	-2.458e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	9.686 *	9.686

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethane	0.0215 *	0.0001 *	0.6461 *	0.0001 *	0.1244 *	0.0004 *
MEAmine	23.6130 *	0.1099 *	1442.3757 *	0.2885 *	97.1155 *	0.2814 *
H2O	185.9606 *	0.8657 *	3350.0995 *	0.6700 *	229.8537 *	0.6661 *

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc
2		Unit Set: User Field1
3		Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018
4		
5		

Material Stream: MEA rica (continued)

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Amine Pkg - KE

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2S	1.9122 *	0.0089 *	65.1617 *	0.0130 *	5.6593 *	0.0164 *
CO2	3.0940 *	0.0144 *	136.1648 *	0.0272 *	11.2967 *	0.0327 *
Ethylene	0.1719 *	0.0008 *	4.8221 *	0.0010 *	0.8616 *	0.0025 *
Propene	0.0215 *	0.0001 *	0.9041 *	0.0002 *	0.1188 *	0.0003 *
Hydrogen	0.0215 *	0.0001 *	0.0433 *	0.0000 *	0.0425 *	0.0001 *
Total	214.8162	1.0000	5000.2174	1.0000	345.0725	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0215	0.0001	0.6461	0.0001	0.1244	0.0004
MEAmine	23.6130	0.1099	1442.3757	0.2885	97.1155	0.2814
H2O	185.9606	0.8657	3350.0995	0.6700	229.8537	0.6661
H2S	1.9122	0.0089	65.1617	0.0130	5.6593	0.0164
CO2	3.0940	0.0144	136.1648	0.0272	11.2967	0.0327
Ethylene	0.1719	0.0008	4.8221	0.0010	0.8616	0.0025
Propene	0.0215	0.0001	0.9041	0.0002	0.1188	0.0003
Hydrogen	0.0215	0.0001	0.0433	0.0000	0.0425	0.0001
Total	214.8162	1.0000	5000.2174	1.0000	345.0725	1.0000

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Separator: T-501		

Material Stream: Mea rica 1

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: Amine Pkg - KE

CONDITIONS


	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	120.2	120.2	120.2
Pressure: (psia)	134.7	134.7	134.7
Molar Flow (lbmole/hr)	214.7	0.0000	214.7
Mass Flow (lb/hr)	4996	0.0000	4996
Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	10.04	0.0000	10.04
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.145e+004	8759	-1.145e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.81	47.28	20.81
Heat Flow (Btu/hr)	-2.459e+006	0.0000	-2.459e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	9.678 *	0.0000	9.678

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0042	0.0000	0.1248	0.0000	0.0240	0.0001
MEAmine	23.6130	0.1100	1442.3753	0.2887	97.1155	0.2820
H2O	185.9590	0.8663	3350.0693	0.6705	229.8516	0.6674
H2S	1.9121	0.0089	65.1579	0.0130	5.6589	0.0164
CO2	3.0940	0.0144	136.1647	0.0273	11.2967	0.0328
Ethylene	0.0711	0.0003	1.9956	0.0004	0.3566	0.0010
Propene	0.0114	0.0001	0.4806	0.0001	0.0632	0.0002

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc			
2				Unit Set: User Field1			
3				Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018			
4							
5	Material Stream: Mea rica 1 (continued)			Fluid Package: Basis-1			
6				Property Package: Amine Pkg - KE			
7	COMPOSITION						
8	Overall Phase (continued)					Vapour Fraction 0.0000	
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
10	Hydrogen	0.0033	0.0000	0.0066	0.0000	0.0065	0.0000
11	Total	214.6681	1.0000	4996.3749	1.0000	344.3730	1.0000
12	Vapour Phase					Phase Fraction 0.0000	
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
14	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Ethane	0.0000	0.1170	0.0000	0.1357	0.0000	0.1435
16	MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
17	H2O	0.0000	0.0113	0.0000	0.0079	0.0000	0.0030
18	H2S	0.0000	0.0008	0.0000	0.0010	0.0000	0.0005
19	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	Ethylene	0.0000	0.6801	0.0000	0.7356	0.0000	0.7221
21	Propene	0.0000	0.0679	0.0000	0.1102	0.0000	0.0796
22	Hydrogen	0.0000	0.1228	0.0000	0.0095	0.0000	0.0514
23	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
24	Aqueous Phase					Phase Fraction 1.000	
25	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
26	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	Ethane	0.0042	0.0000	0.1248	0.0000	0.0240	0.0001
28	MEAmine	23.6130	0.1100	1442.3753	0.2887	97.1155	0.2820
29	H2O	185.9590	0.8663	3350.0693	0.6705	229.8516	0.6674
30	H2S	1.9121	0.0089	65.1579	0.0130	5.6589	0.0164
31	CO2	3.0940	0.0144	136.1647	0.0273	11.2967	0.0328
32	Ethylene	0.0711	0.0003	1.9956	0.0004	0.3566	0.0010
33	Propene	0.0114	0.0001	0.4806	0.0001	0.0632	0.0002
34	Hydrogen	0.0033	0.0000	0.0066	0.0000	0.0065	0.0000
35	Total	214.6681	1.0000	4996.3749	1.0000	344.3730	1.0000
36	UNIT OPERATIONS						
37	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
38	Distillation: T-502		Separator: T-501				
39	Material Stream: CO2			Fluid Package: Basis-2			
40				Property Package: Lee-Kesler-Plocker			
41	CONDITIONS						
42		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase			
43	Vapour / Phase Fraction	1.0000 *	1.0000	0.0000			
44	Temperature: (F)	226.5	226.5	226.5			
45	Pressure: (psia)	50.00 *	50.00	50.00			
46	Molar Flow (lbmole/hr)	2.067	2.067	0.0000			
47	Mass Flow (lb/hr)	64.59	64.59	0.0000			
48	Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)	0.1677	0.1677	0.0000			
49	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.198e+005	-1.198e+005	-1.209e+005			
50	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	52.16	52.16	25.53			
51	Heat Flow (Btu/hr)	-2.477e+005	-2.477e+005	0.0000			
52	Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)	0.1349 *	0.1349	0.0000			
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)			Page 9 of 10		



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: P.A. Rec. Aminas.hsc

Unit Set: User Field1

Date/Time: Wed Nov 07 11:37:11 2018

Material Stream: CO2 (continued)

Fluid Package: Basis-2

Property Package: Lee-Kesler-Plöcker

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000 *

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0215	0.0104	0.6461	0.0100	0.1244	0.0216
Hydrogen	0.0215	0.0104	0.0433	0.0007	0.0425	0.0074
H2O	0.8620	0.4169	15.5283	0.2404	1.0654	0.1853
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.9691	0.4688	42.6498	0.6603	3.5384	0.6153
Ethylene	0.1719	0.0831	4.8221	0.0747	0.8616	0.1498
Propene	0.0215	0.0104	0.9041	0.0140	0.1188	0.0207
Total	2.0674	1.0000	64.5937	1.0000	5.7511	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0215	0.0104	0.6461	0.0100	0.1244	0.0216
Hydrogen	0.0215	0.0104	0.0433	0.0007	0.0425	0.0074
H2O	0.8620	0.4169	15.5283	0.2404	1.0654	0.1853
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.9691	0.4688	42.6498	0.6603	3.5384	0.6153
Ethylene	0.1719	0.0831	4.8221	0.0747	0.8616	0.1498
Propene	0.0215	0.0104	0.9041	0.0140	0.1188	0.0207
Total	2.0674	1.0000	64.5937	1.0000	5.7511	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9997	0.0000	0.9996
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0001	0.0000	0.0002	0.0000	0.0003
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

UNIT OPERATIONS

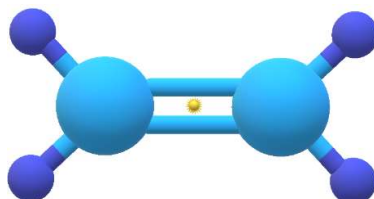
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Component Splitter:	T-503

ANEXO 1


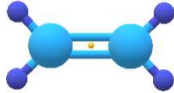
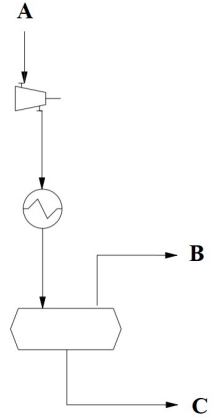
DATASHEET RESULTADOS HYSYS

ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL



GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

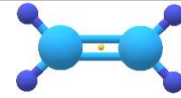
 U.T.N. F.R.N.	PROYECTO FINAL		
	HOJA DE DATOS		
Equipo:	Compresor	3 etapas	ID.: K-101; K-102; K-103
CONDICIONES DE DISEÑO			
TEMP. (°C) Diseño	-70°C a 30°C		
PRESIÓN (Kpa) Diseño	600		
ETAPA N°1	CONDICIONES DE OPERACION		
	ENTRADA	SALIDA	
FLUIDO	11	17	18
FASE	V	L	V
TEMP. (°C) Operativa	0	-17,51	-17,51
TEMP. (°C) Diseño	-30°C a 30°C		
PRESIÓN (Kpa) Operativa	114	200	200
PRESIÓN (Kpa) Diseño	400		
CAUDAL MOLAR (Kgmole/Hr)	3067	32,27	3035
ETAPA N°2	CONDICIONES DE OPERACION		
	ENTRADA	SALIDA	
FLUIDO	18	19	C
FASE	V	L	V
TEMP. (°C) Operativa	-17,51	-22,51	-22,51
TEMP. (°C) Diseño	-30°C a 10°C		
PRESIÓN (Kpa) Operativa	200	200	200
PRESIÓN (Kpa) Diseño	500		
CAUDAL MOLAR (Kgmole/Hr)	3035	102,6	2932
ETAPA N°3	CONDICIONES DE OPERACION		
	ENTRADA	SALIDA	
FLUIDO	20	22	23
FASE	V	L	V
TEMP. (°C) Operativa	-22,51	-81,56	-81,56
TEMP. (°C) Diseño	-70°C a 10°C		
PRESIÓN (Kpa) Operativa	200	300	300
PRESIÓN (Kpa) Diseño	600		
CAUDAL MOLAR (Kgmole/Hr)	2932	1289	1643
Esquema de una etapa del equipo: A: Ingreso al compresor o etapa del equipo. B: Fase vapor con presión parcial hacia la próxima etapa o presión final si sale del equipo. C: Fase liquida residual.			



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



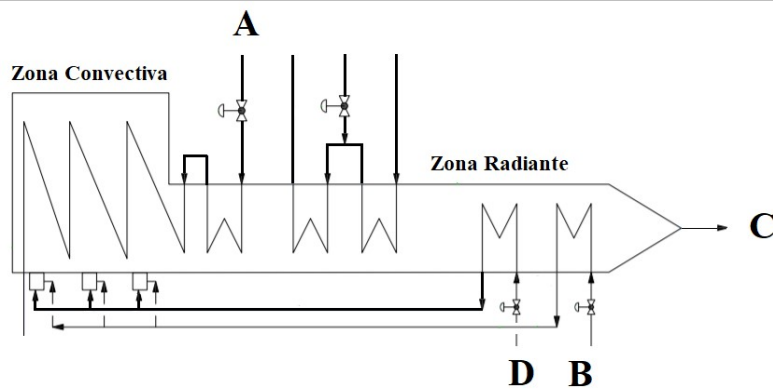
Equipo: Horno Servicio: Alimentación fresca ID.: H-101

CONDICIONES DE OPERACION

Cantidad de unidades	3
Flujo de gas a quemar (Kg/Hr)	57067
Peso molecular del gas	119,8
Poder calorífico (Kj/Kg)	543
Temperatura Operativa (°C)	825
Temperatura de diseño (°C)	1000
Presión Operativa (Kpa)	100,3
Presión de diseño (Kpa)	88 a 115

Esquema del equipo:

- A: Alimentación
- B: Inyección de vapor
- C: Salida de productos
- D: Ingreso de combustible

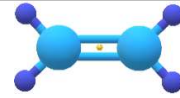




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



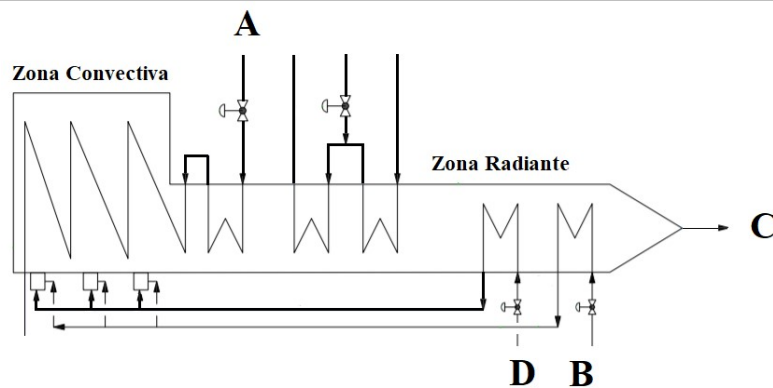
Equipo:	Horno	Servicio:	Reciclo	ID.: H-102
----------------	-------	------------------	---------	-------------------

CONDICIONES DE OPERACION

Cantidad de unidades	1
Flujo de gas a quemar (Kg/Hr)	18174
Peso molecular del gas	35,22
Poder calorífico (Kj/Kg)	3449
Temperatura Operativa (°C)	825
Temperatura de diseño (°C)	1000
Presión Operativa (Kpa)	100,3
Presión de diseño (Kpa)	88 a 115

Esquema del equipo:

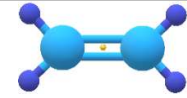
- A:** Alimentación
- B:** Inyección de vapor
- C:** Salida de productos
- D:** Ingreso de combustible





U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



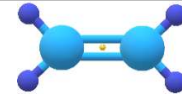
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-101
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	1	1.a	4+	4.a
FASE	L	V	V	V
TEMP. (°C) Operativa	25	157,2	825	658,7
TEMP. (°C) Diseño	840			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	101,3	100,3	100,3	99,3
PRESIÓN (Kpa) Diseño	112			
CAUDAL (Kg/Hr)	1,712x10 ⁵		1,892x10 ⁵	
Densidad (Kg/m³)	715,6	3,518	0,4785	0,5584
Viscosidad (cp)	0,6207	7,417x10 ⁻³	3,16x10 ⁻²	2,81x10 ⁻²
Material de construcción	Carbon steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (mm)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



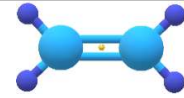
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-102
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	5	51.a	11.b	11.a
FASE	L/V	V	V	V
TEMP. (°C) Operativa	-10,40	41	89,48	44,26
TEMP. (°C) Diseño	105			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500	1499	448	400
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1650			
CAUDAL (Kg/Hr)	1,817x10 ⁴		8,307x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)	81,03	23,18	4,085	4,190
Viscosidad (cp)	-	1,06x10 ⁻²	1,3x10 ⁻²	1,15x10 ⁻²
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
<p>A: Entrada a coraza</p> <p>B: Salida de coraza</p> <p>C: Entrada a tubos</p> <p>D: Salida de tubos</p>				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



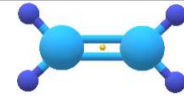
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio :	Intercambiador de calor	ID.: E-103
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	11.c	11	18.b	18.a
FASE	L/V	V	V	L/V
TEMP. (°C) Operativa	-75,47	-26,97	83,07	-27,40
TEMP. (°C) Diseño	100			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	115	114	942,1	400
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1035			
CAUDAL (Kg/Hr)	8,307x10 ⁴		8,123x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)				
Viscosidad (cp)	8,95x10 ⁻³	-	1,3x10 ⁻²	-
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
<p>A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos</p>				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



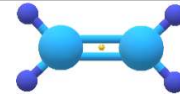
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-104
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	23.2	23.2.a	20.b	20.a
FASE	L/V	V	V	L/V
TEMP. (°C) Operativa	-60,18	-43,10	44,19	-8,93
TEMP. (°C) Diseño	60			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	115	113	558,8	556,8
PRESIÓN (Kpa) Diseño	615			
CAUDAL (Kg/Hr)	7,24x10 ⁴		7,56x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)	1,95	1,5	5,6	7,29
Viscosidad (cp)	-	8,5x10 ⁻³	1,17x10 ⁻²	-
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



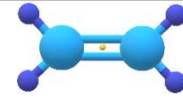
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-106
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	37.a	37.b	25.1	25.a
FASE	L/V	L/V	L/V	L/V
TEMP. (°C) Operativa	-99,83	-76,62	50	-25
TEMP. (°C) Diseño	65			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	103	101	1066	300
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1175			
CAUDAL (Kg/Hr)	2,98x10 ⁴		2x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)	6,459	1,967	22,08	128
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza				
B: Salida de coraza				
C: Entrada a tubos				
D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



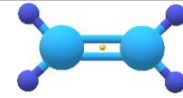
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-107
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	33.1	33.a	35	35.a
FASE	L/V	V	V	V
TEMP. (°C) Operativa	24,75	59,85	190,9	71,45
TEMP. (°C) Diseño	205			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500	1497	1000	998
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1650			
CAUDAL (Kg/Hr)	2,95x10 ⁴		4,47 x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)	154,7	28,56	8,047	11,19
Viscosidad (cp)	-	1,04x10 ⁻²	1,5x10 ⁻²	1,15x10 ⁻²
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



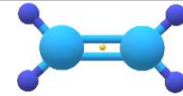
HOJA DE DATOS

Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-108
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	37.b	37.c	26+	26.a
FASE	L/V	V	V	L/V
TEMP. (°C) Operativa	-76,62	23,27	47,88	-20
TEMP. (°C) Diseño	65			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	101	100	3900	310
PRESIÓN (Kpa) Diseño	4200			
CAUDAL (Kg/Hr)	2,98x10 ⁴		5,18x10 ⁴	
Densidad (Kg/m³)	1,97	1,22	35,41	3,25
Viscosidad (cp)	-	9,8x10 ⁻³	1,31x10 ⁻²	-
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



HOJA DE DATOS

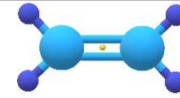
Equipo:	Intercambiador de calor	Servicio:	Intercambiador de calor	ID.: E-110
CONDICIONES DE OPERACION	CORAZA		TUBOS	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
FLUIDO	31	31.a	41	41.a
FASE	L	V	V	V
TEMP. (°C) Operativa	-96,93	-94,67	225,1	205,6
TEMP. (°C) Diseño	240			
PRESIÓN (Kpa) Operativa	3200	3197	1000	997
PRESIÓN (Kpa) Diseño	3550			
CAUDAL (Kg/Hr)	1597		8874	
Densidad (Kg/m³)	289,9	59,73	9,08	9,46
Viscosidad (cp)	3,2x10 ⁻²	8,8x10 ⁻³	1,62x10 ⁻²	1,6x10 ⁻²
Material de construcción	Carbon Steel			
Aislación	Lana de vidrio			
Largo (m)	6,096			
Diámetro (In)	796,2			
Pasos:	2		1	
N° Tubos:	118			
Esquema del equipo:				
A: Entrada a coraza B: Salida de coraza C: Entrada a tubos D: Salida de tubos				



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

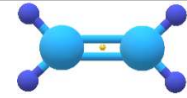
HOJA DE DATOS



Equipo:	Reactor de hidrogenación de Acetileno	ID.: R-101
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
	Entrada	Salida
Fluido	34	35
Fase	V	V
Caudal (Kg/Hr)	44530	44730
Posición	Horizontal	
Tipo de columna	Lecho fijo (PFR)	
Tipo de relleno	Catalítico	
Diámetro (m)	3	
Presión (Kpa)	1000	
Temperatura (°C)	190,9	
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión (Kg/cm²)	1350	
Temperatura (°C)	252	
Material de construcción	Acero al carbono ASTM A53	
Norma de diseño	ASME VIII Div. 1	
CATALIZADOR		
Forma y Tamaño	Forma y Tamaño	
Densidad del catalizador	1400 kg/m ³	
Contenido de Paladio	300 ppm sobre Al ₂ O ₃	
Volumen de partículas	1,414 · 10 ⁻³ m ³	
Capacidad Calorífica	C = 1000 J/kg · K	
Conductividad Térmica	K = 0,28211 W/m · K	
Porosidad del Lecho	ε = 40%	
Densidad Aparente	ρ = 720 kg/m ³	
ESQUEMA:		
<p>A: Inyección primaria B: Inyección secundaria C: Producto primario D: Residuo (en caso de formarse)</p>		



PROYECTO FINAL



HOJA DE DATOS

Equipo: Reactor de hidrogenación de M-Acetileno ID.: R-102

CONDICIONES DE OPERACIÓN

	Entrada	Salida
Fluido	40	41
Fase	L	V
Caudal (Kg/Hr)	8713	8874
Posición	Vertical	
Tipo de columna	Lecho Fijo	
Tipo de relleno	Catalizador (Paladio)	
Longitud (m)	4	
Diámetro (m)	3	
N° de etapas	3	
Presión (Kg/cm²)	1000	
Temperatura (°C)	225,1	

CONDICIONES DE DISEÑO

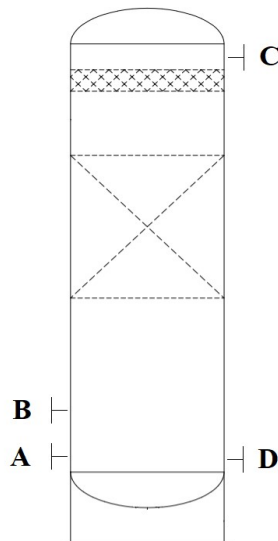
Presión (Kg/cm²)	1350
Temperatura (°C)	252
Material de construcción	Acero al carbono ASTM A53
Norma de diseño	ASME VIII Div. 1

CATALIZADOR

Forma y Tamaño	Forma y Tamaño
Densidad del catalizador	1400 kg/m ³
Contenido de Paladio	300 ppm sobre Al ₂ O ₃
Volumen de partículas	1,414 · 10 ⁻³ m ³
Capacidad Calorífica	C = 1000 J/kg·K
Conductividad Térmica	K = 0,28211 W/m·K
Porosidad del Lecho	ε = 40%
Densidad Aparente	ρ = 720 kg/m ³

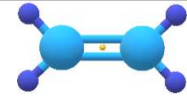
ESQUEMA:

- A:** Inyección primaria
- B:** Inyección secundaria
- C:** Producto primario
- D:** Residuo (en caso de formarse)





PROYECTO FINAL



HOJA DE DATOS

Equipo: Reactor de hidrogenación de E-Acetileno ID.: R-103

CONDICIONES DE OPERACIÓN

	Entrada	Salida
Fluido	45	46
Fase	L	V
Caudal (Kg/Hr)	14760	14960
Posición	Vertical	
Tipo de columna	Lecho Fijo	
Tipo de relleno	Catalizador (Paladio)	
Longitud (m)	4	
Diámetro (m)	3	
N° de etapas	3	
Presión (Kg/cm²)	1000	
Temperatura (°C)	189,2	

CONDICIONES DE DISEÑO

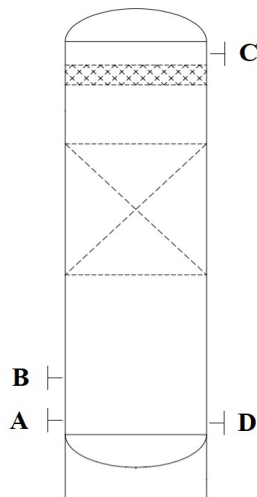
Presión (Kg/cm²)	1350
Temperatura (°C)	252
Material de construcción	Acero al carbono ASTM A53
Norma de diseño	ASME VIII Div. 1

CATALIZADOR

Forma y Tamaño	Esferas de 2-4 mm
Densidad del catalizador	1400 kg/m ³
Contenido de Paladio	300 ppm sobre Al ₂ O ₃
Volumen de partículas	1,414 · 10 ⁻³ m ³
Capacidad Calorífica	C = 1000 J/kg·K
Conductividad Térmica	K = 0,28211 W/m·K
Porosidad del Lecho	ε = 40%
Densidad Aparente	ρ = 720 kg/m ³

SQUEMA:

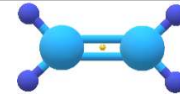
- A:** Inyección primaria
- B:** Inyección secundaria
- C:** Producto primario
- D:** Residuo (en caso de formarse)





U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL



HOJA DE DATOS

Equipo: Torre demetanizadora Servicio: Separación ID.: T-104

CONDICIONES DE OPERACIÓN

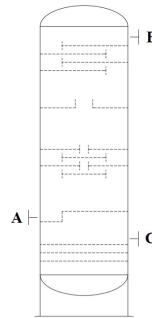
	Entrada	Salida	
Fluido	30.b	31	32
Fase	V	L	L
Presión (Kpa)	3500	3200	3500
Temperatura (°C)	300	-96,93	20,15
Caudal (Kg/Hr)	66290	1597	64690

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	315
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	19
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	30
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

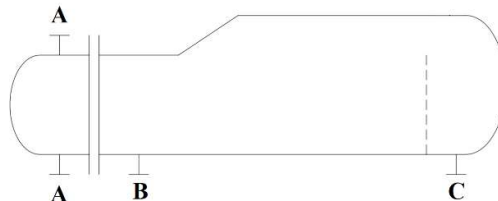
A: Alimentación
B: Producto primario a condensador
C: Producto secundario a separación



Equipo secundario:	CONDENSADOR
Tipo	Total
TEMP. (°C) Operativa	-96,93
TEMP. (°C) Diseño	- 82
PRESIÓN (Kpa) Operativa	3200
PRESIÓN (Kpa) Diseño	3520
Duty (Kj/Hr)	6,18 e +7

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
B: Entrada de corriente a condensar
C: Salida de fase líquida

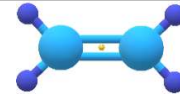




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo:	Torre desetanizadora	Servicio:	Separación	ID.:	T-105
----------------	----------------------	------------------	------------	-------------	-------

CONDICIONES DE OPERACIÓN

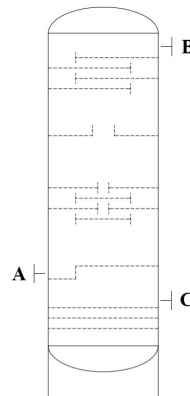
	Entrada		Salida	
Fluido	32.a	33	34.1	34.2
Fase	V	L	L	V
Caudal (Kg/Hr)	68420	11440	18060	38920
Presión (Kpa)	500	3500	1500	1500
Temperatura (°C)	200	88,33	3,832	3,832

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	215
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	7
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	10
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

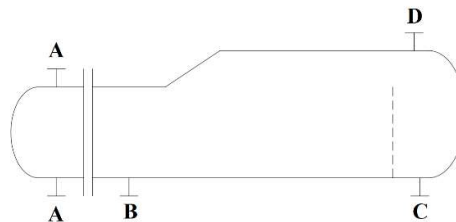
A: Alimentación
B: Producto primario a condensador
C: Producto secundario a separación



Equipo secundario:	CONDENSADOR
Tipo	Parcial
TEMP. (°C) Operativa	3,82
TEMP. (°C) Diseño	20
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1750

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
B: Entrada de corriente a condensar
C: Salida de fase líquida
D: Salida de fase vapor

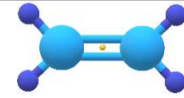




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo:	Torre de etileno	Servicio:	Purificación	ID.:	T-106
----------------	------------------	------------------	--------------	-------------	-------

CONDICIONES DE OPERACIÓN

	Entrada		Salida	
Fluido	35.a	36	37	C1
Fase	V	L	L	V
Caudal (Kg/Hr)	44730	29770	29770	3721
Presión (Kpa)	3500	3500	1500	1500
Temperatura (°C)	100	46,05	-51,77	-51,77

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	115
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	12
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	20
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

A: Alimentación
 B: Producto primario a condensador
 C: Producto secundario a separación

Equipo secundario:	CONDENSADOR
Tipo	Parcial
TEMP. (°C) Operativa	-51,72
TEMP. (°C) Diseño	-45
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1650

Esquema:

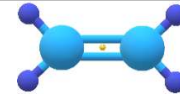
A: Entrada/salida del líquido refrigerante
 B: Entrada de corriente a condensar
 C: Salida de fase líquida
 D: Salida de fase vapor



U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo: Torre depropanadora Servicio: Separación ID.: T-107

CONDICIONES DE OPERACIÓN

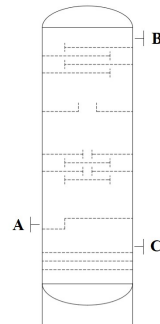
	Entrada		Salida	
Fluido	33.a	39	40	40.1
Fase	V	L	L	V
Caudal (Kg/Hr)	29500	15170	8713	5609
Presión (Kpa)	3500	3500	1500	1500
Temperatura (°C)	100	96,78	21,47	21,47

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	115
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	14
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	20
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

A: Alimentación
B: Producto primario a condensador
C: Producto secundario a separación



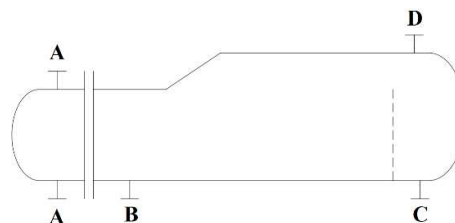
Equipo secundario:

CONDENSADOR

Tipo	Parcial
TEMP. (°C) Operativa	21,45
TEMP. (°C) Diseño	50
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1750

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
B: Entrada de corriente a condensar
C: Salida de fase líquida
D: Salida de fase vapor

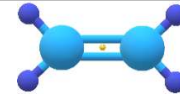




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo: Torre de propileno Servicio: Purificación ID.: T-108

CONDICIONES DE OPERACIÓN

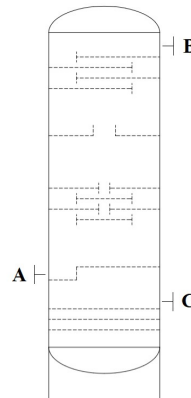
	Entrada		Salida	
Fluido	41.a	43.2	42	43
Fase	V	V	L	L
Caudal (Kg/Hr)	8874	2461	4461	1951
Presión (Kpa)	3500	1500	1500	3500
Temperatura (°C)	100	10,35	10,35	83,45

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	115
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	14
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	20
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

A: Alimentación
B: Producto primario a condensador
C: Producto secundario a separación



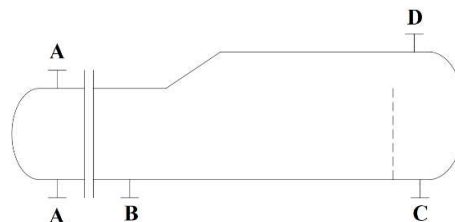
Equipo secundario:

CONDENSADOR

Tipo	Parcial
TEMP. (°C) Operativa	10,35
TEMP. (°C) Diseño	15
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1650

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
B: Entrada de corriente a condensar
C: Salida de fase líquida
D: Salida de fase vapor

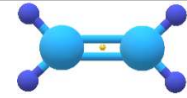




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo: Torre debutanizadora Servicio: Separación ID.: T-109

CONDICIONES DE OPERACIÓN

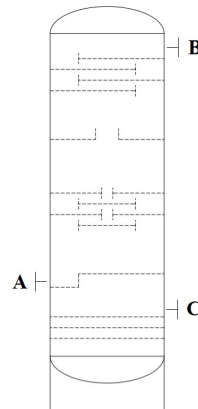
	Entrada	Salida	
Fluido	39.a	44	45
Fase	V	L	L
Caudal (Kg/Hr)	15170	410,4	14760
Presión (Kg/cm ²)	3500	3500	1500
Temperatura (°C)	180	120	43,40

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	195
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	7
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	10
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

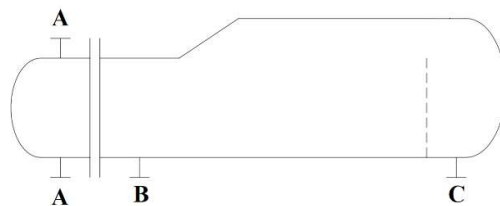
A: Alimentación
B: Producto primario a condensador
C: Producto secundario a separación



Equipo secundario:	CONDENSADOR
Tipo	Total
TEMP. (°C) Operativa	43,39
TEMP. (°C) Diseño	70
PRESIÓN (Kg/cm ²) Operativa	1500
PRESIÓN (Kg/cm ²) Diseño	1750

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
B: Entrada de corriente a condensar
C: Salida de fase líquida

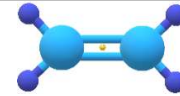




U.T.N. F.R.N.

PROYECTO FINAL

HOJA DE DATOS



Equipo:	Torre de butileno	Servicio:	Purificación	ID.: T-110
----------------	-------------------	-----------	--------------	------------

CONDICIONES DE OPERACIÓN

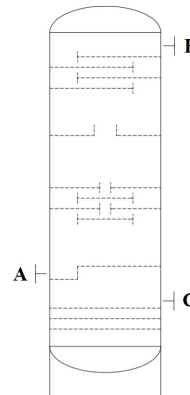
	Entrada	Salida	
Fluido	46.a	47	48
Fase	V	L	L
Presión (Kpa)	3500	1500	3500
Temperatura (°C)	200	-202,5	117,6

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión (Kpa)	3850
Temperatura (°C)	215
Posición	Vertical
Tipo de columna	De platos
Alto (m)	12
Diámetro (m)	1,22
N° de etapas	20
Separación entre platos (m)	0,6096
Tipo de plato	Bubble cup
Material de construcción	
Norma de diseño	

ESQUEMA:

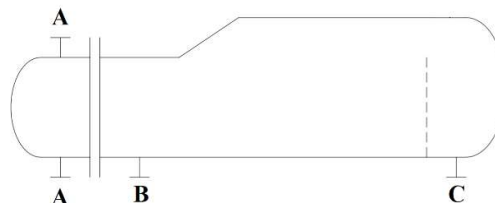
A: Alimentación
 B: Producto primario a condensador
 C: Producto secundario a separación



Equipo secundario:	CONDENSADOR
Tipo	Total
TEMP. (°C) Operativa	-202,5
TEMP. (°C) Diseño	-185
PRESIÓN (Kpa) Operativa	1500
PRESIÓN (Kpa) Diseño	1650

Esquema:

A: Entrada/salida del líquido refrigerante
 B: Entrada de corriente a condensar
 C: Salida de fase líquida

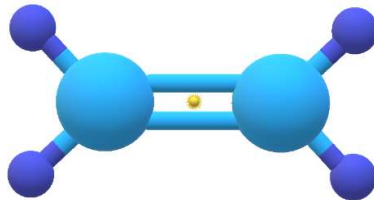


ANEXO 3

DATASHEET RESULTADOS HTRI

ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL



GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

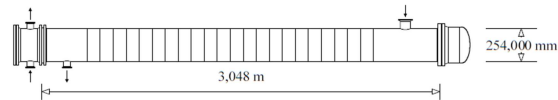
HTRI		HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET				Page 1	
		SI Units					
Customer		Job No.		Reference No.			
Address		Proposal No.		Date		Rev	
Plant Location		Date		13/12/2022		Rev	
Service of Unit		Item No.					
Size	254,000 x 3047,96 mm	Type	AES	Horz.	Connected In	1 Parallel 1 Series	
Surf/Unit (Gross/Eff)	5,84 / 5,74 m ²	Shell/Unit	1	Surf/Shell (Gross/Eff)	5,84 / 5,74 m ²		
PERFORMANCE OF ONE UNIT							
Fluid Allocation		Shell Side			Tube Side		
Fluid Name		vapores			agua		
Fluid Quantity, Total		kg/hr 78,0203			2800,01		
Vapor (In/Out)		78,0203			29,9976		
Liquid		48,0227			2800,01		
Steam					2800,01		
Water							
Noncondensables							
Temperature (In/Out)		C 113,20			36,66		
Specific Gravity					0,9979		
Viscosity		mN-s/m ² 0,0107			V/L 0,871		
Molecular Weight, Vapor					0,8909		
Molecular Weight, Noncondensables					0,7138		
Specific Heat		kJ/kg-C 1,5914			V/L 4,154		
Thermal Conductivity		W/m-C 0,0247			V/L 0,616		
Latent Heat		kJ/kg 2178,24			2044,39		
Inlet Pressure		kPa 203,403			289,004		
Velocity		m/s 0,17			1,14		
Pressure Drop, Allow/Calc		kPa 13,500			0,046		
Fouling Resistance (min)		m ² -K/W 0,000200			45,001		
Heat Exchanged W		33906,3			MTD (Corrected) 35,7 C		
Transfer Rate, Service		165,51 W/m ² -K Clean			182,02 W/m ² -K Actual		
					166,85 W/m ² -K		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)			
		Shell Side		Tube Side			
Design/Test Pressure		kPaG 203,403 /		289,004 /			
Design Temperature		C 113,30		25,00			
No Passes per Shell		1		4			
Corrosion Allowance		mm					
Connections		In mm 1 @ 77,927		1 @ 52,502			
Size & Rating		Out mm 1 @ 52,502		1 @ 52,502			
		Intermediate @		@			
Tube No.		48 OD 12,700 mm		Thk(Avg) 2,108 mm		Length 3,048 m Pitch 16,891 mm Layout 30	
Tube Type		Plain		Material CARBON STEEL			
Shell		ID 254,000 mm		OD mm		Shell Cover	
Channel or Bonnet				Channel Cover			
Tubesheet-Stationary				Tubesheet-Floating			
Floating Head Cover				Impingement Plate Circular plate			
Baffles-Cross		Type SINGLE-SEG.		%Cut (Diam) 25,0		Spacing(c/c) 100,000 Inlet 488,869 mm	
Baffles-Long				Seal Type			
Supports-Tube				U-Bend Type			
Bypass Seal Arrangement				Tube-Tubesheet Joint			
Expansion Joint				Type			
Rho-V2-Inlet Nozzle		14,46 kg/m-s ²		Bundle Entrance 0,31		Bundle Exit 0,20 kg/m-s ²	
Gaskets-Shell Side				Tube Side			
-Floating Head							
Code Requirements				TEMA Class			
Weight/Shell		541,73		Filled with Water 713,05		Bundle 124,09 kg	
Remarks:							

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

Process Data		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name	vapores			agua	
Fluid condition			Cond. Vapor		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/s)		0,0217		0,7778
Weight fraction vapor, In/Out	(--)	1,000	0,384	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	113,20	36,66	25,00	35,33
Temperature, Average/Skin	(Deg C)	74,9	37,22	30,2	32,37
Wall temperature, Min/Max	(Deg C)	25,56	63,97	25,51	61,58
Pressure, In/Average	(kPa)	203,403	203,380	289,004	270,063
Pressure drop, Total/Allowed	(kPa)	0,046	13,500	37,883	45,000
Velocity, Mid/Max allow	(m/s)	0,17		1,14	
Mole fraction inert/Boiling range	(Deg C)		0,000		0,0
Average film coef.	(W/m2-K)		191,76		6389,33
Heat transfer safety factor	(--)		1,000		1,000
Fouling resistance	(m2-K/W)		0,000200		0,000200

Overall Performance Data					
Overall coef., Req'd/Clean/Actual	(W/m2-K)	165,51	/	182,02	/ 166,85
Heat duty, Calculated/Specified	(MegaWatts)	0,0339	/		
Effective overall temperature difference	(Deg C)	35,7			
EMTD = (MTD) * (DELTA) * (F/G/H)	(Deg C)	53,33	*	0,6693	* 1,0000

See Runtime Messages Report for warnings.



Exchanger Fluid Volumes	
Approximate shellside (L)	132,1
Approximate tubeside (L)	39,3

Shell Construction Information					
TEMA shell type	AES		Shell ID	(mm)	254,000
Shells Series	1 Parallel	1	Total area	(m2)	5,837
Passes Shell	1 Tube	4	Eff. area	(m2/shell)	5,740
Shell orientation angle (deg)	0,00				
Impingement present	Circular plate		Impingement diameter/nozzle		1,1
Pairs seal strips	1		Passlane seal rods (mm)	12,700	No. 4
Shell expansion joint	No		Rear head support plate	No	
Weight estimation Wet/Dry/Bundle		713,05 /	541,73 /	124,09	(kg/shell)

Baffle Information					
Type	Parallel Single-Seg.		Baffle cut (% dia)	25,00	
Crosspasses/shellpass		24	No. (Pct Area)	(mm) to C.L	
Central spacing	(mm)	100,000	1	20,35	63,500
Inlet spacing	(mm)	488,869	2	0,00	0,000
Outlet spacing	(mm)	308,300			
Baffle thickness	(mm)	3,175			

Tube Information					
Tube type		Plain	Tubecount per shell		48
Overall length	(m)	3,048	Pct tubes removed (both)		4,17
Effective length	(m)	2,997	Outside diameter	(mm)	12,700
Total tubesheet	(mm)	50,800	Wall thickness	(mm)	2,108
Area ratio	(out/in)	1,4970	Pitch (mm)	16,8910	Ratio 1,3300
Tube metal		Carbon steel	Tube pattern (deg)		30

**Final Results**Released to the following HTRI Member Company:
Single Work Station
NEXT

Xist E Ver. 5.00 13/12/2022 11:13 SN: Friendsl

SI Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

Shellside Performance

Nom vel, X-flow/window 0,38 / 0,37

Flow fractions for vapor phase

A=0,0639 B=0,3364 C=0,2059 E=0,1937 F=0,2000

Shellside Heat Transfer Corrections

Total	Beta	Gamma	End	Fin
0,984	0,919	1,070	0,886	1,000

Pressure Drops (Percent of Total)

Cross	Window	Ends	Nozzle	Shell	Tube
35.74	15.48	2.27	Inlet	37.13	0.19
MOMENTUM		-9.85	Outlet	19.23	0.12

Two-Phase Parameters

Method	Inlet	Center	Outlet	Mix F
RPM	Gravity	Gravity	Gravity	0,0098

H. T. Parameters**Shell Tube**

Overall wall correction

Midpoint	Prandtl no.		5,41
Midpoint	Reynolds no.	38	12281
Bundle inlet	Reynolds no.	730	10919
Bundle outlet	Reynolds no.	18	13666
Fouling layer	(mm)		

Thermal Resistance

Shell	Tube	Fouling	Metal	Over Des
87,01	3,91	8,34	0,748	0,81
Total fouling resistance				0,00050
Differential resistance				4,85E-05

Shell Nozzles

	Inlet	Outlet	Liquid Outlet
Inlet at channel end-No			
Number at each position	1	1	0
Diameter	(mm) 77,927	52,502	
Velocity	(m/s) 3,18	1,32	
Pressure drop	(kPa) 0,017	8,808e-3	
Height under nozzle	(mm) 23,489	24,517	
Nozzle R-V-SQ	(kg/m-s2) 14,46	13,21	
Shell ent.	(kg/m-s2) 13,01	3,15	

Tube Nozzle

	Inlet	Outlet	Liquid Outlet
	RADIAL	RADIAL	
Diameter	(mm) 52,502	52,502	
Velocity	(m/s) 0,36	0,36	
Pressure drop	(kPa) 0,070	0,045	
Nozzle R-V-SQ	(kg/m-s2) 128,12	129,13	

Annular Distributor

	Inlet	Outlet
Length	(mm)	
Height	(mm)	
Slot area	(mm2)	

Diametral Clearances (mm)

Baffle-to-shell	Bundle-to-shell	Tube-to-baffle
3,1750	33,2581	0,7938



Supplementary Results

Released to the following HTRI Member Company:
Single Work Station
NEXT

Xist E Ver. 5.00 13/12/2022 11:13 SN: Friendsl

SI Units

Simulation - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles

Externally Enhanced Tube Geometry			Internally Enhanced Tube Geometry		
Type		Plain	Type		None
Fin density	(fin/meter)		Thickness	(mm)	
Fin height	(mm)		Pitch	(L/D)	
Fin thickness	(mm)				
Root diameter	(mm)				
Area/length	(m2/m)				

Mean Metal Temperatures

Mean shell temperature 66,87 (C)

Mean tube metal temperature in each tubepass, (C)

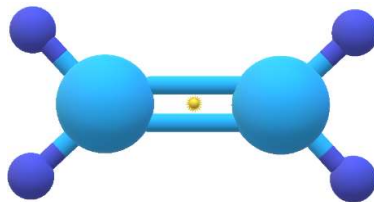
<u>Tube Pass</u>	<u>Inside</u>	<u>Outside</u>	<u>Radial</u>
1	31,31	31,79	31,59
2	34,08	34,43	34,28
3	34,88	35,22	35,07
4	39,85	40,28	40,09

ANEXO 4

DIAGRAMAS DE FLUJO

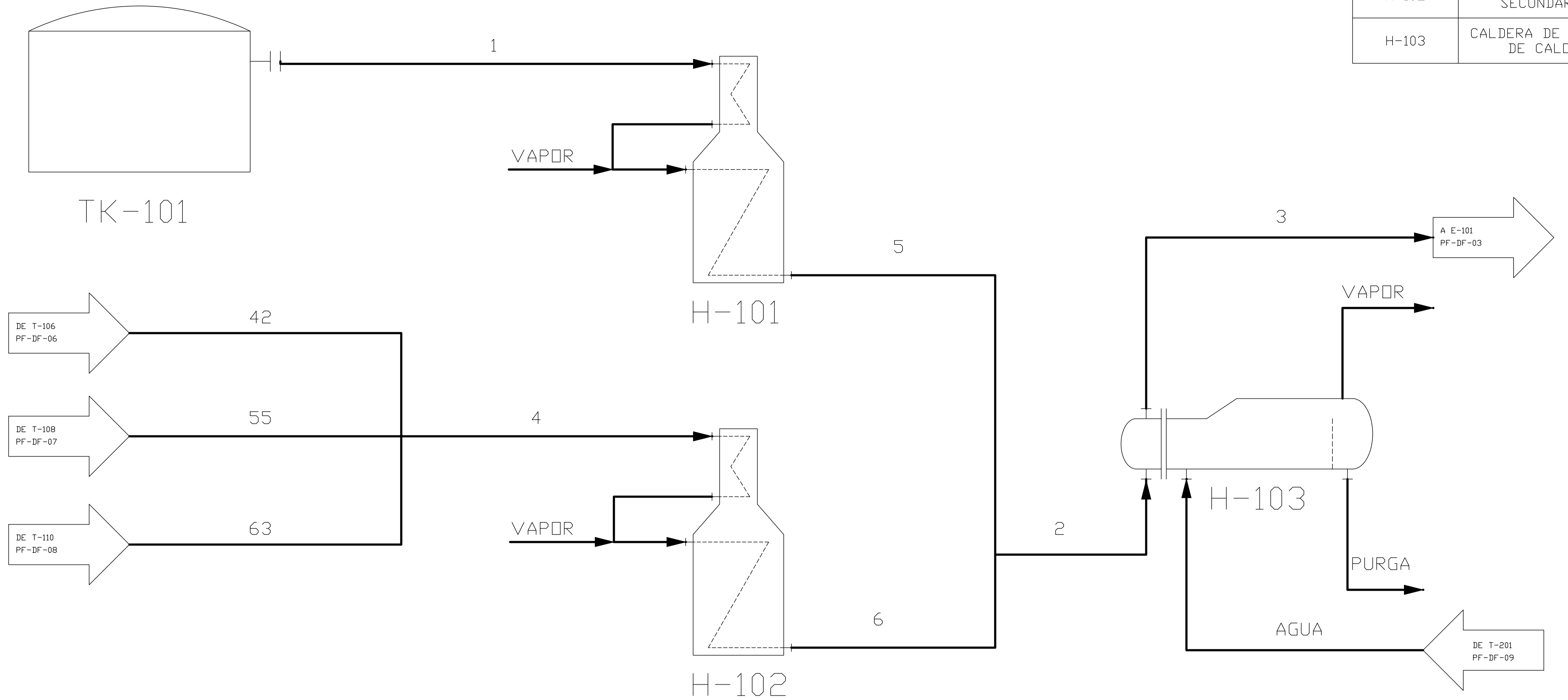
ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL



GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
TK-101	TANQUE DE GASOLINA NATURAL
H-101	HORNO DE PIROLISIS PRIMARIO
H-102	HORNO DE PIROLISIS SECUNDARIO
H-103	CALDERA DE RECUP. DE CALOR

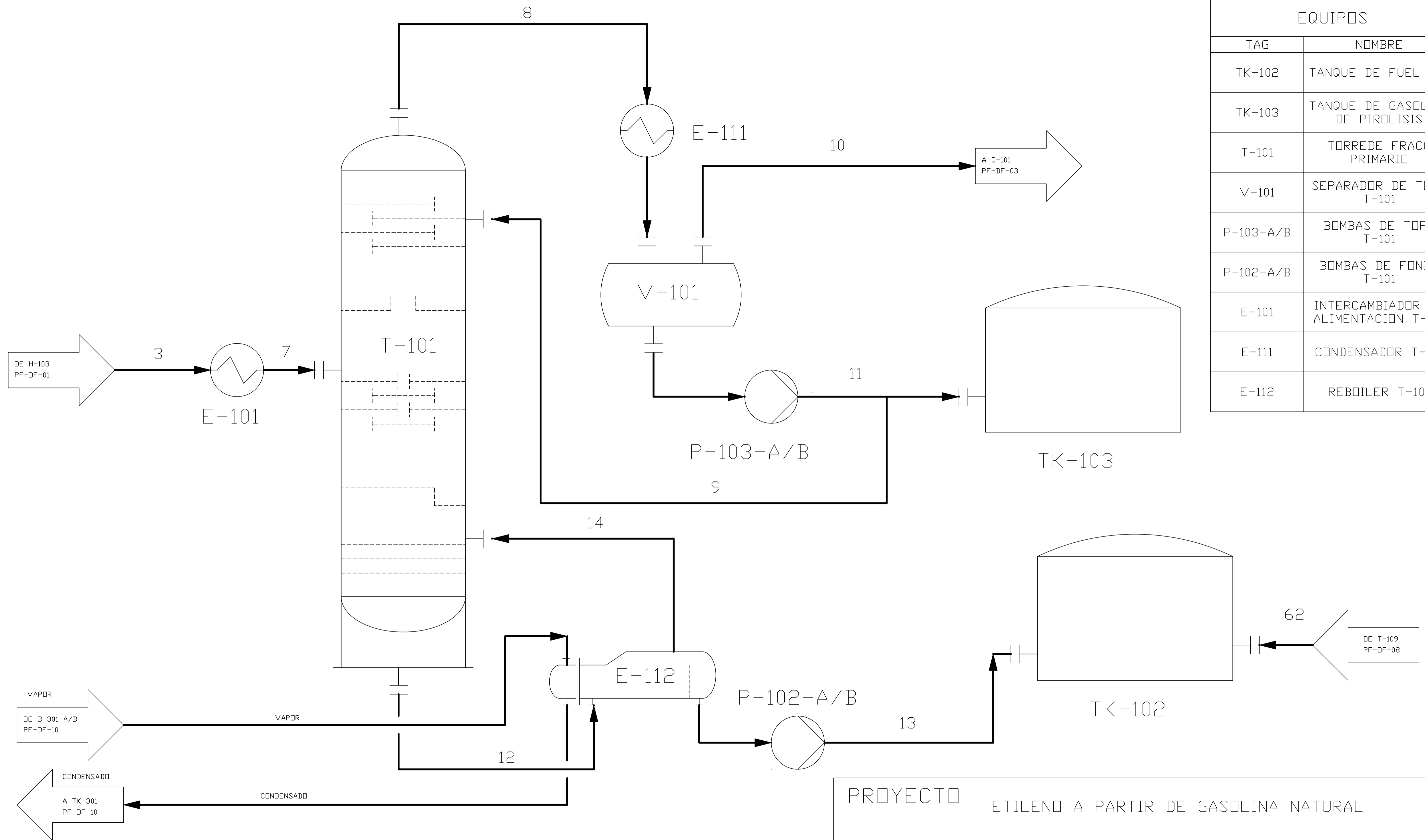


CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	VAPOR	AGUA
FLUIDO	GASOLINA NATURAL						VAPOR DE AGUA	AGUA ENFRIAM.
CAUDAL MASICO [Kg/S]	47,6	52,56	52,56	5,05	47,6	38,3		1,0100
TEMPERATURA [°C]	800	825	200	850	825	825	100	25
PRESION [KPA]	100,3	100,3	135	101,3	100,3	101,3	101,3	290
FRACCION VAPOR	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-01	



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
TK-102	TANQUE DE FUEL OIL
TK-103	TANQUE DE GASOLINA DE PIROLISIS
T-101	TORREDE FRACC PRIMARIO
V-101	SEPARADOR DE TOPE T-101
P-103-A/B	BOMBAS DE TOPE T-101
P-102-A/B	BOMBAS DE FONDO T-101
E-101	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION T-101
E-111	CONDENSADOR T-101
E-112	REBOILER T-101

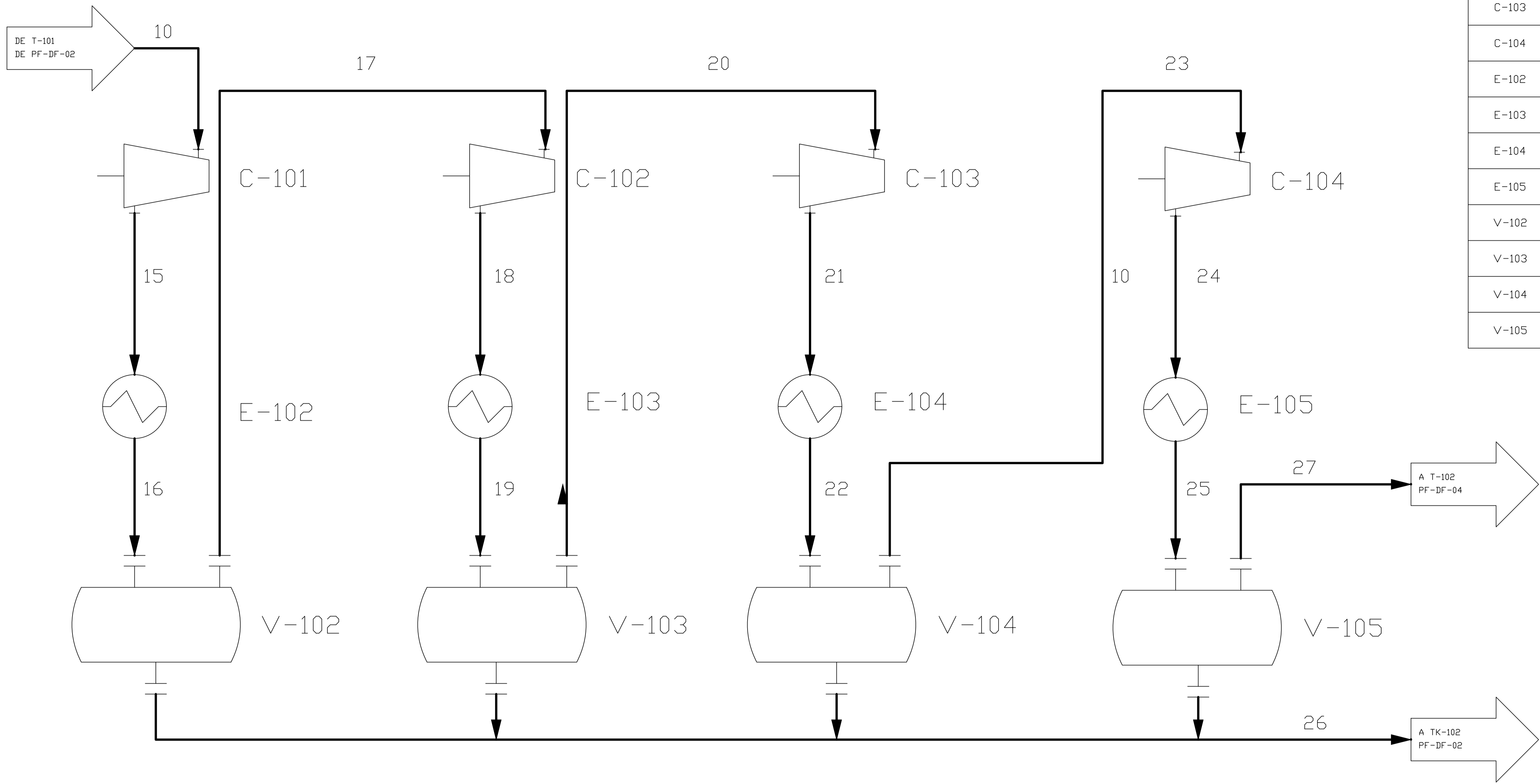
PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

CORRIENTE	7	8	9	10	11	12	13	14
FLUIDO					GASOLINA PIROLISIS		FUEL OIL	
CAUDAL MASICO [Kg/S]	52,56	179	138	12,73	17,95	173,4	11,54	161,9
TEMPERATURA [°C]	200	54,34	-49,71	-49,71	67,45	91,27	97,05	97,05
PRESION [KPA]	135	116	115	115	135	135	135	135
FRACCION VAPOR	1,000	1,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	1,000



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-02	



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
C-101	COMPRESOR: 1°ETAPA
C-102	COMPRESOR: 2°ETAPA
C-103	COMPRESOR: 3°ETAPA
C-104	COMPRESOR: 4°ETAPA
E-102	INTERCAMBIADOR: 1° ETAPA
E-103	INTERCAMBIADOR: 2°ETAPA
E-104	INTERCAMBIADOR: 3°ETAPA
E-105	INTERCAMBIADOR: 4°ETAPA
V-102	SEPARADOR: 1°ETAPA
V-103	SEPARADOR: 2°ETAPA
V-104	SEPARADOR: 3°ETAPA
V-105	SEPARADOR: 4°ETAPA

CORRIENTE	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
FLUIDO												GASOLINA PIROLISIS	
CAUDAL MASICO [Kg/S]	23,07	23,07	2,56	22,56	22,56	20,99	20,99	20,99	6,413	6,413	6,413	2,951	20,12
TEMPERATURA [°C]	89,48	-5	-17,5	83,07	-10	-22,5	44,19	-70	-81,5	-102,9	100	21,67	50
PRESION [KPA]	448	400	200	942,1	400	200	558,8	700	300	130	135	135	3925
FRACCION VAPOR	1,000	0,966 9	1,000	1,000	0,942 3	1,000	1,000	0,510 4	1,000	0,9861	1,000	0,000	1,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

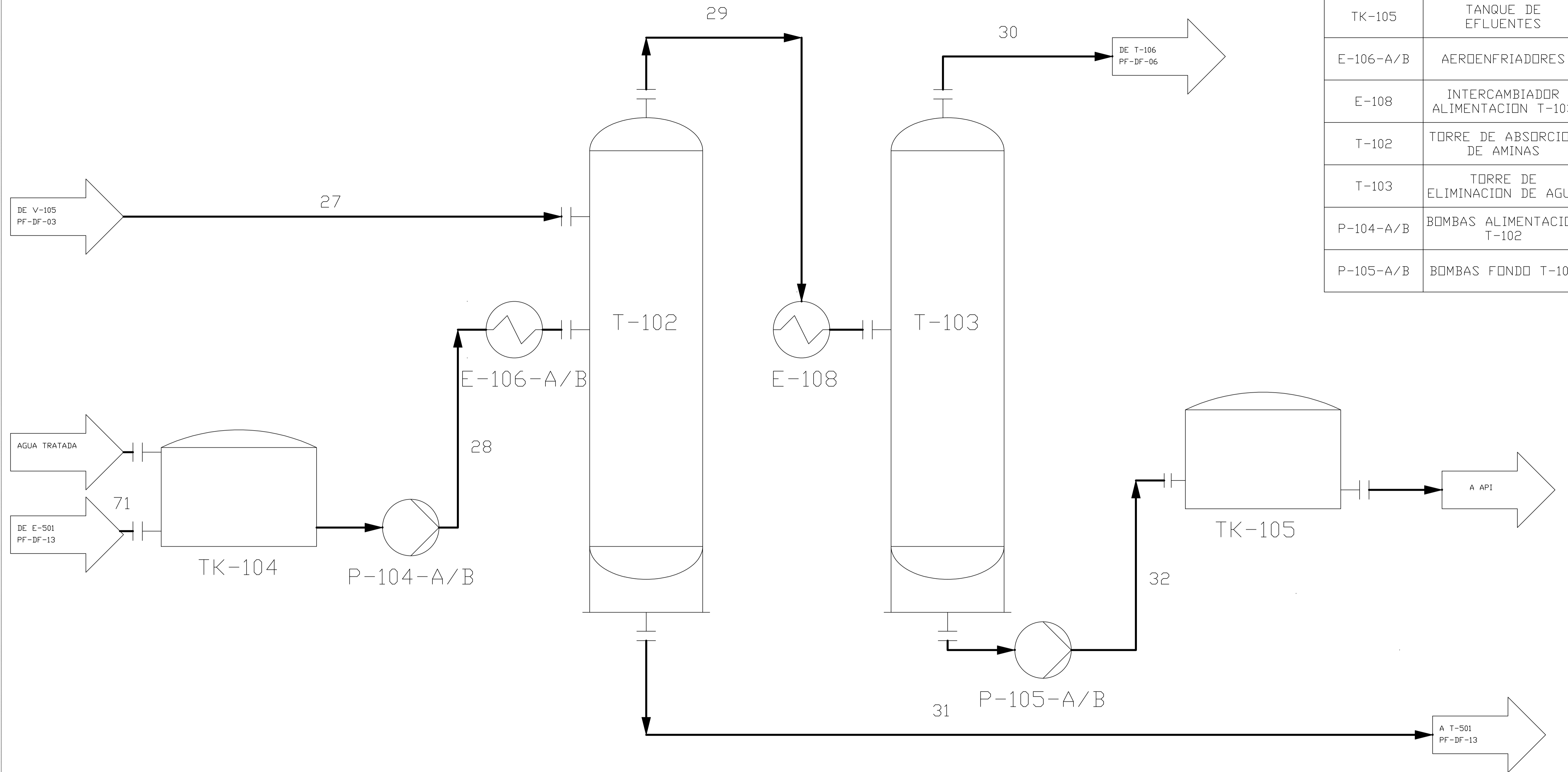


UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN

CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-03	

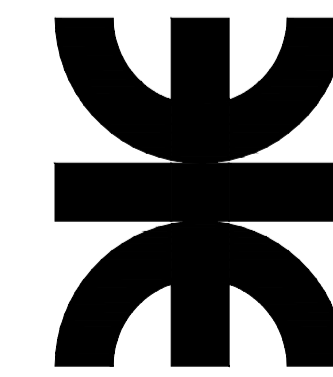
EQUIPOS

TAG	NOMBRE
TK-104	TANQUE DE AMINA POBRE
TK-105	TANQUE DE EFLUENTES
E-106-A/B	AERDENFRIADORES
E-108	INTERCAMBIADOR ALIMENTACION T-103
T-102	TORRE DE ABSORCION DE AMINAS
T-103	TORRE DE ELIMINACION DE AGUA
P-104-A/B	BOMBAS ALIMENTACION T-102
P-105-A/B	BOMBAS FONDO T-103



CORRIENTE	28	29	30	31	32
FLUIDO	ME-AMINA			AGUA	AGUA EFLUENTE
CAUDAL MASICO [Kg/S]	1,165	14,41	18,41	1,136	0,03
TEMPERATURA [°C]	50	47,9	300	47,35	-20
PRESION [KPA]	3925	3900	3500	3923	310
FRACCION VAPOR	0,000	1,000	1,000	0,000	0,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

CATEDRA:
INTEGRACION V

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

INTEGRANTES:
GIORGGI, LUIS
PIROLA, MICAELA

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

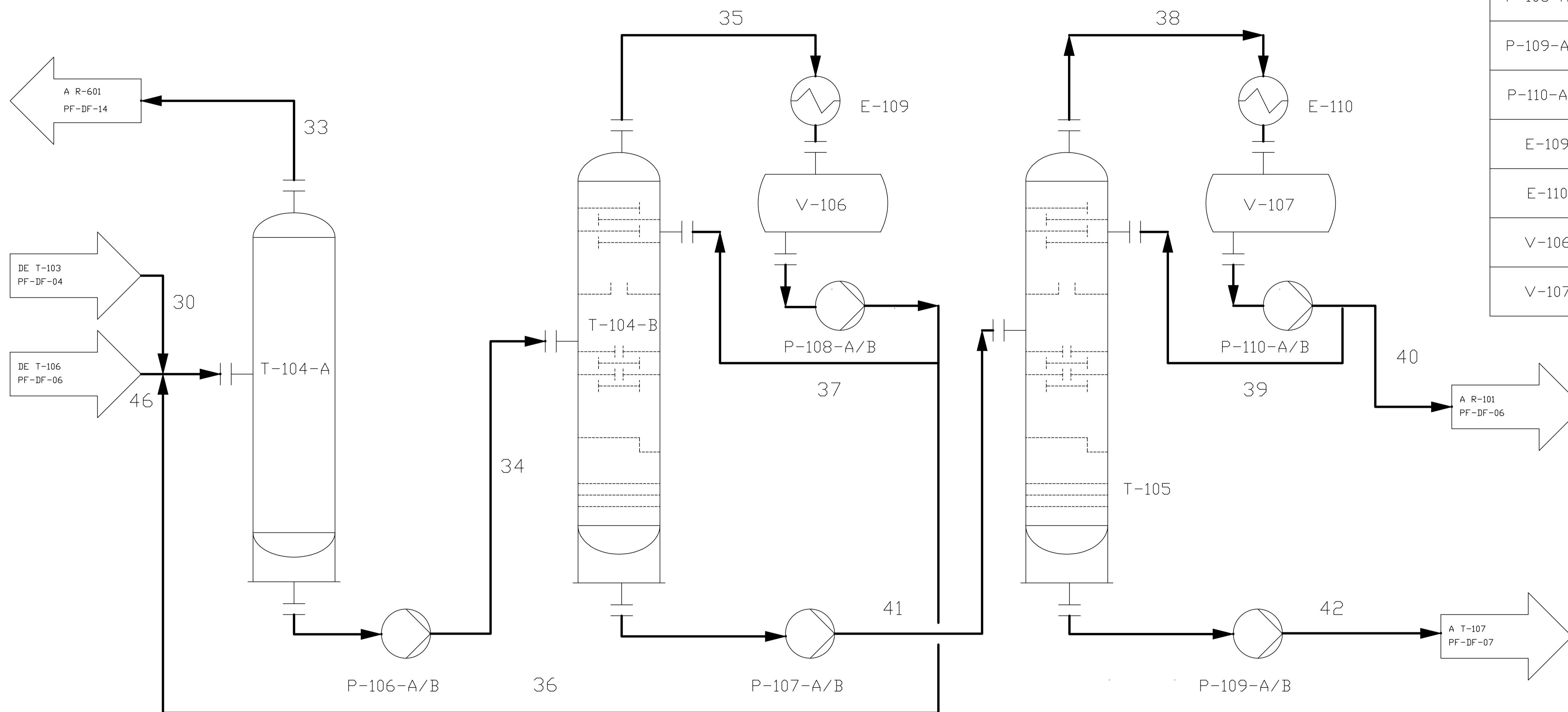
AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN

CARRERA:
ING. QUIMICA

AREA:
100

FECHA:
03/12/2022

PF-DF-04



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
T-104-A/B	TORRE DEMETANIZADORA
T-105	TORRE DESETANIZADORA
P-106-A/B	BOMBAS FONDO T-104-A
P-107-A/B	BOMBAS FONDO T-104-B
P-108-A/B	BOMBAS TOPE T-104-B
P-109-A/B	BOMBAS FONDO T-105
P-110-A/B	BOMBAS TOPE T-105
E-109	CONDENSADOR T-104-B
E-110	CONDENSADOR T-105
V-106	SEPARADOR T-104-B
V-107	SEPARADOR T-105

CORRIENTE	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42
FLUIDO	METANO									
CAUDAL MASICO [Kg/S]	1,978	18,41	65,89	0,44	65,44	31,42	15,6	12,37	19,01	8,2
TEMPERATURA [°C]	-140	300	-94,6	-96,9	-96,9	35,9	3,8	6,2	200	100
PRESION [KPA]	200	3500	3201	320	320	1501	1500	1500	3500	3500
FRACCION VAPOR	1,000	1,000	1,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,9995	1,000	1,000

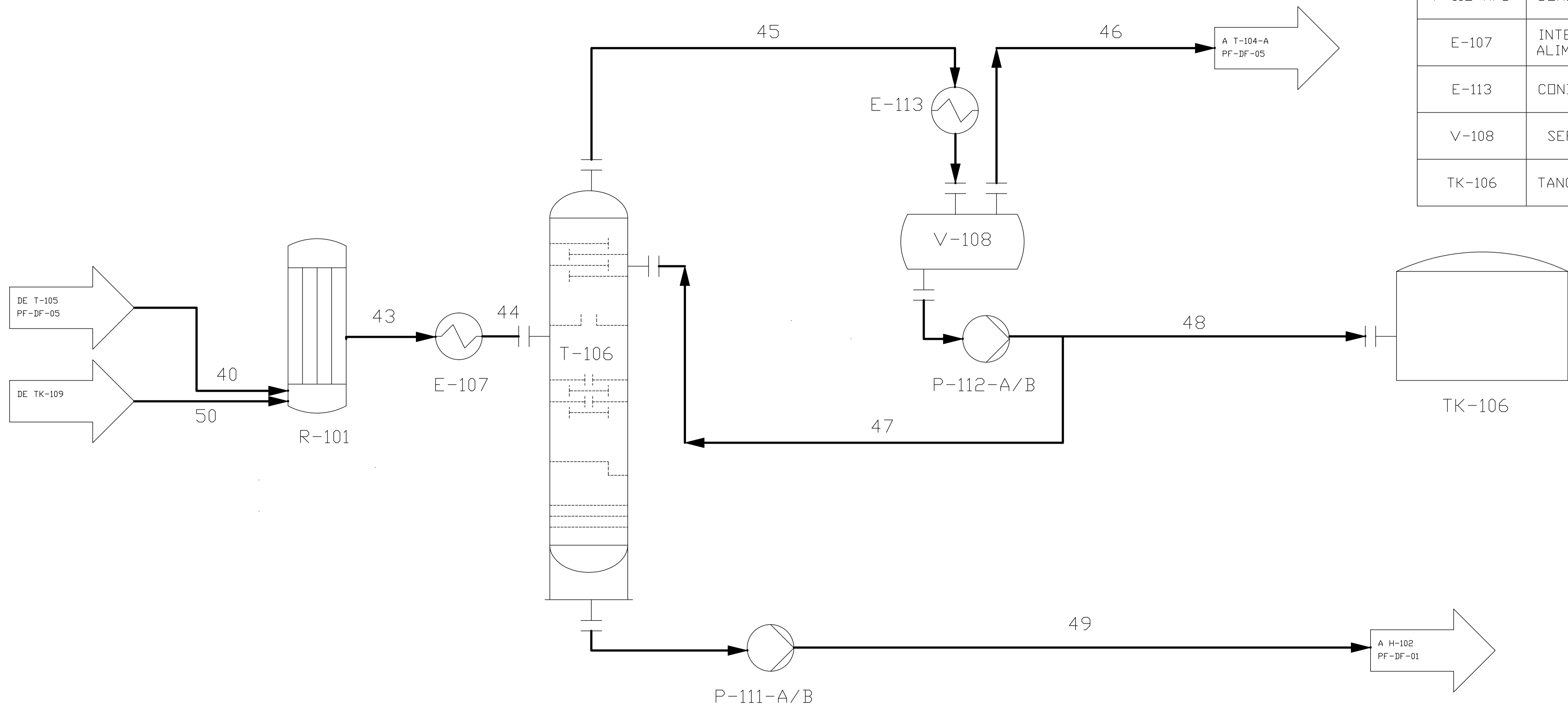
PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN

CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-05	

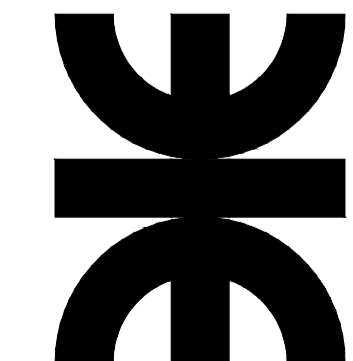
EQUIPOS

TAG	NOMBRE
T-106	TORRE DE OBTENCION DE ETILENO
R-101	REACTOR DE HIDROGENACION DE ACETILENO
P-111-A/B	BOMBAS FONDO T-106
P-112-A/B	BOMBAS TOPE T-106
E-107	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACION T-106
E-113	CONDENSADOR T-106
V-108	SEPARADOR T-106
TK-106	TANQUE DE ETILENO



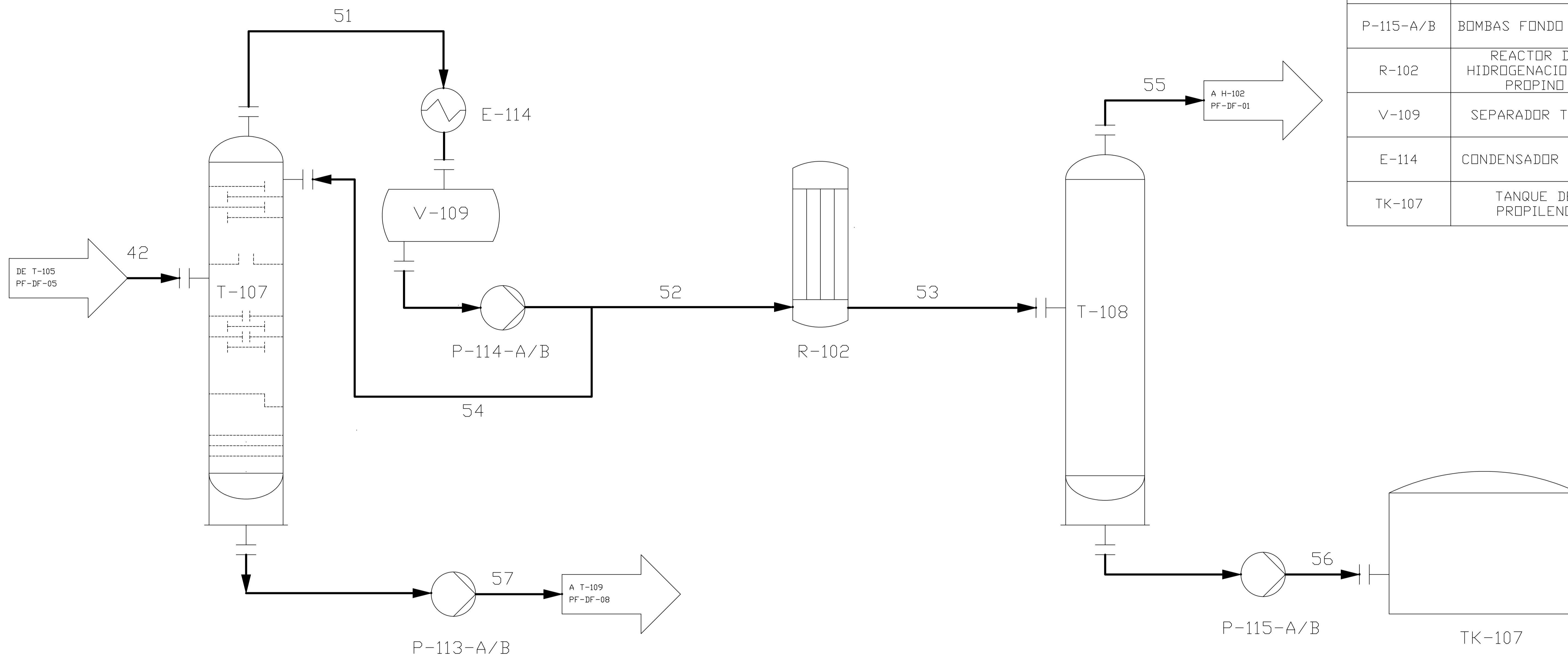
CORRIENTE	43	44	45	46	47	48	49	50
FLUIDO				CH4, C2H4		C2H4		H2
CAUDAL MASICO [Kg/S]	12,43	12,43	15,94	1,034	6,63	8,27	3,123	0,056
TEMPERATURA [°C]	191	100	-13,7	-50,45	-51,7	-51,38	46,05	-40
PRESION [KPA]	1000	3500	1501	1500	1500	1500	3500	1000
FRACCION VAPOR	1,000	1,000	1,000	0,9989	0,000	0,000	0,000	1,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

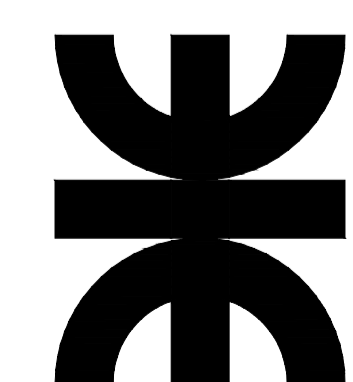
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-06	



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
T-107	TORRE DEPROPANADORA
T-108	TORRE DE OBTENCION DE PROPILENO
P-113-A/B	BOMBAS FONDO T-107
P-114-A/B	BOMBAS TOPE T-107
P-115-A/B	BOMBAS FONDO T-108
R-102	REACTOR DE HIDROGENACION DE PROPINO
V-109	SEPARADOR T-107
E-114	CONDENSADOR T-107
TK-107	TANQUE DE PROPILENO

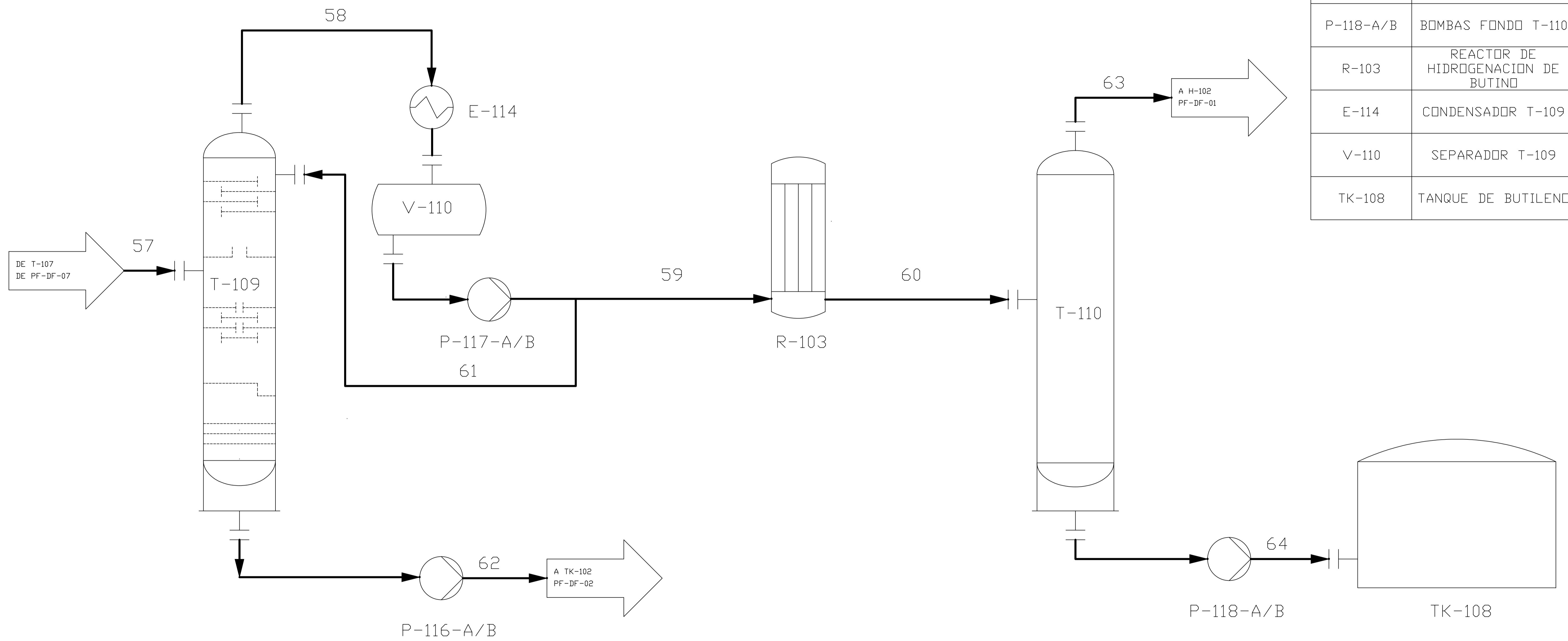
CORRIENTE	51	52	53	54	55	56	57
FLUIDO						C3H6	
CAUDAL MASICO [Kg/S]	6,7	2,4	2,5	2,7	0,710	1,8	4,2
TEMPERATURA [°C]	50,3	21,5	225	21,5	,35	31,2	96,7
PRESION [KPA]	1501	1500	1000	1500	1500	1500	3500
FRACCION VAPOR	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000	0,000	0,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

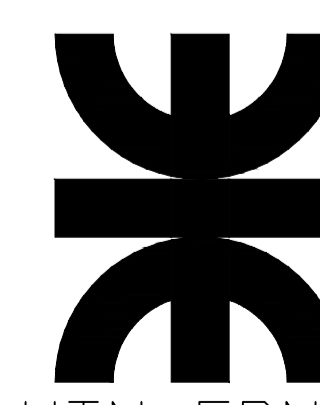
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-07	



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
T-109	TORRE DEBUTANADORA
T-110	TORRE DE OBTENCION DE BUTILENO
P-116-A/B	BOMBAS FONDO T-109
P-117-A/B	BOMBAS TOPE T-109
P-118-A/B	BOMBAS FONDO T-110
R-103	REACTOR DE HIDROGENACION DE BUTINO
E-114	CONDENSADOR T-109
V-110	SEPARADOR T-109
TK-108	TANQUE DE BUTILENO

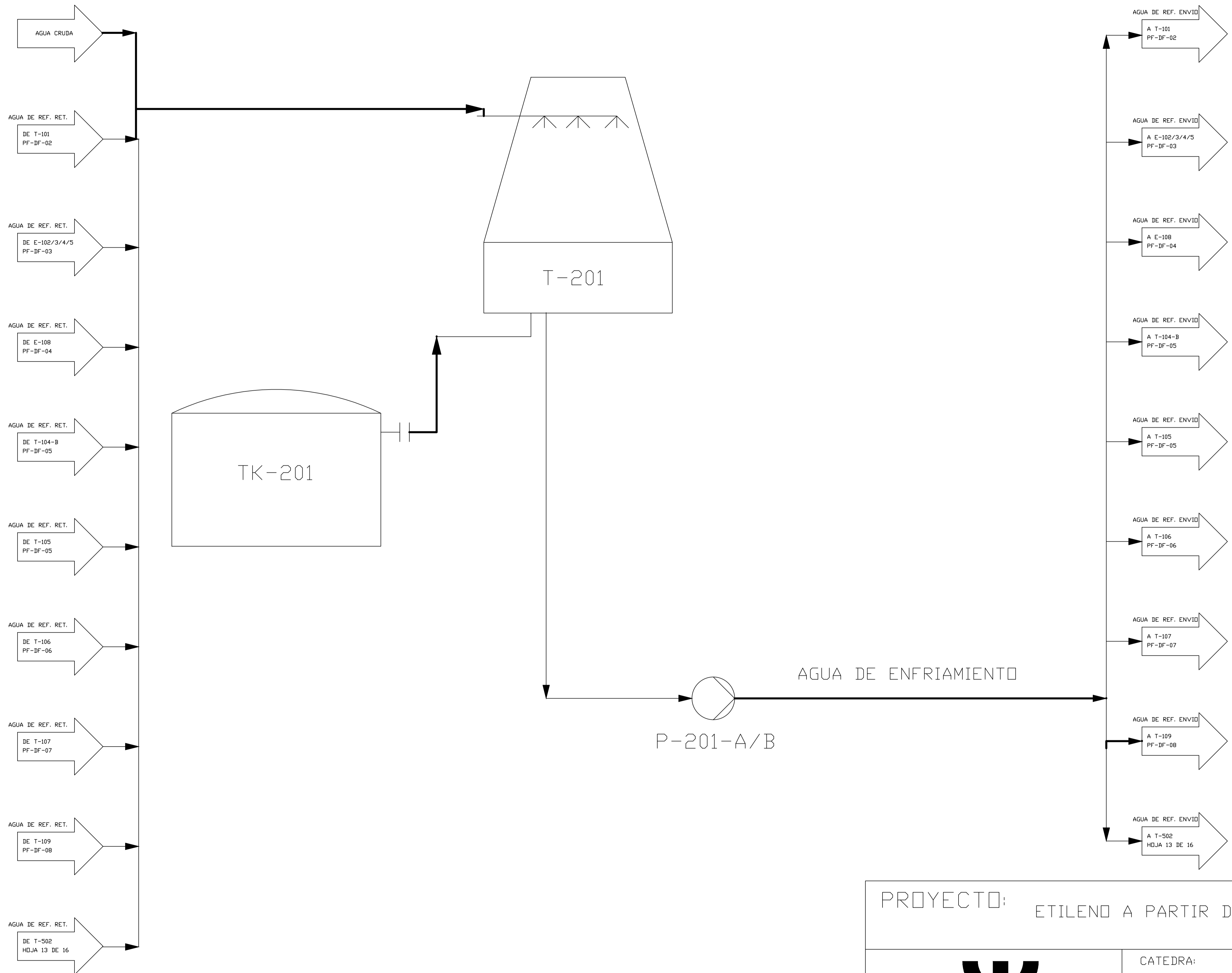
CORRIENTE	58	59	60	61	62	63	64
FLUIDO					FUEL OIL		C4H8
CAUDAL MASICO [Kg/S]	6,2	4,1	4,2	2,1	0,1	1,2	2,9
TEMPERATURA [°C]	73,5	43,4	200	43,4	120	-197	118
PRESION [KPA]	1501	1500	3500	1500	3500	1500	3500
FRACCION VAPOR	1,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,12	0,000

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

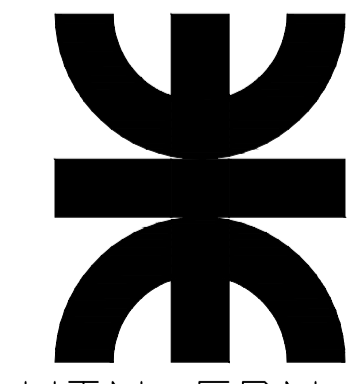
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 100	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-08	

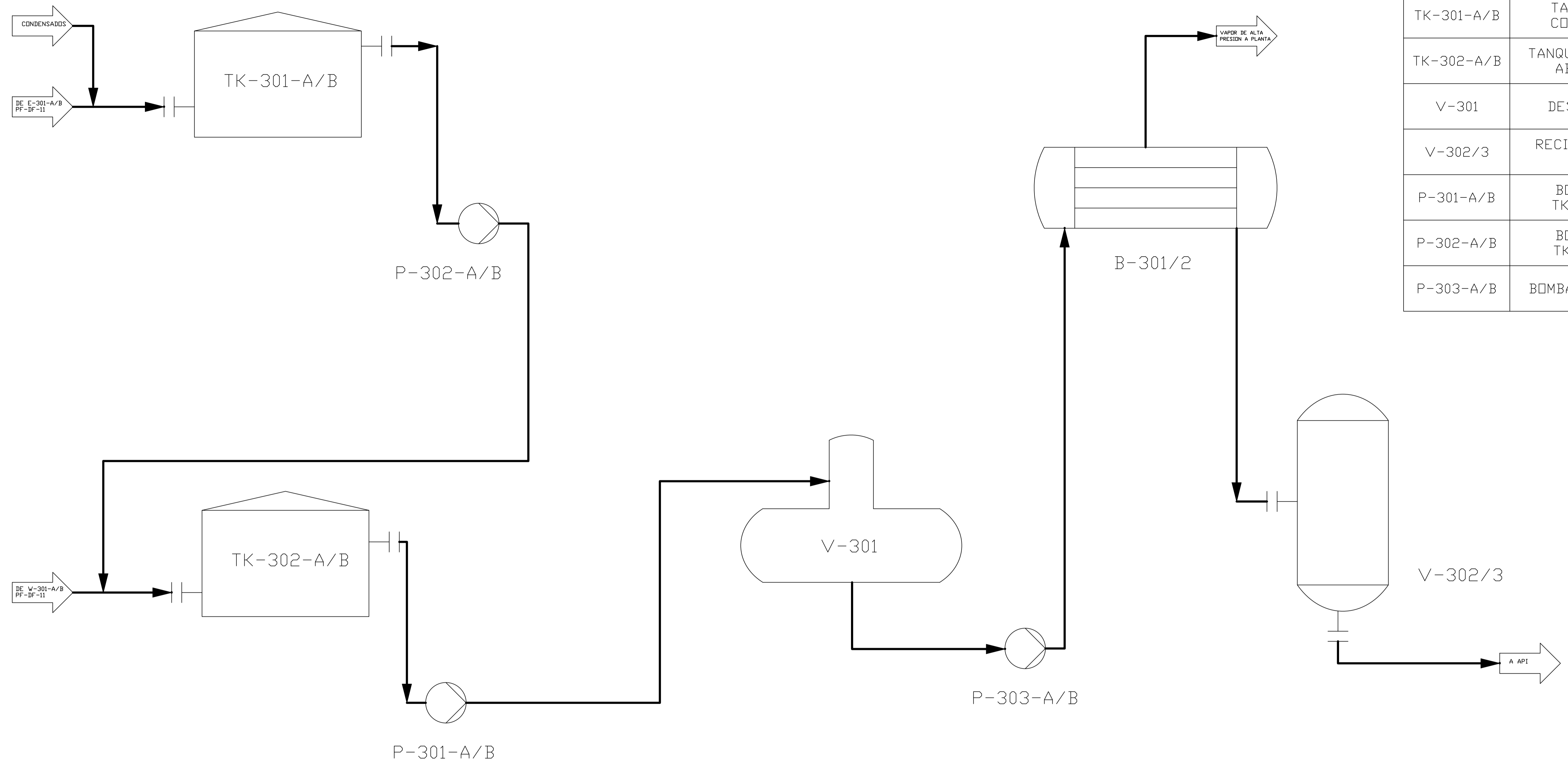


EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
T-201	TORRE DE ENFRIAMIENTO
TK-201	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
P-201-A/B	BOMBAS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

AGUA DE ENFRIAMIENTO
 TEMP. [°C] 25
 PRESION [KPA] 290

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

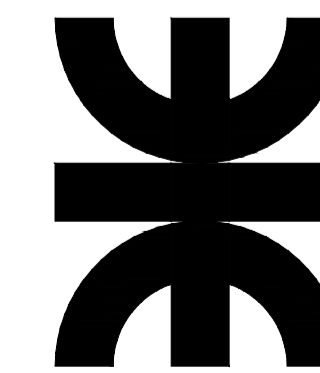
 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
	INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 100	FECHA: 03/12/2022
		PF-DF-09



EQUIPOS

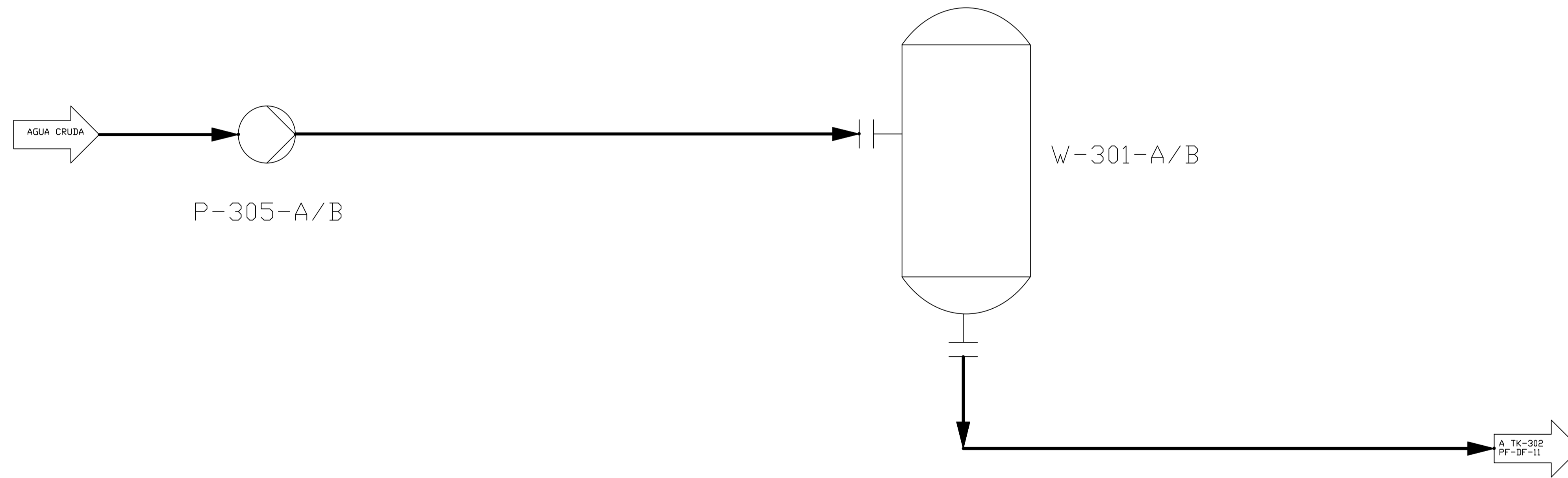
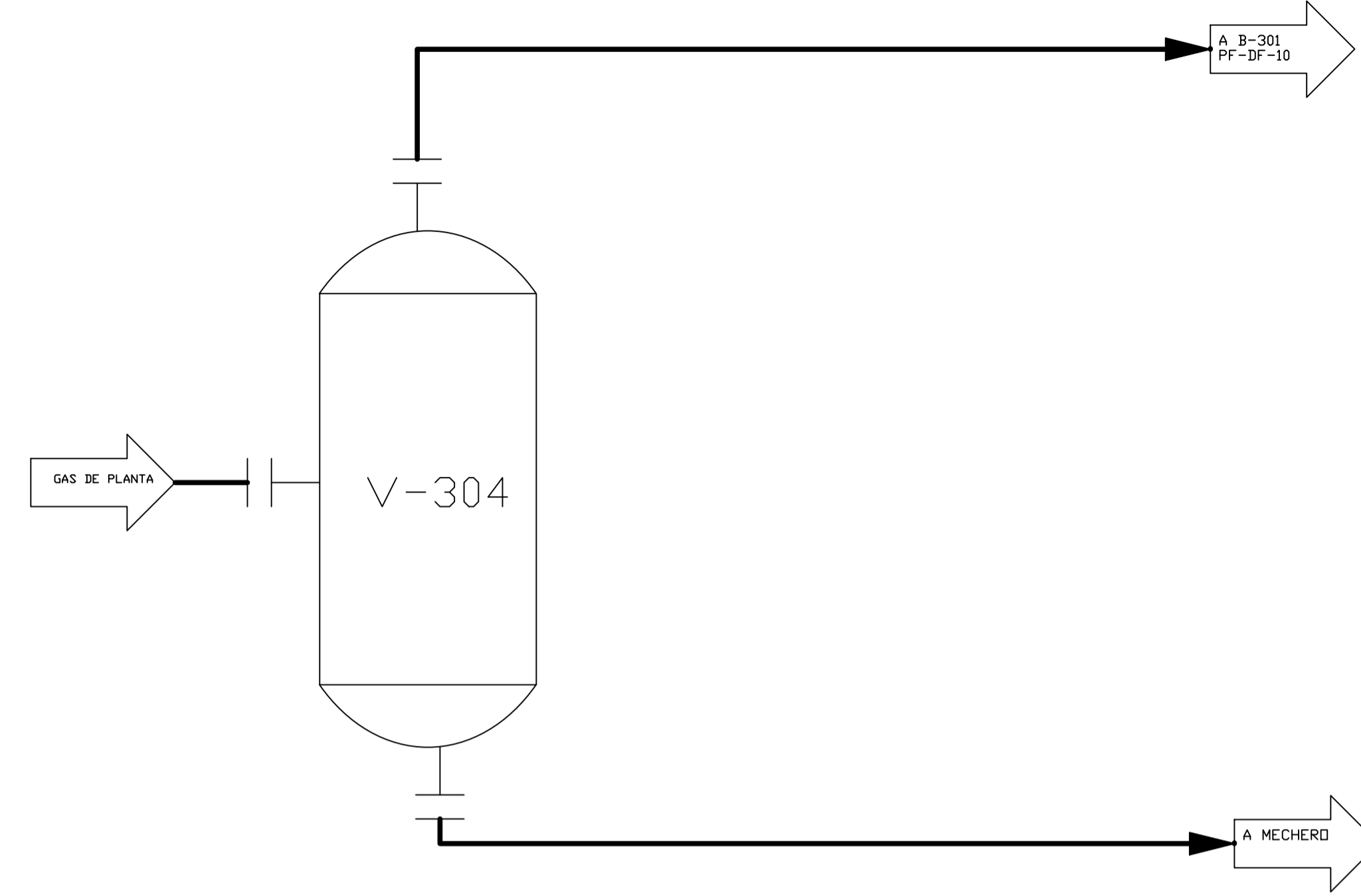
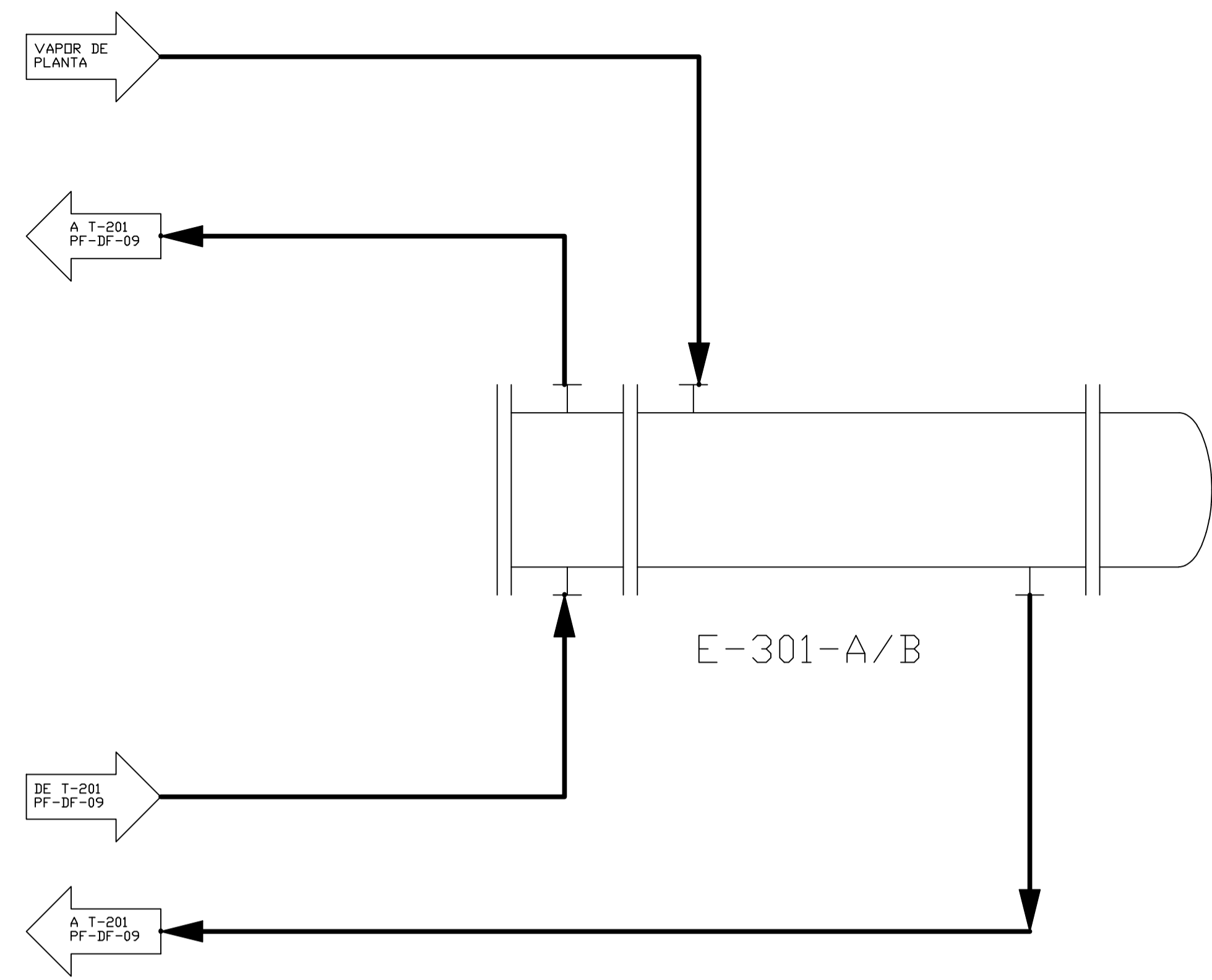
TAG	NOMBRE
B-301/2	CALDERAS
TK-301-A/B	TANQUES DE CONDENSADO
TK-302-A/B	TANQUES DE AGUA ABLANDADA
V-301	DESAIREADOR
V-302/3	RECIPIENTES DE PURGA
P-301-A/B	BOMBAS DE TK-302-A/B
P-302-A/B	BOMBAS DE TK-301-A/B
P-303-A/B	BOMBAS DE V-301

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

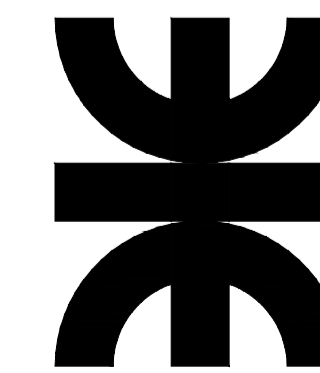
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 300	FECHA: 21/10/2022	PF-DF-10	



EQUIPOS

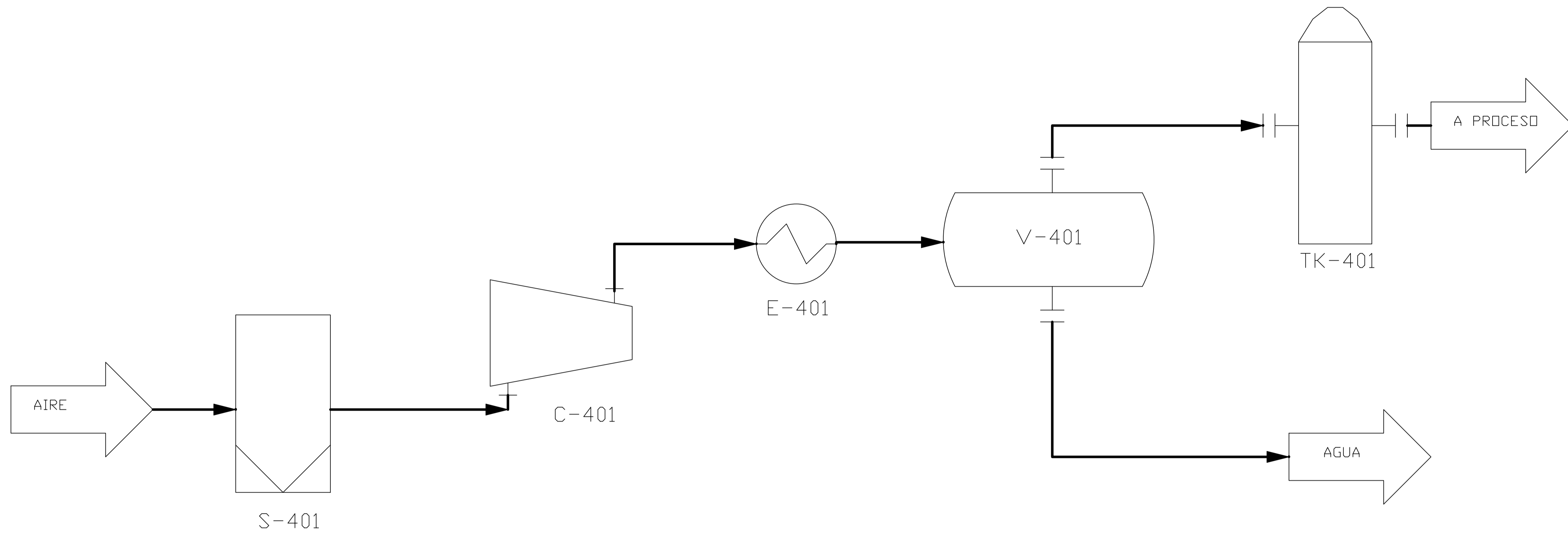
TAG	NOMBRE
E-301-A/B	CONDENSADORES DE VAPOR
V-304	SEPARADOR DE GAS COMBUSTIBLE
W-301-A/B	ABLANDADORES DE AGUA
P-305-A/B	BOMBAS DE AGUA CRUDA

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



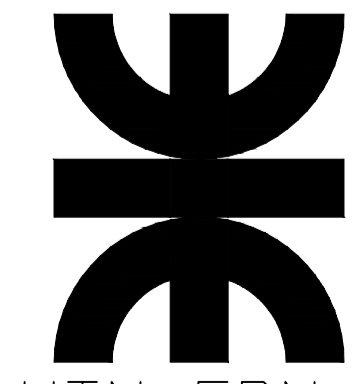
UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

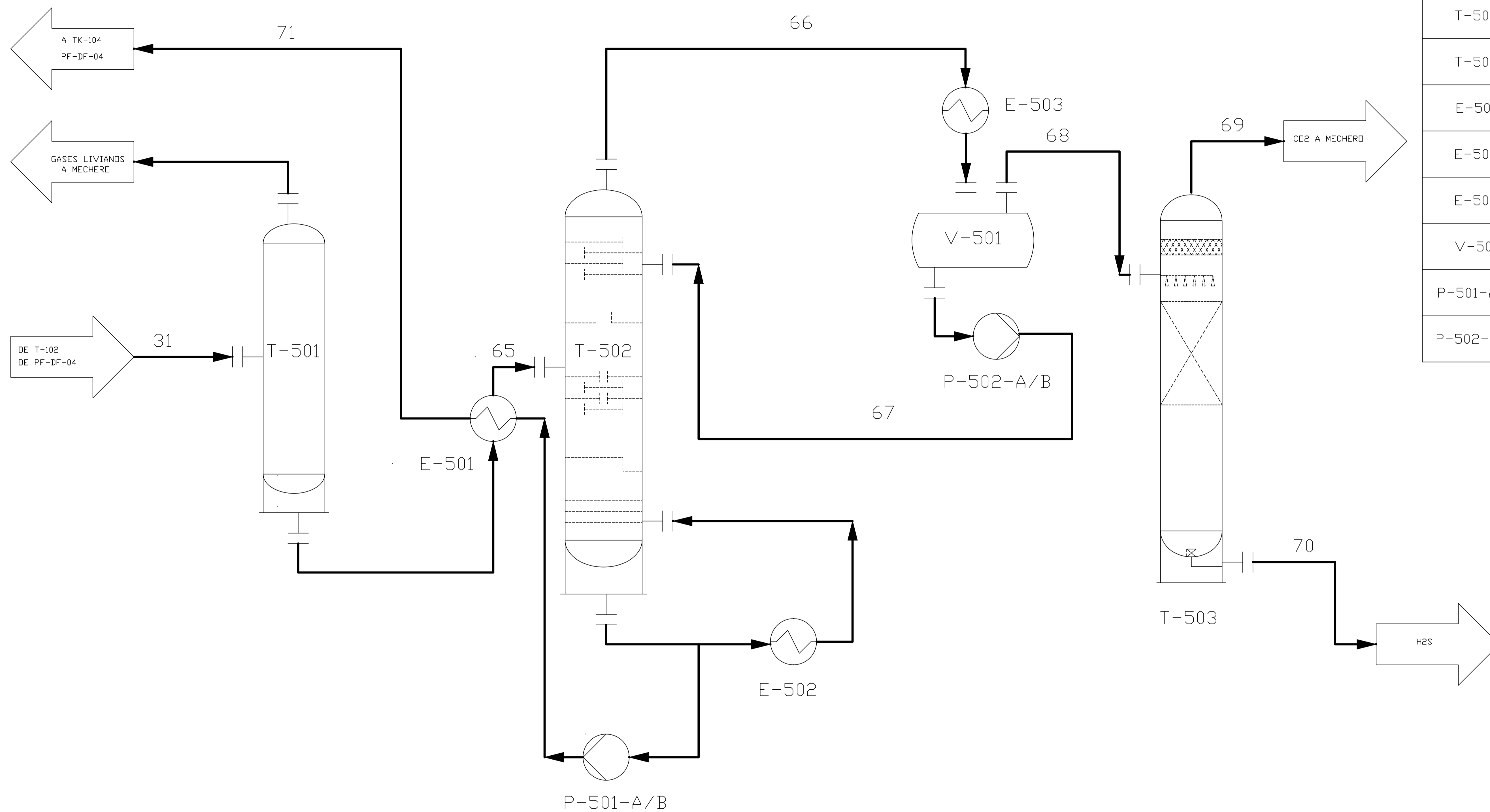
CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 300
FECHA: 21/10/2022	PF-DF-11



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
S-401	FILTRO DE AIRE
C-401	COMPRESOR
E-401	CONDENSADOR
V-401	SEPARADOR
TK-401	TANQUE DE AIRE SECO

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
	INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 400
	FECHA: 21/10/2022	PF-DF-12



EQUIPOS	
TAG	NOMBRE
T-502	TORRE FLASH
T-502	TORRE REGENERADORA DE AMINAS
T-503	TORRE SULFATREAT
E-501	INTERCAMBIADOR T-501
E-502	REBOILER FONDO T-502
E-503	CONDENSADOR TOPE T-502
V-501	SEPARADOR TOP T-502
P-501-A/B	BOMBAS FONDO T-502
P-502-A/B	BOMBAS TOPE T-502

CORRIENTE	65	66	67	68	69	70	71
FLUIDO	MEA RICA				CO2	H2S	MEA RECUP.
CAUDAL MASICO [Kg/S]	0,6	0,01	0,005	0,009	0,02	0,09	0,6
TEMPERATURA [°C]	47,8	106	77	77	79	108	127
PRESION [KPA]	929	203	186	186	345	345	214
FRACCION VAPOR	0,000	1,000	0,000	1,000	1,000	1,000	0,000

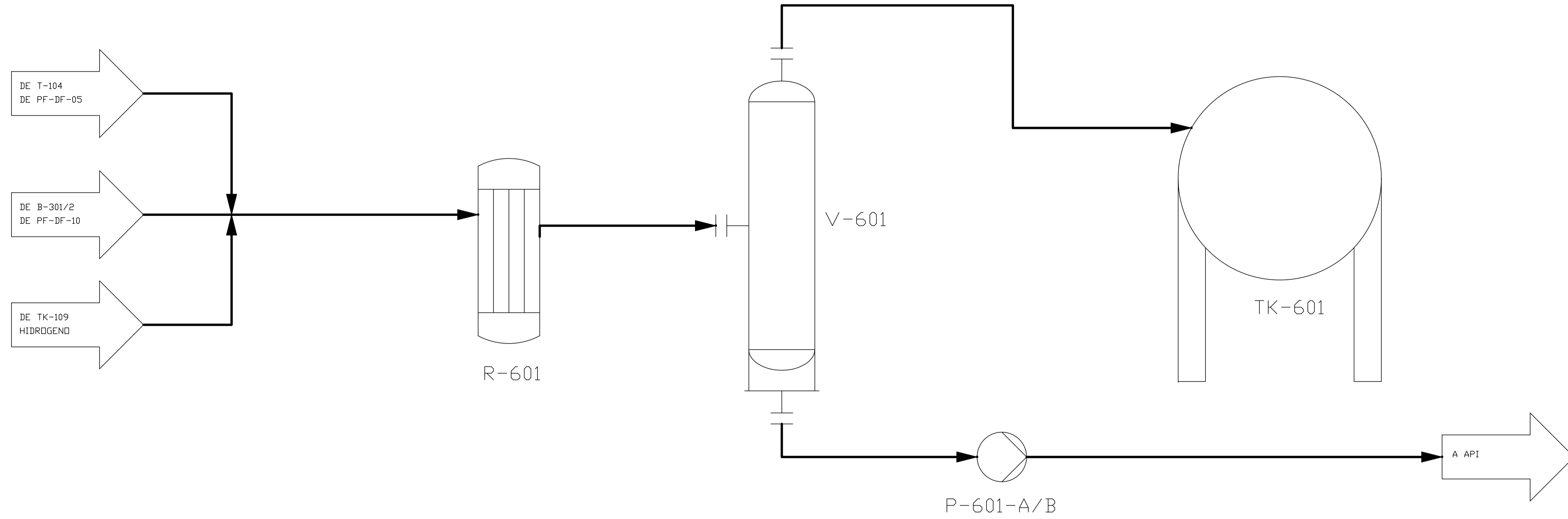
PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN

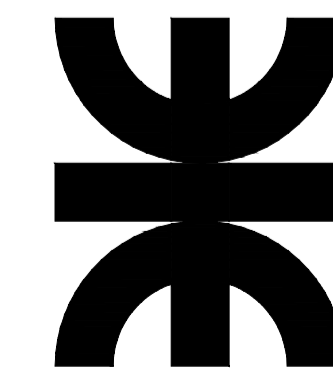
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
AREA: 500	FECHA: 03/12/2022	PF-DF-13	

EQUIPOS

TAG	NOMBRE
V-601	SEPARADOR DE METANO
TK-601	TANQUE DE METANO
R-601	REACTOR DE METANIZACION
P-601-A/B	BOMBAS DE FONDO V-601



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

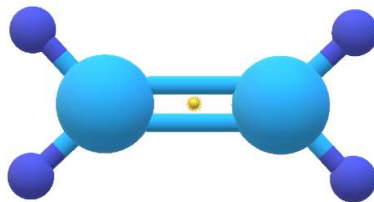
CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
		AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN	
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 600	FECHA: 21/10/2022	PF-DF-14

ANEXO 5

P&ID

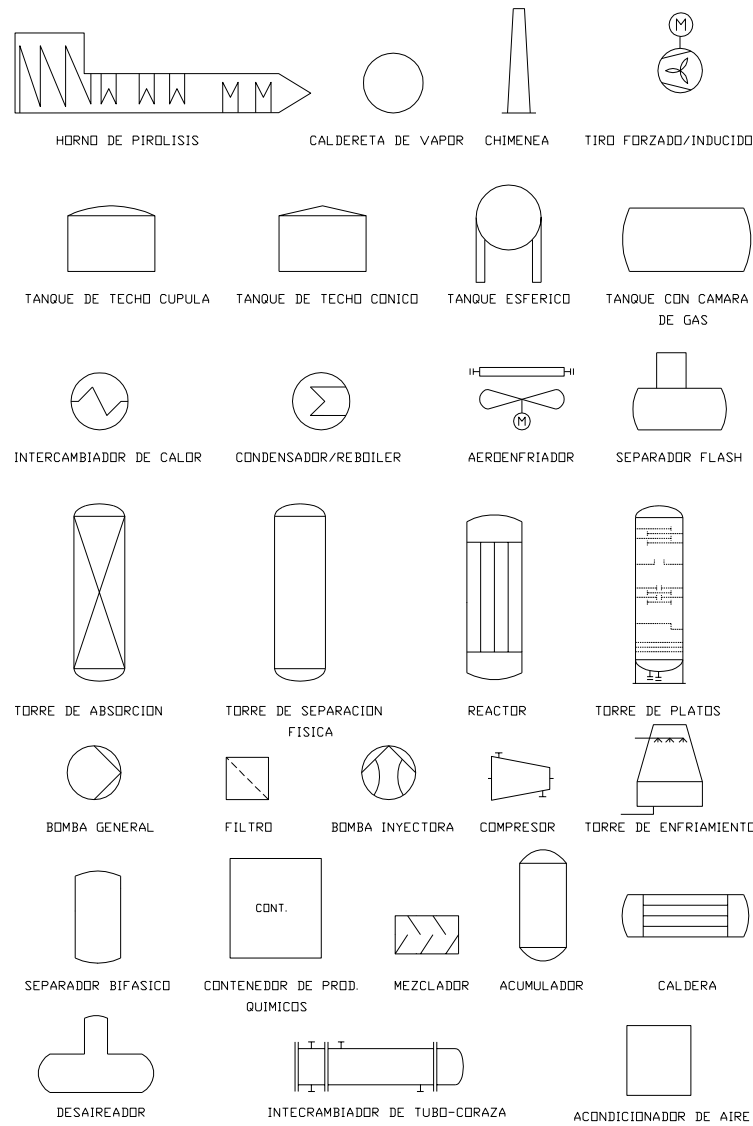
ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL

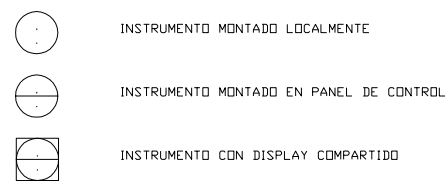


GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

SIMBOLOGIA DE EQUIPOS



LAZOS DE CONTROL

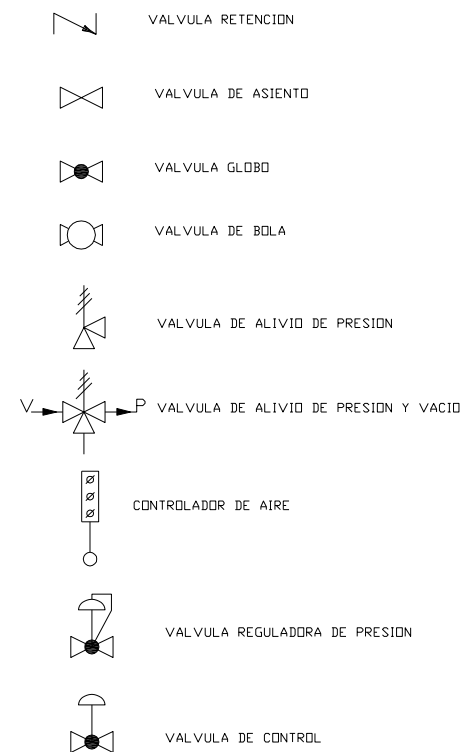


NOMENCLATURA DE LAZOS DE CONTROL

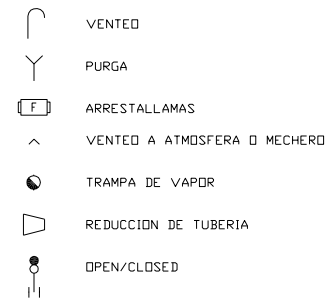
- LG NIVEL VISUAL
- LAH ALARMA DE ALTO NIVEL
- LC CONTROL DE NIVEL
- LIC CONTROL E INDICADOR DE NIVEL
- LT TRANSMISOR DE NIVEL
- FIC CONTROL E INDICADOR DE FLUJO
- FT TRANSMISOR DE FLUJO
- FRC CONTROL Y REGISTRO DE FLUJO
- FY RELAY DE FLUJO
- FC CONTROL DE FLUJO
- PY RELAY DE PRESION
- PC CONTROL DE PRESION
- PRC CONTROL Y REGISTRO DE PRESION
- PIC CONTROL E INDICADOR DE PRESION
- PT TRANSMISOR DE PRESION
- TRC CONTROL Y REGISTRO DE TEMPERATURA
- TIC CONTROL E INDICADOR DE TEMPERATURA
- TIR REGISTRO E INDICADOR DE TEMPERATURA
- TT TRANSMISOR DE TEMPERATURA

SIMBOLOGIA DE TUBERIAS

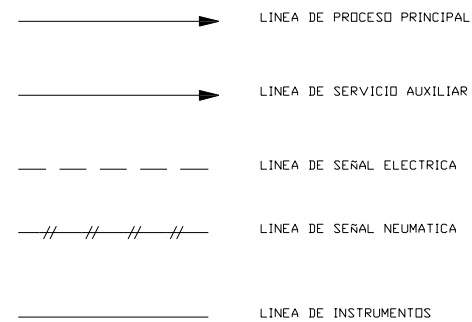
VALVULAS



COMPONENTES DE TUBERIAS Y EQUIPOS



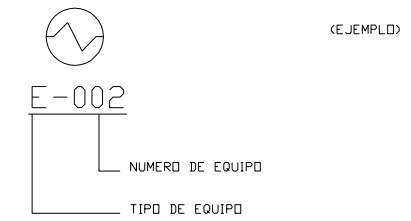
TIPOS DE LINEAS



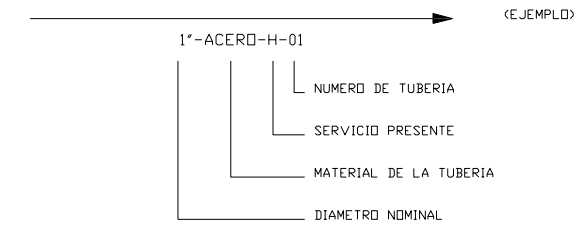
NOMENCLATURA DE VALVULAS

- PRCV VALVULA CONTROLADORA Y REGULADORA DE PRESION
- PCV VALVULA CONTROLADORA DE PRESION
- PSV VALVULA DE ALIVIO DE PRESION
- PV VALVULA DE PRESION
- FRCV VALVULA CONTROLADORA Y REGULADORA DE FLUJO
- FV VALVULA DE FLUJO
- TRCV VALVULA CONTROLADORA Y REGULADORA DE TEMPERATURA
- LCV VALVULA DE CONTROL DE NIVEL
- LRCV VALVULA CONTROLADORA Y REGULADORA DE NIVEL

IDENTIFICACION DE EQUIPOS



IDENTIFICACION DE TUBERIAS




ABREVIATURAS

- ATM ATMOSFERA
- AC ACCESO A CASCO
- EM ESCOTILLA DE MEDICION
- AC ACCESO AL CARBONO
- AT ACCESO A TECHO

GC	GAS CRAQUEADO	N	NITROGENO
PW	AGUA DE PROCESO	H	HIDROGENO
S	VAPOR	W	AGUA
HS	VAPOR DE ALTA	RW	AGUA CRUDA
MS	VAPOR DE MEDIA	WW	AGUA RESIDUAL
LS	VAPOR DE BAJA	BUT	BUTANO
GN	GASOLINA NATURAL	BUTI	BUTILENO
NG	GAS NATURAL	ETA	ETANO
BFW	AGUA PARA CALDERAS	ETI	ETILENO
GL	GASES LIVIANDOS	PRO	PROPANO
FD	FUEL OIL	PROPI	PROPILENO
FG	FUEL GAS	MET	METANO
FL	COMBUSTIBLE LIQUIDO	SW	AGUA DE SERVICIO
PC	CONDENSADO DE PROCESO	SC	CONDENSADO DE VAPOR
GPir	GASOLINA DE PIROLYSIS	AR	AMINA RICA
CWR	AGUA DE REF DE RETORNO	AP	AMINA POBRE
CWS	AGUA DE REF DE ENVIO	CO2	DIOXIDO DE CARBONO
GA	GAS AMARGO	BP	PURGA DE CALDERA
GLimpio	GAS LIMPIO	P	PROCESO GENERAL

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
	INTEGRANTES: GORGOL, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: HOJA CERD	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
	FECHA: 16/11/2018	HOJA: 00 DE 15

H-101
HORNO DE PIROLISIS

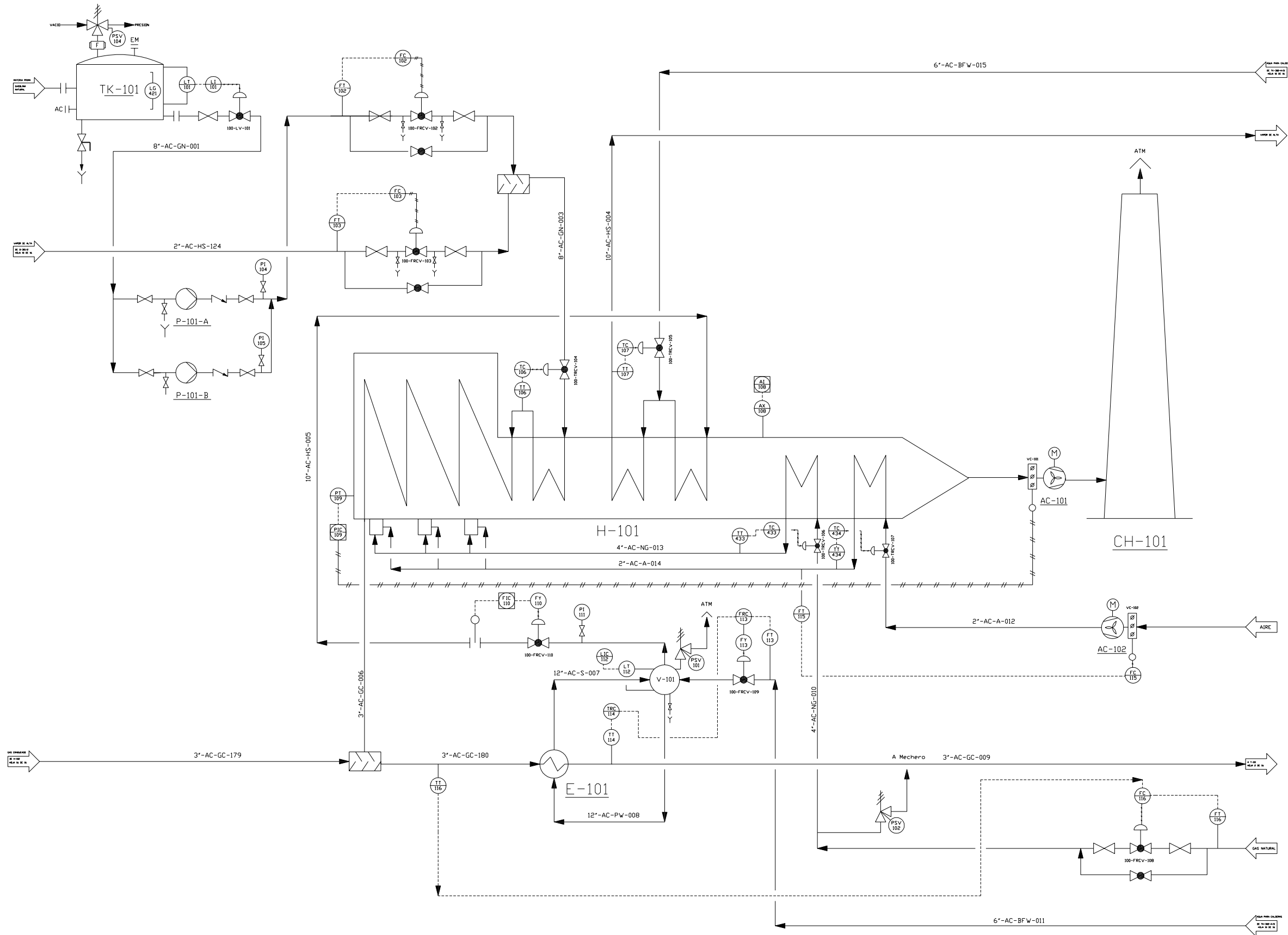
V-101
CALDERA DE REC. DE CALOR

TK-101
TANQUE DE GASOLINA NATURAL

CH-101
CHIMENEA DEL HORNO

AC-101
TIRO INDUCIDO

AC-102
TIRO FORZADO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

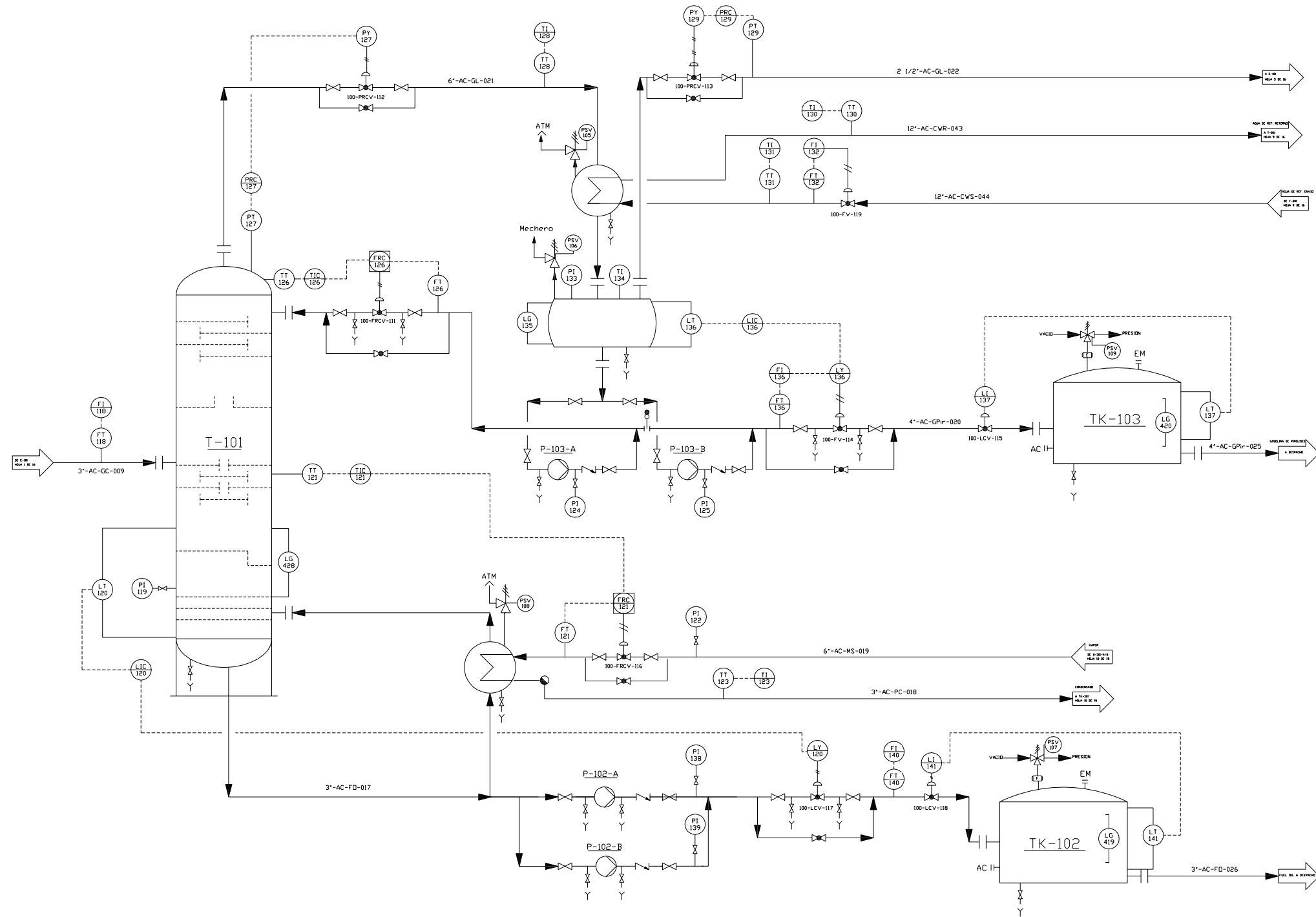


CATEDRA:	INTEGRACION V	PROFESOR:	ING. SPESDT, HORACIO
INTEGRANTES:	GIORGIO, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP:	ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
AYUDANTE:	ING. SILVA, CRISTIAN		
CARRERA:	ING. QUIMICA	AREA:	100
FECHA:	16/11/2018	HOJA:	01 DE 16

T-101
TORRE DE DESTILACION ATMOSFERICA

TK-102
TANQUE DE FUEL OIL

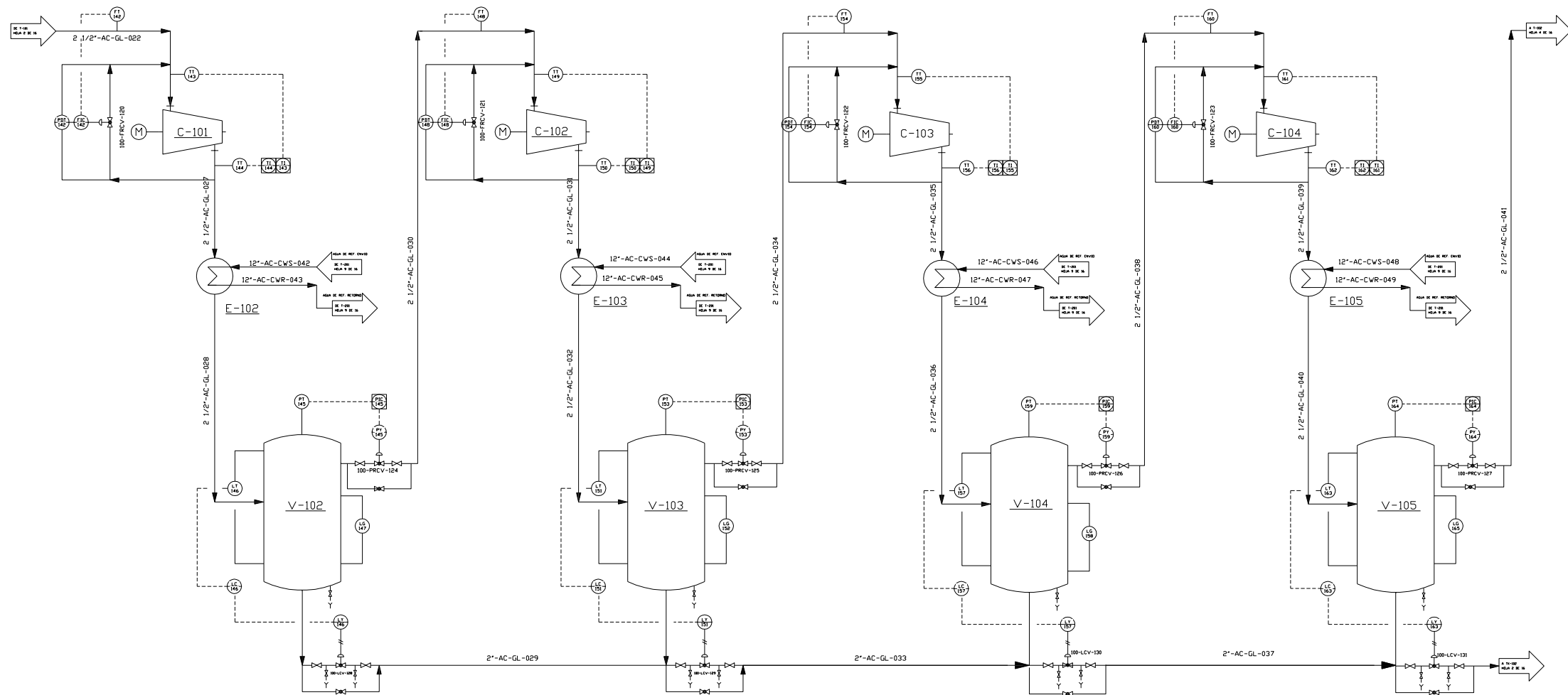
TK-103
TANQUE DE GASOLINA
DE PIROLISIS



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIROGLI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
CARRERA: ING. QUIMICA	FECHA: 16/11/2018
AREA: 100	HOJA: 02 DE 16



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIROGLI, LUIS
PIROLA, MICAELA
SAN MARTIN, DAIANA

CARRERA:
ING. QUÍMICA

AREA:
100

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN

FECHA:
16/11/2018

HOJA:
03 DE 16

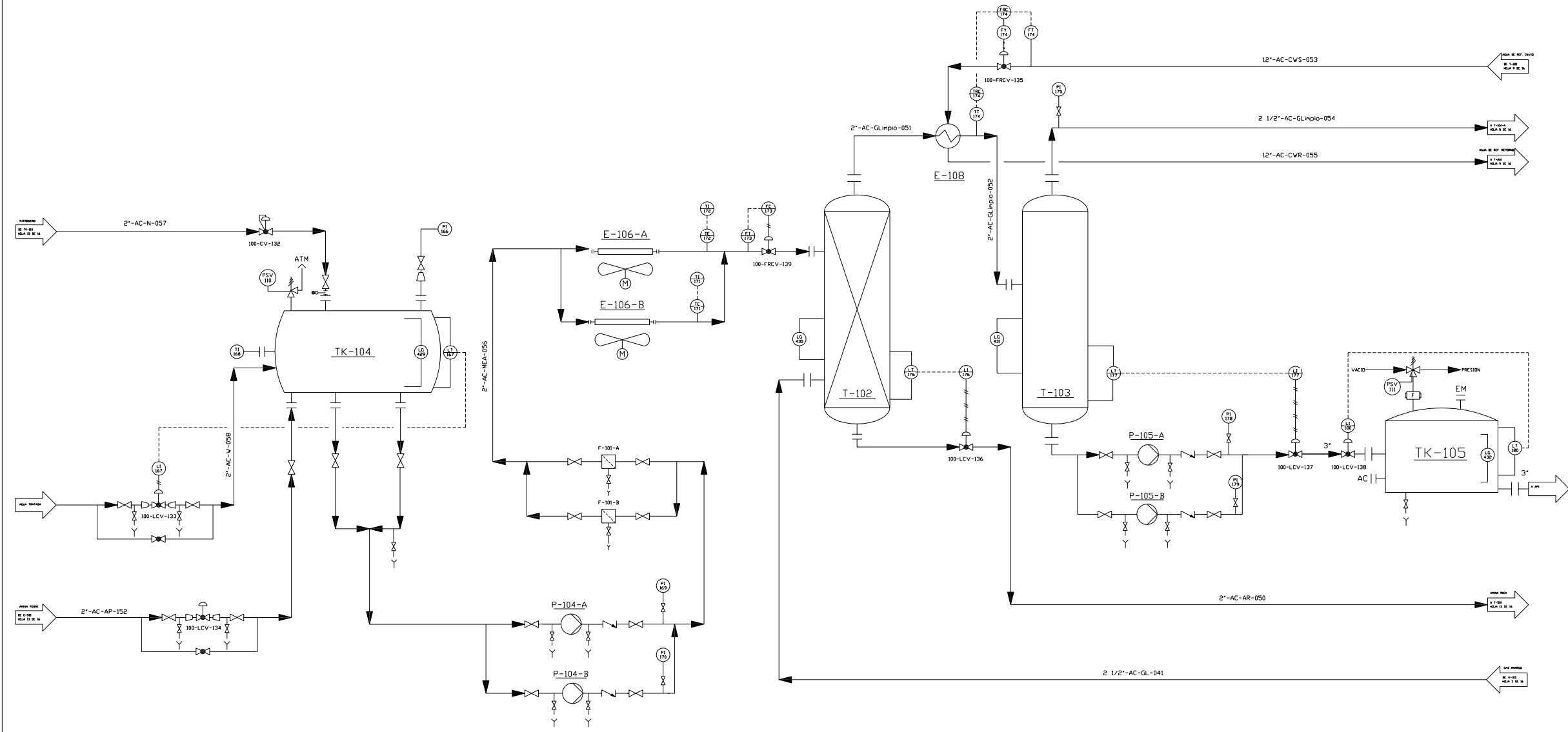
TK-104
TANQUE DE AMINA POBRE


TK-105
TANQUE DE EFLUENTES

T-102
TORRE ABSORBEDORA
DE AMINAS

T-103
TORRE DE ELIMINACION
DE AGUA

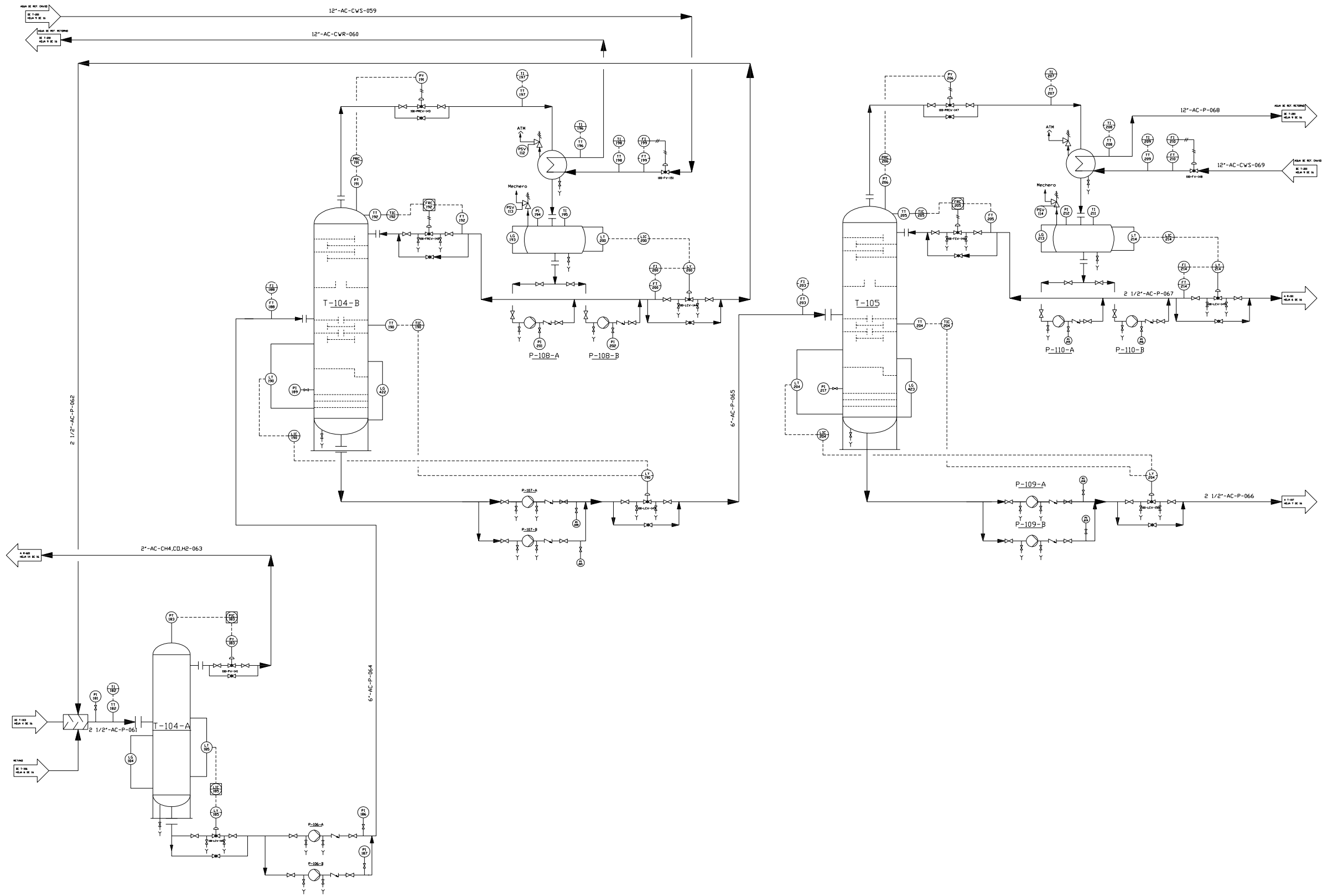
E-106-A/B
AEROFRIADORES



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL			
 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
	INTEGRANTES: GIROGLI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
	CARRERA: ING. QUÍMICA	AREA: 100	FECHA: 16/11/2018

T-104-A/B
TORRE DEMETANIZADORA

T-105
TORRE DESETANIZADORA



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIROGLI, LUIS
PIROLA, MICAELA
SAN MARTIN, DAIANA

CARRERA:
ING. QUÍMICA

AREA:
100

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

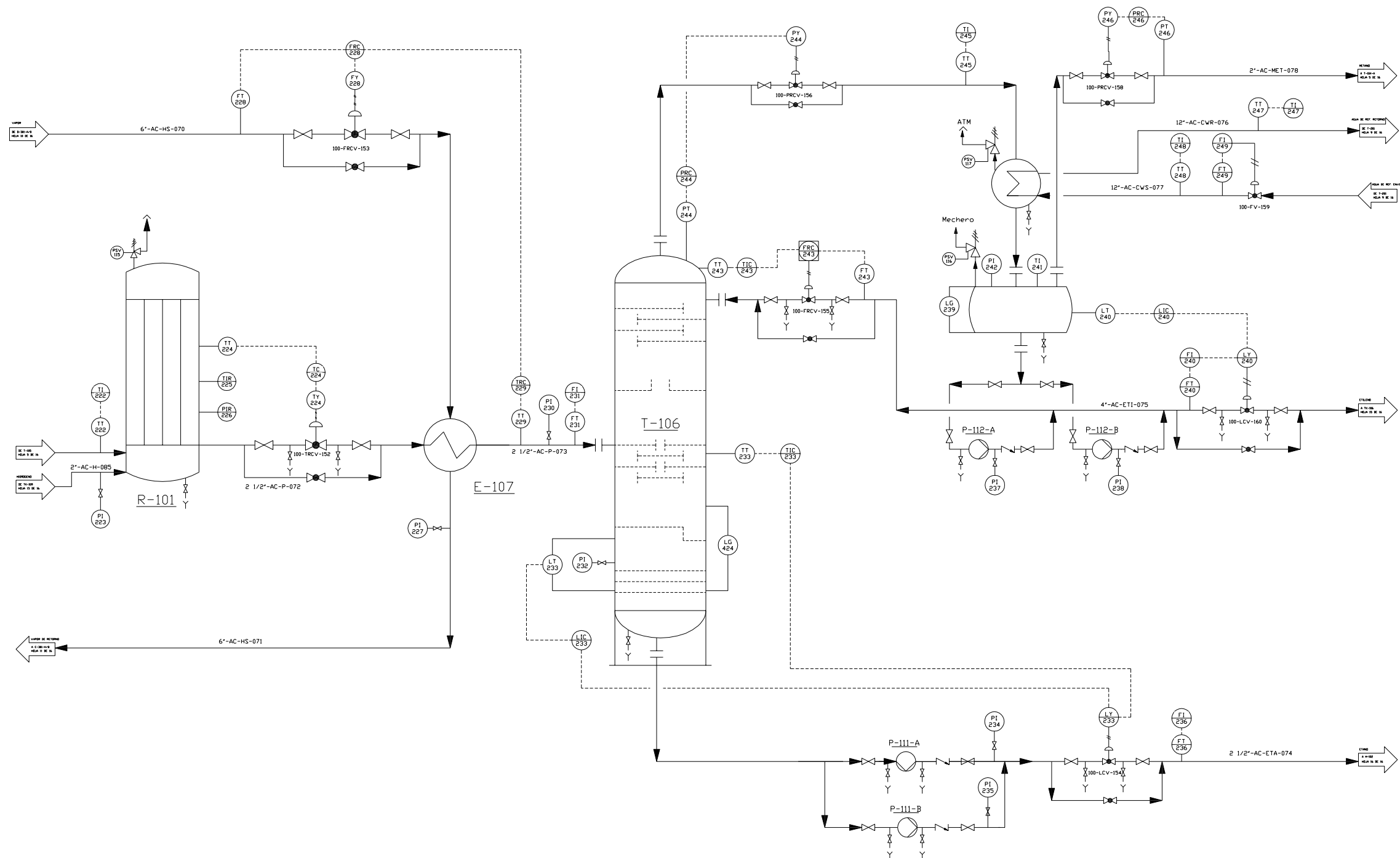
AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN

FECHA:
16/11/2018

HOJA:
05 DE 16

R-101
REACTOR DE HIDROGENACION
DE ACETILENO

T-106
TORRE DE OBTENCION
DE ETILENO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



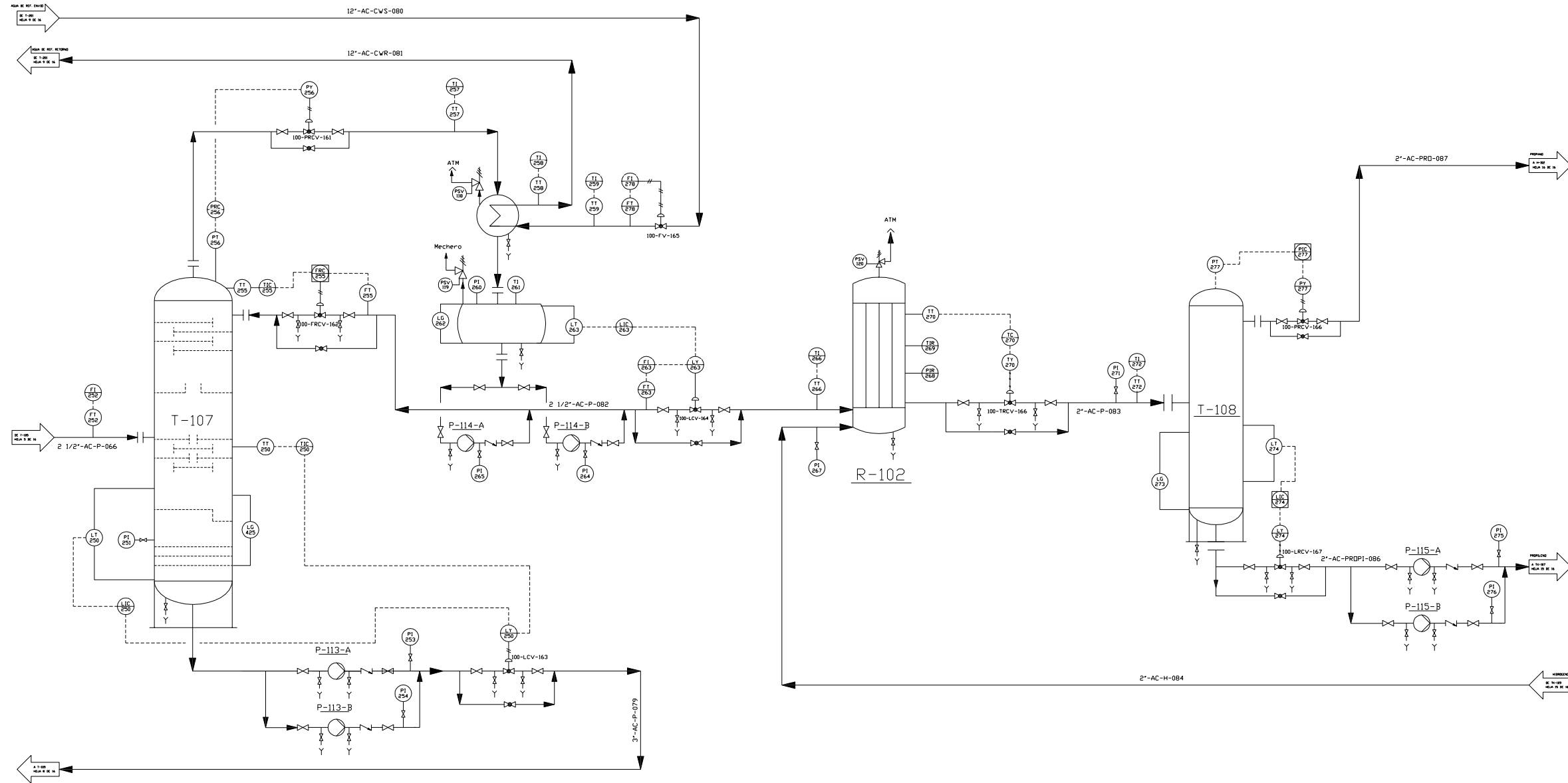
CATEDRA:
INTEGRACION V
INTEGRANTES:
GIROGLI, LUIS
PIROLA, MICAELA
SAN MARTIN, DAIANA
CARRERA:
ING. QUÍMICA

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO
JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN
FECHA:
16/11/2018
HOJA:
06 DE 16

R-102
REACTOR DE HIDROGENACION
DE PROPINO

T-107
TORRE DEPROPANADORA

T-108
TORRE DE OBTENCION
DE PROPILENO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIORGGI, LUIS
PIROLA, MICAELA
SAN MARTIN, DAIANA

CARRERA:
ING. QUÍMICA

AREA:
100

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN

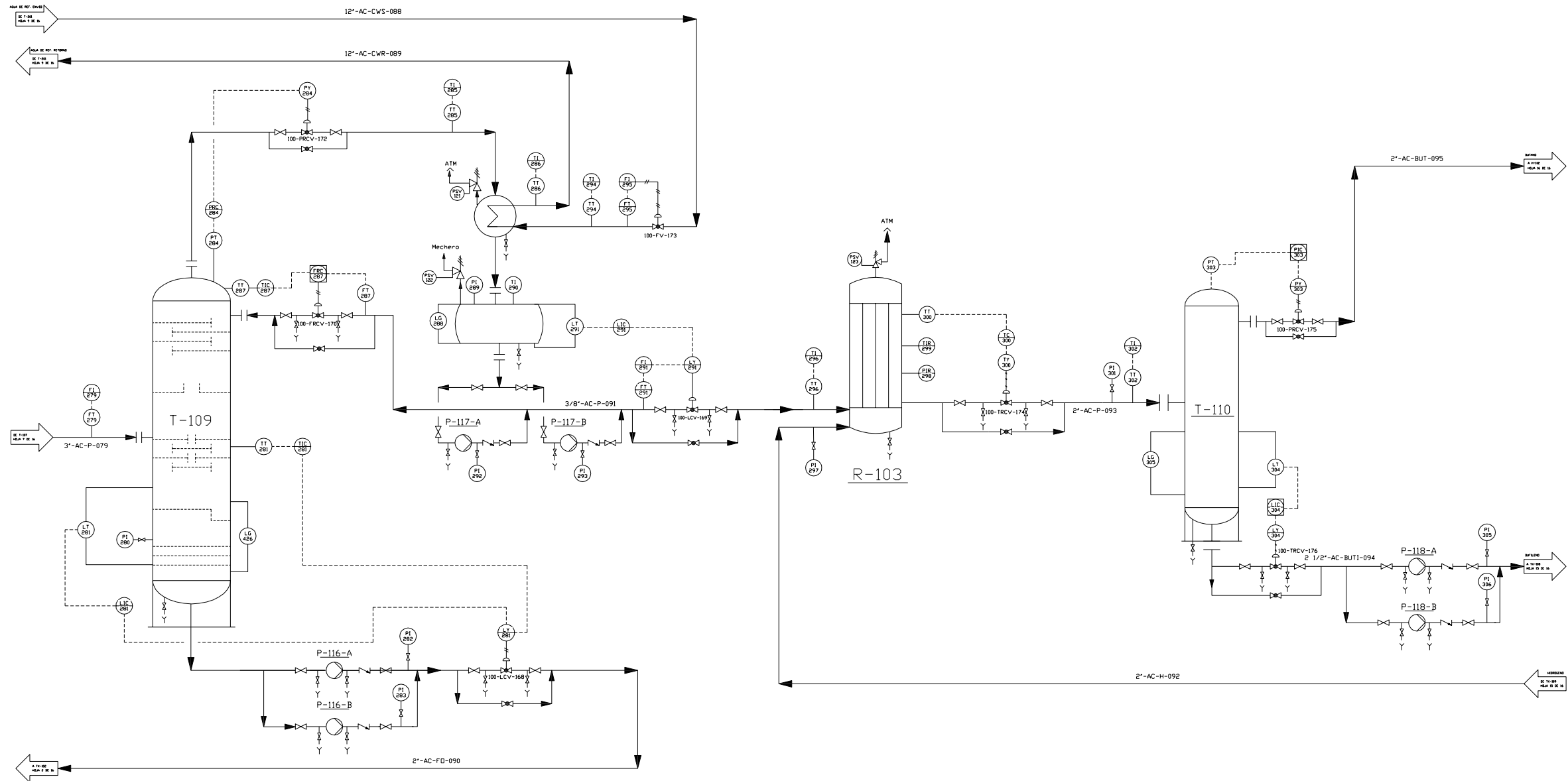
FECHA:
16/11/2018

HOJA:
07 DE 16

R-103
REACTOR DE HIDROGENACION
DE BUTINO

T-109
TORRE DEBUTANADORA

T-110
TORRE DE OBTENCION
DE BUTILENO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



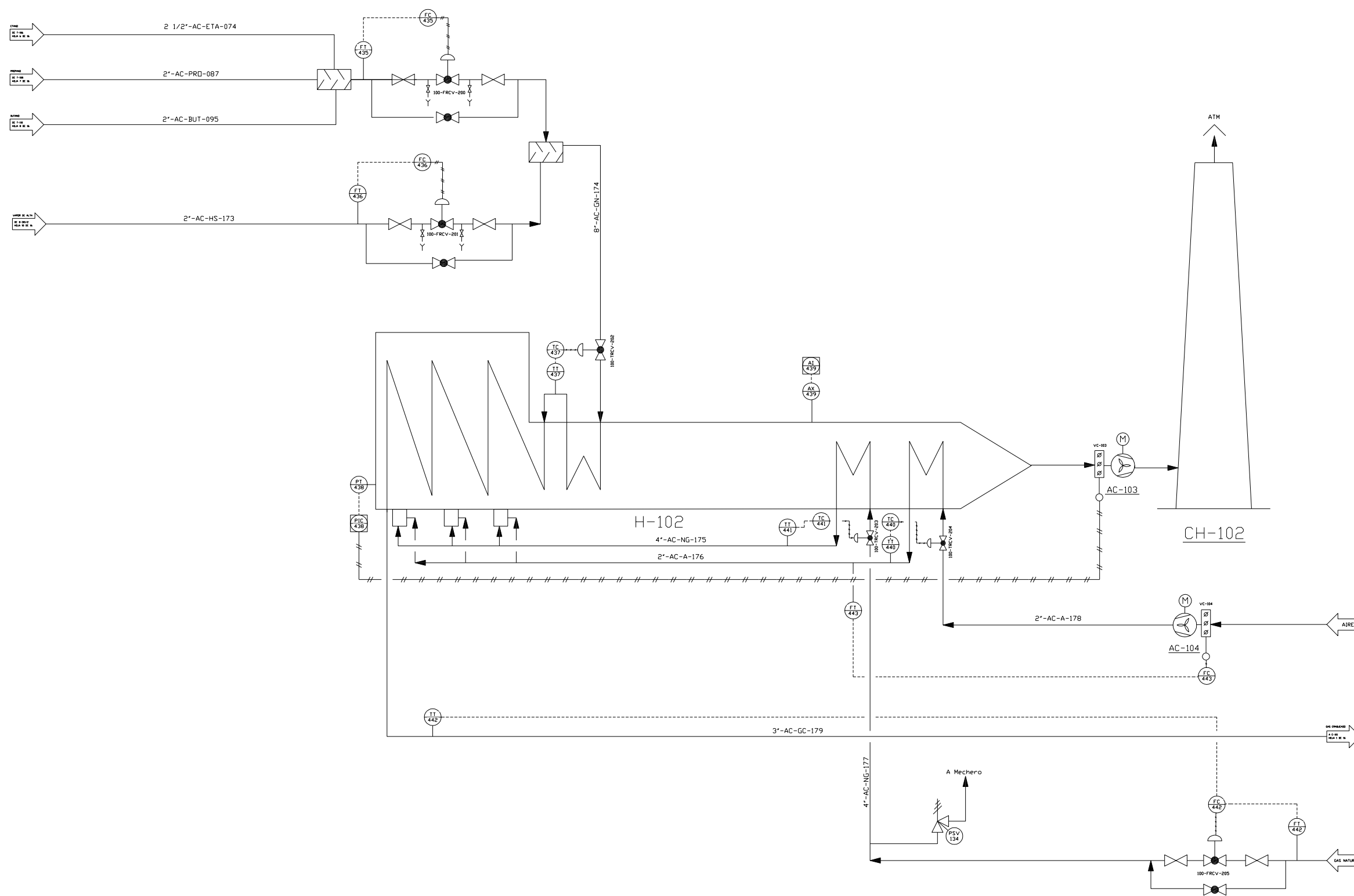
CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIORGIO, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
CARRERA: ING. QUÍMICA	AREA: 100
FECHA: 16/11/2018	HOJA: 08 DE 16


H-102
HORNO DE PIROLISIS
SECUNDARIO

CH-102
CHIMENEA DEL HORNO

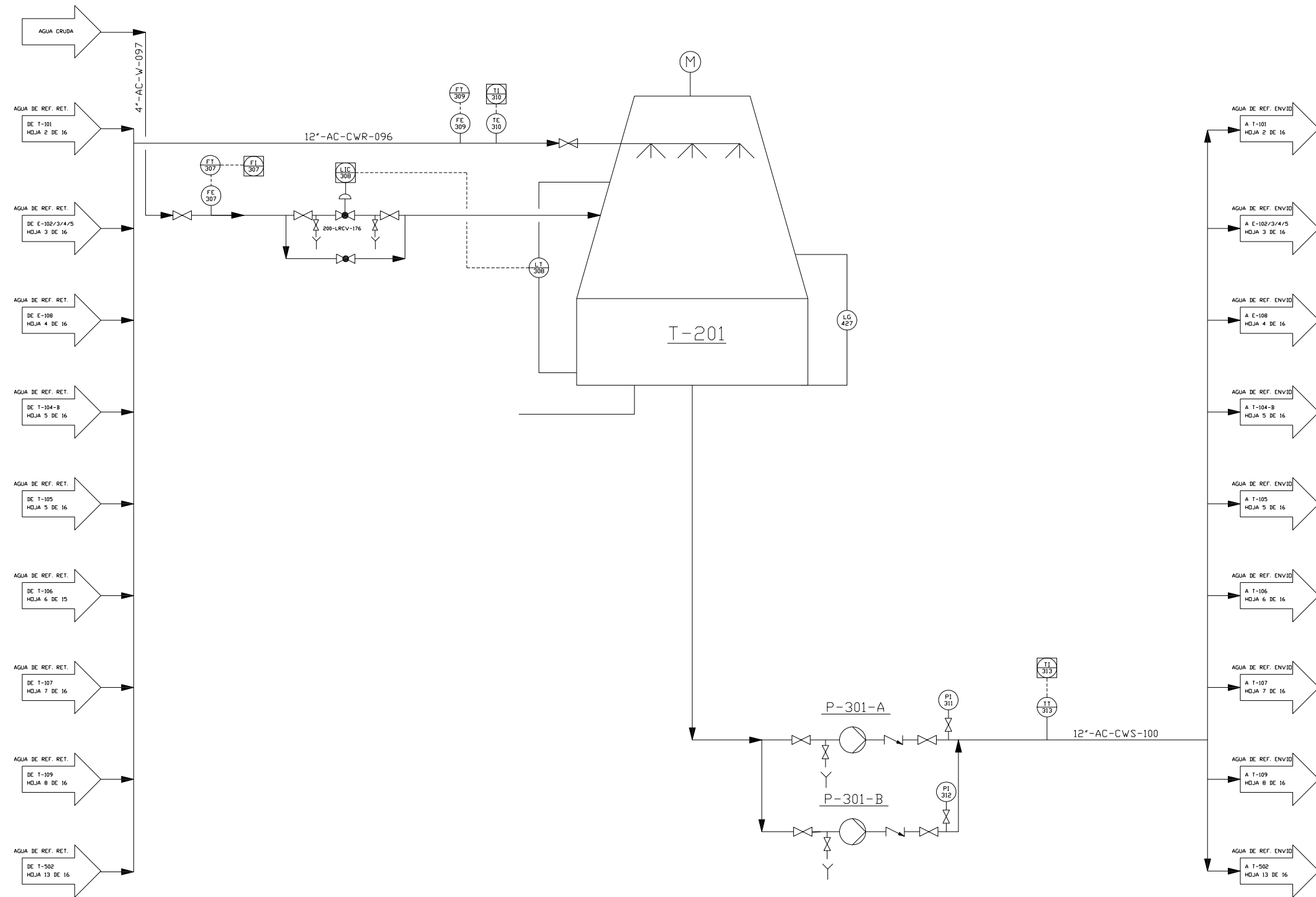
AC-103
TIRO INDUCIDO

AC-104
TIRO FORZADO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL			
 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN	CATEDRA:	INTEGRACION V	
	INTEGRANTES:	GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	
	CARRERA:	AREA:	FECHA:
	ING. QUIMICA	100	16/11/2018
PROFESOR:	ING. SPESDT, HORACIO		
JTP:	ING. KRUMRICK, EZEQUIEL		
AYUDANTE:	ING. SILVA, CRISTIAN		
HOJA:	16 DE 16		

T-201
TORRE DE ENFRIAMIENTO



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIRGGL, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
CARRERA: ING. QUÍMICA	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
AREA: 200	FECHA: 16/11/2018
	HOJA: 09 DE 16

B-301/2
CALDERAS

TK-301-A/B
TANQUES DE
CONDENSADO

TK-302-A/B
TANQUES DE AGUA
ABLANDADA

CONT. 1
CONTROLADOR DE
DEPOSITOS

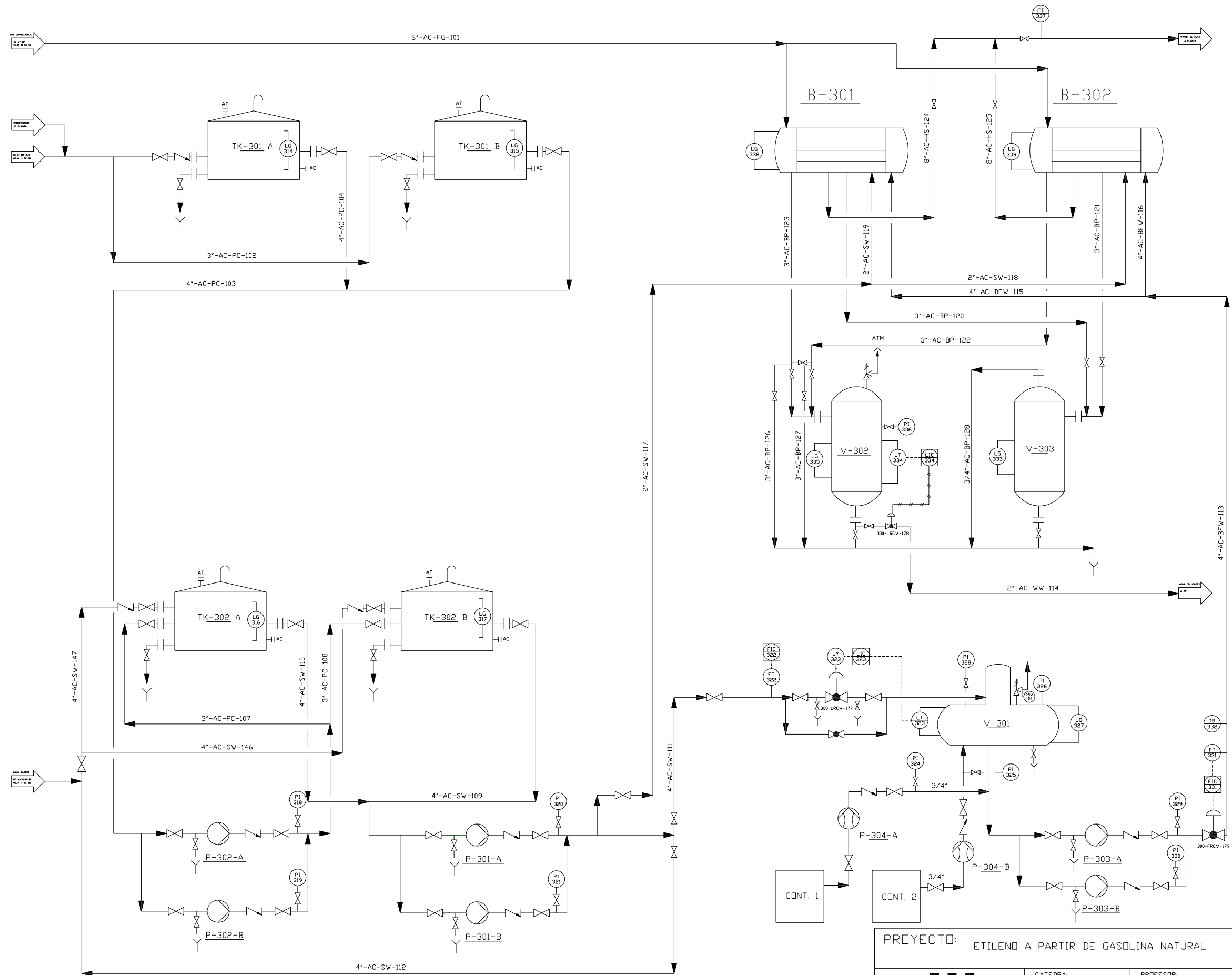
CONT. 2
INHIBIDOR DE
CORROSION

V-301
DESAIREADOR

P-304-A/B
INYECCION DE
DEPOSITOS

V-302
RECIPIENTE DE
PURGA CONTINUA

V-303
RECIPIENTE DE
PURGA DISCONTINUA



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

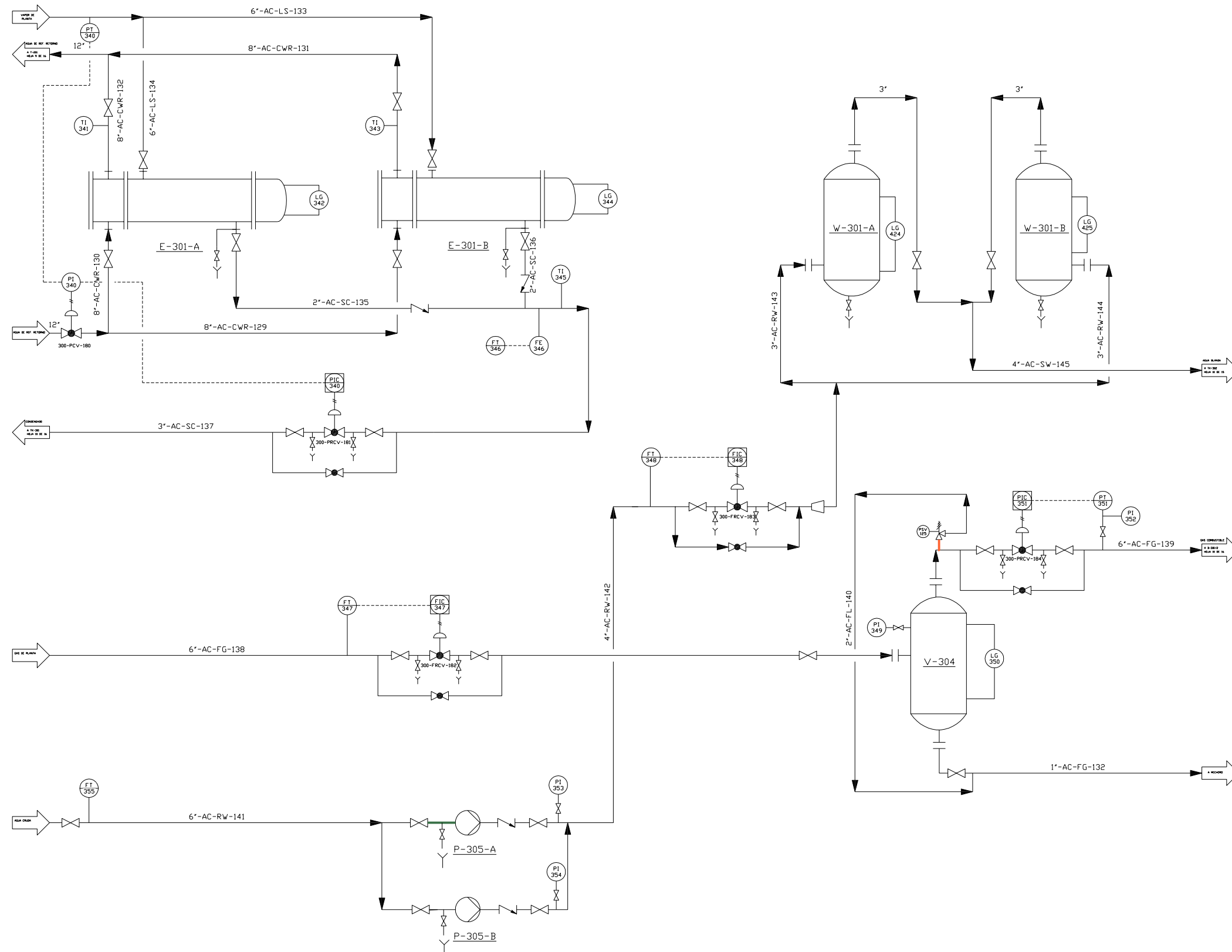


CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIROGLI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
CARRERA: ING. QUIMICA	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
AREA: 300	FECHA: 16/11/2018
	HOJA: 10 DE 16

E-301-A/B
CONDENSADORES DE
VAPOR

W-301-A/B
ABLANDADORES DE
AGUA

V-304
SEPARADOR DE GAS
COMBUSTIBLE

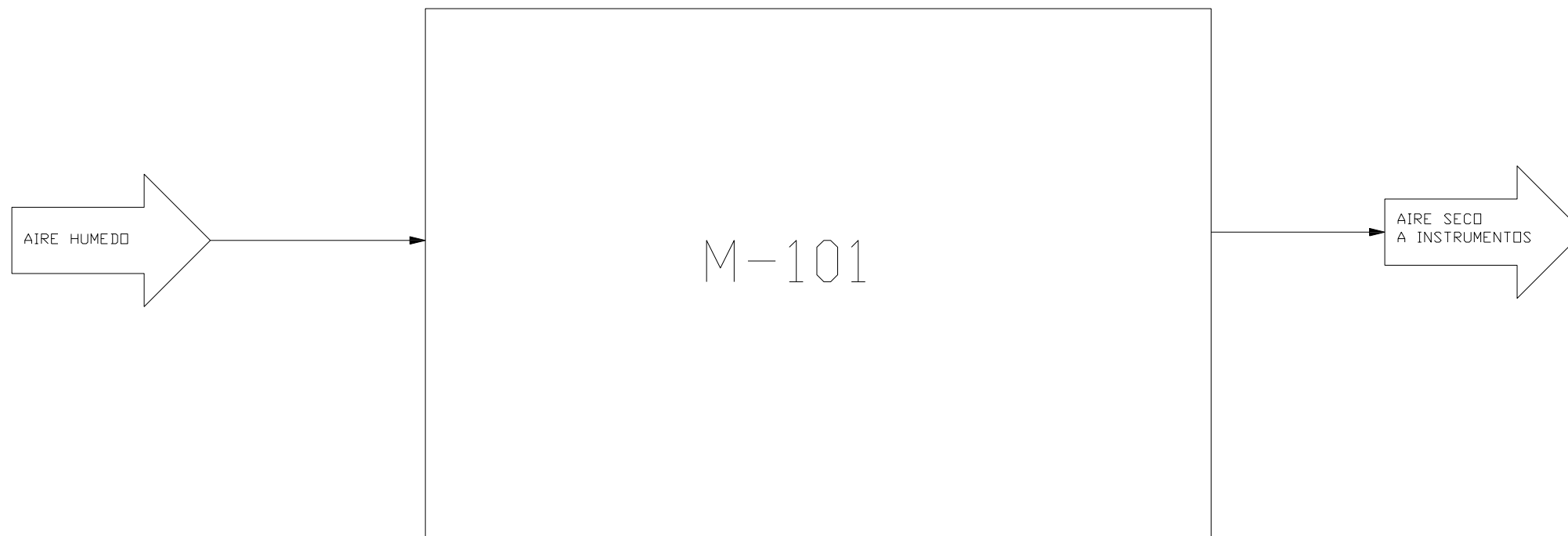


PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL




CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIORGIO, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 300
FECHA: 16/11/2018	HOJA: 11 DE 16

M-101
MODULO DE AIRE



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

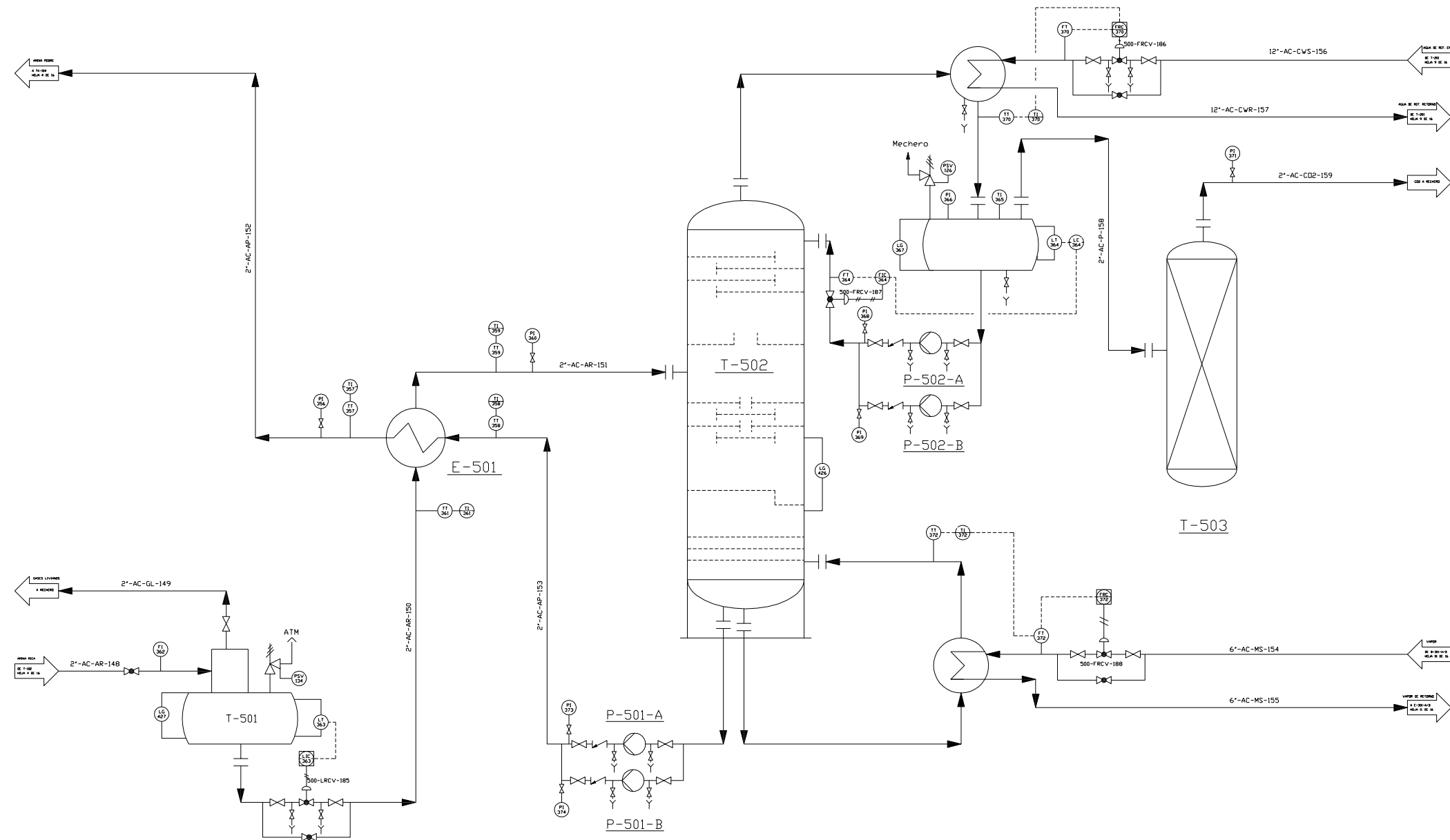
 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
	INTEGRANTES: GIROGLI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
	CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: 400	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN
		FECHA: 16/11/2018	HOJA: 12 DE 16

E-501
INTERCAMBIADOR
AMINA-AMINA

T-501
TORRE FLASH

T-502
TORRE REGENERADORA
DE AMINAS

T-503
TORRE SULFATREAT



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIORGIO, LUIS
PIROLA, MICAELA
SAN MARTIN, DAIANA

CARRERA:
ING. QUÍMICA

AREA:
500

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN

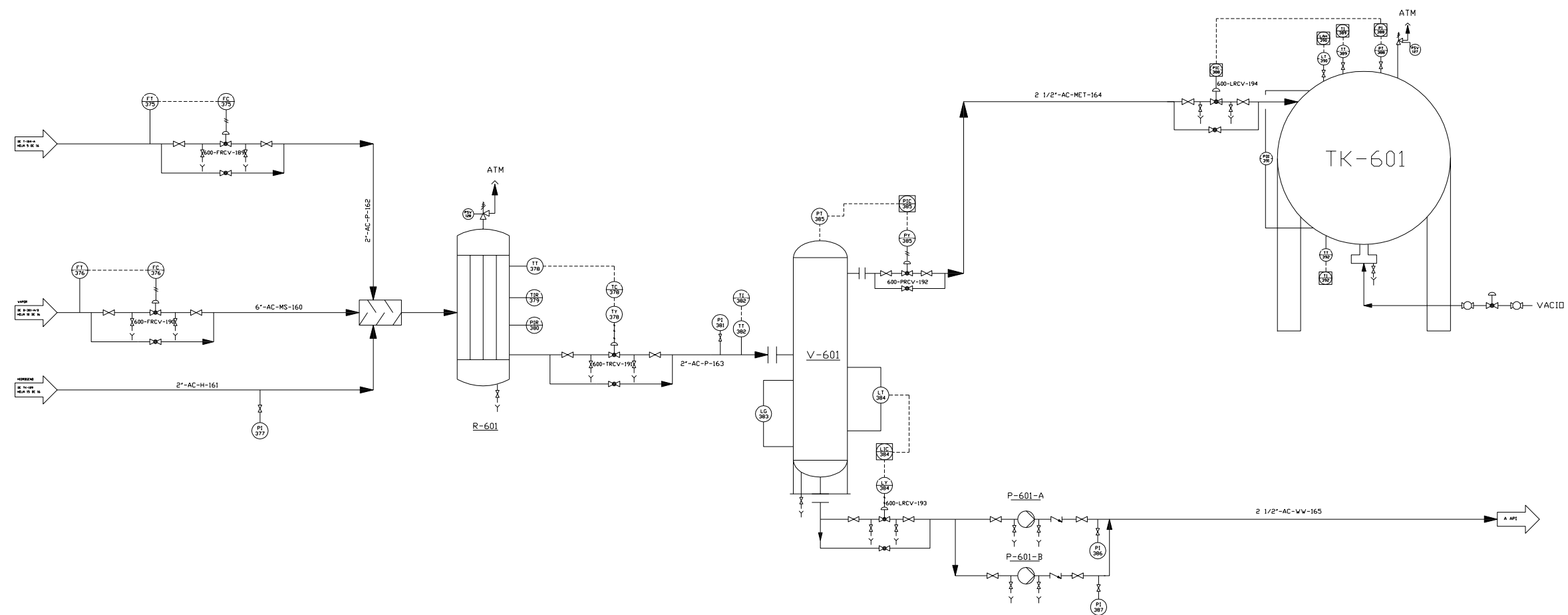
FECHA:
16/11/2018

HOJA:
13 DE 16

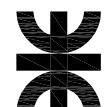
R-601
REACTOR DE
METANIZACION

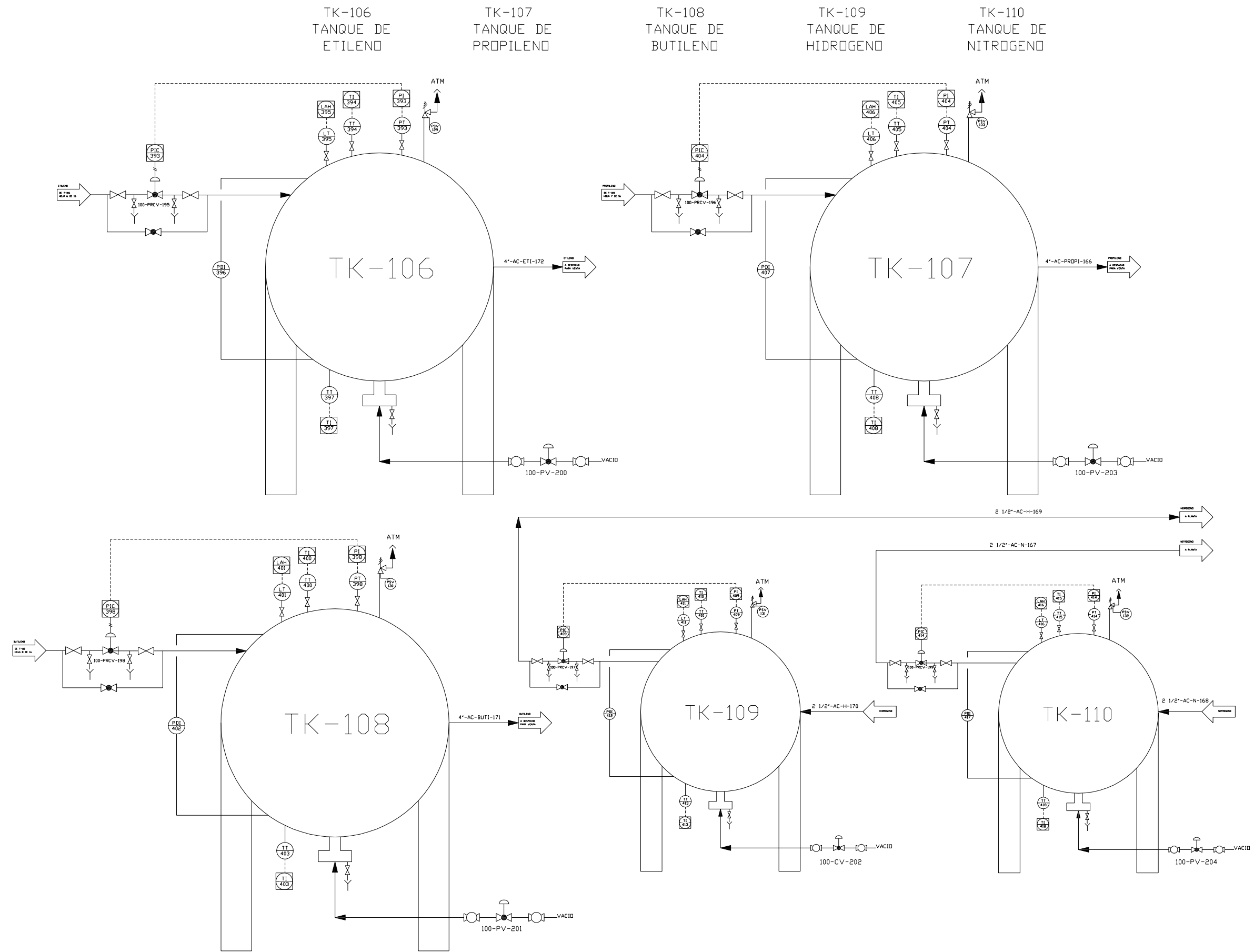
V-601
SEPARADOR DE
METANO

TK-601
TANQUE DE
METANO




PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
	INTEGRANTES: GIORGIO, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	CARRERA: ING. QUÍMICA	AREA: 600
	FECHA: 16/11/2018	HOJA: 14 DE 16



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

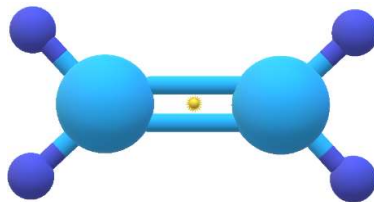
 UTN-FRN: UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA:	INTEGRACION V	PROFESOR:	ING. SPESOT, HORACIO		
	INTEGRANTES:	GIORGI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA		JTP:	ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
	CARRERA:	ING. QUÍMICA	AREA:	100	AYUDANTE:	ING. SILVA, CRISTIAN
	FECHA:	16/11/2018	HOJA:	15 DE 16		

ANEXO 6

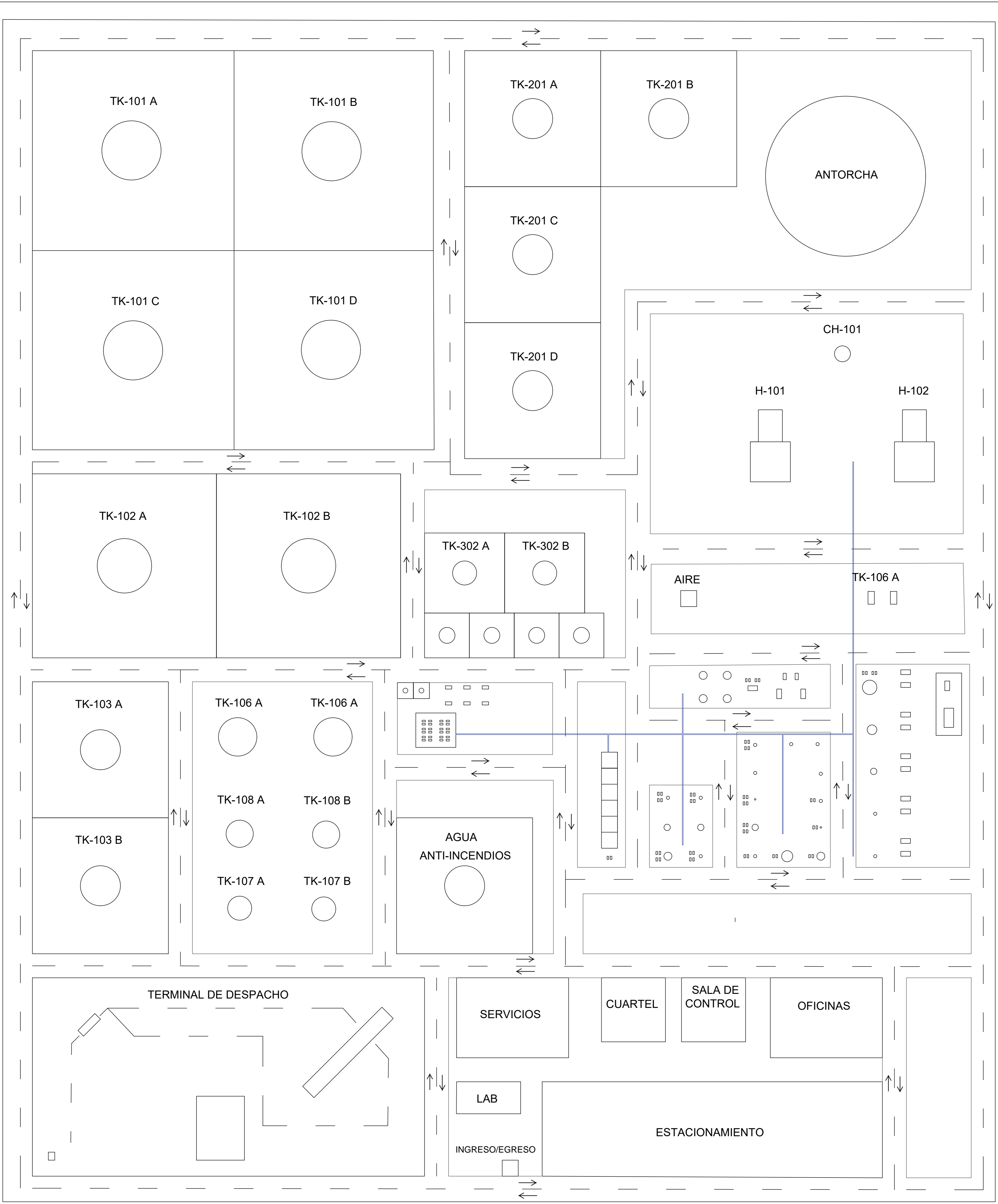
LAY-OUTS

ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

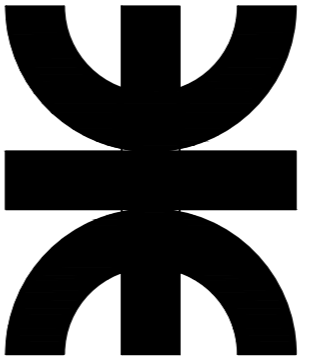
INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL

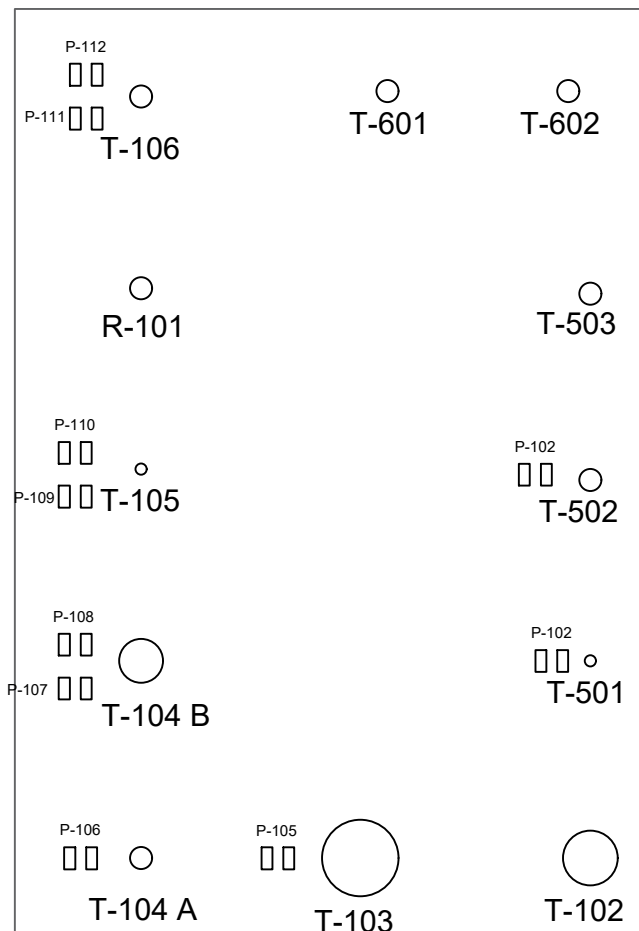
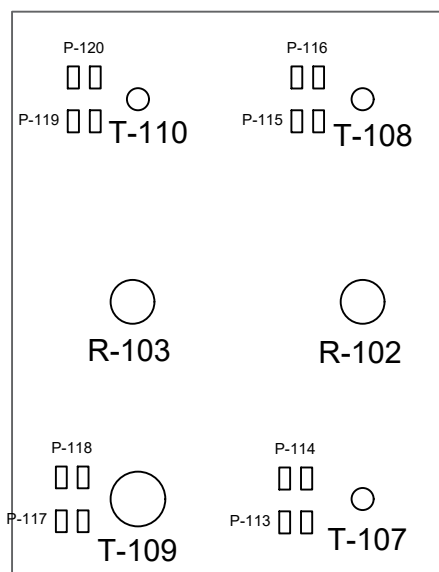
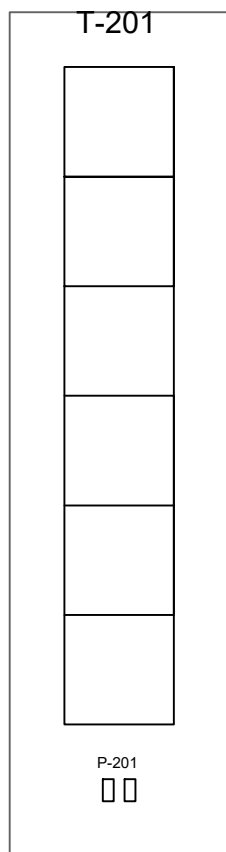
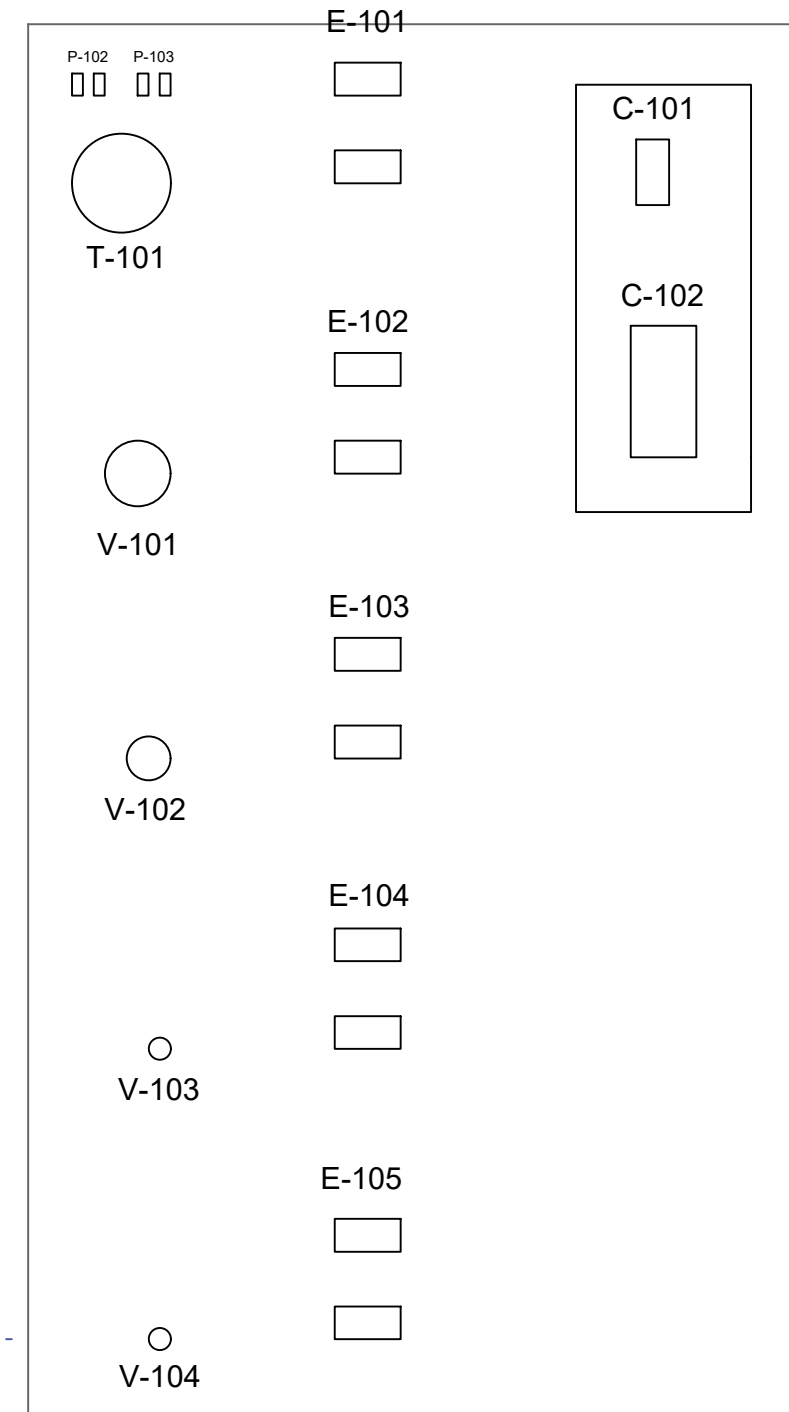
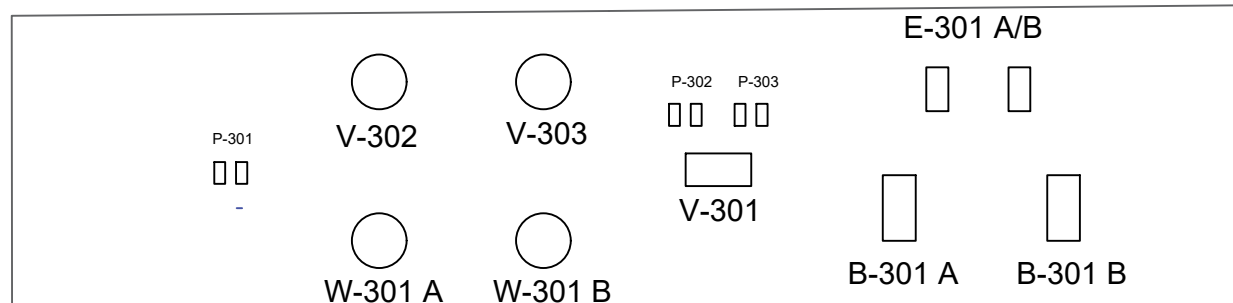


GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA

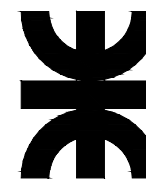


PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CATEDRA: INTEGRACION V		PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO	
	INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA		JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL	
	CARRERA: ING. QUIMICA		AYUDANTES: ING. SILVA, CRISTIAN; ING. GARRIDO, JUAN	
	AREA: LAYOUT	FECHA: NOVIEMBRE 2022	HOJA: 01 DE 04	



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIORGI, LUIS
PIROLA, MICAELA

CARRERA:
ING. QUIMICA

AREA:
LAYOUT

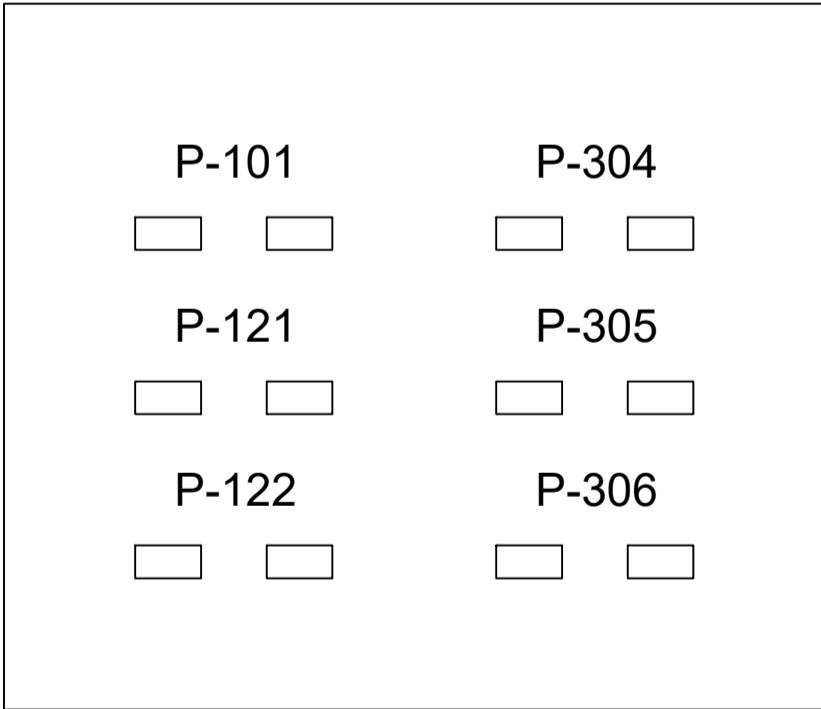
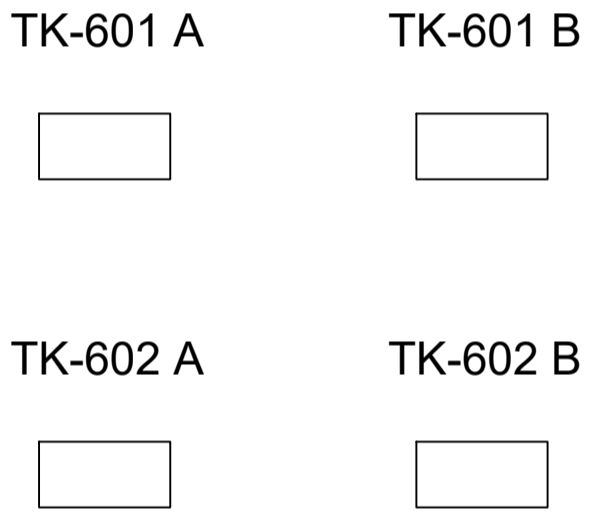
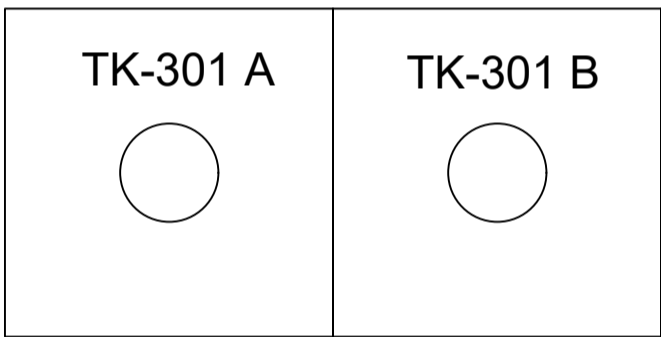
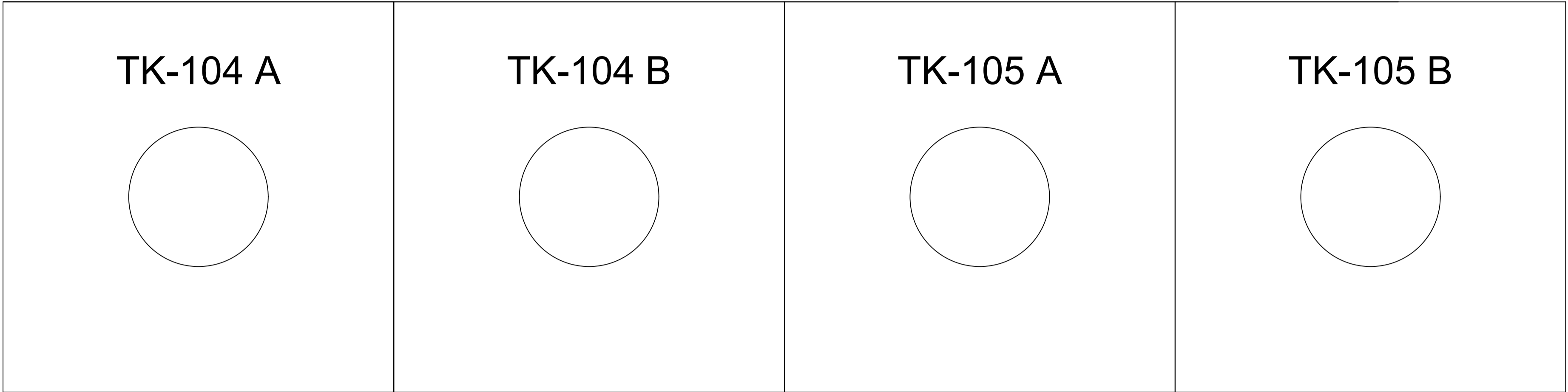
PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN

FECHA:
NOVIEMBRE 2022

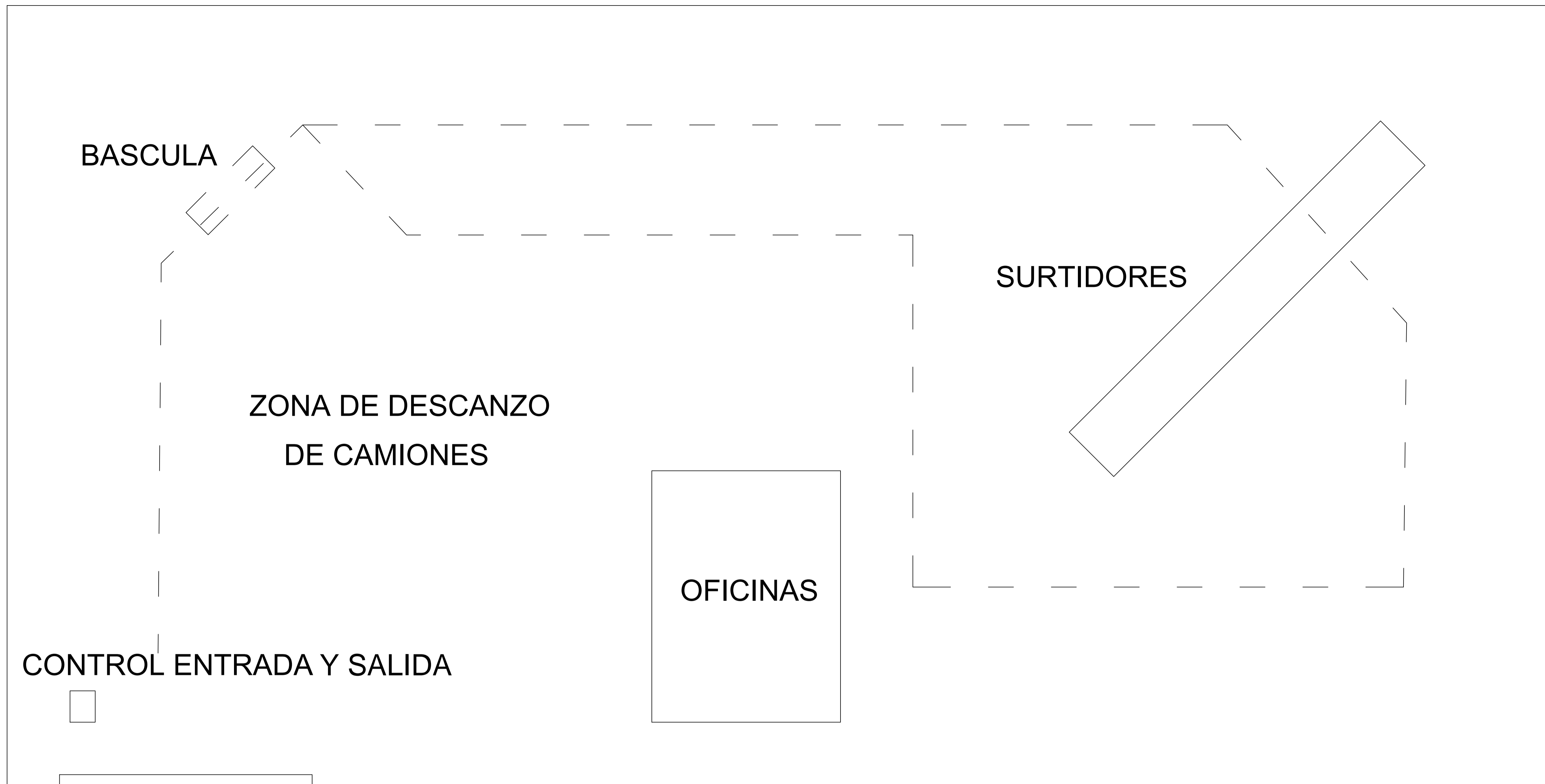
HOJA:
02 DE 04



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	AYUDANTES: ING. SILVA, CRISTIAN; ING. GARRIDO, JUAN
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: LAYOUT
FECHA: NOVIEMBRE 2022	HOJA: 03 DE 04



ENTRADA/
SALIDA

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

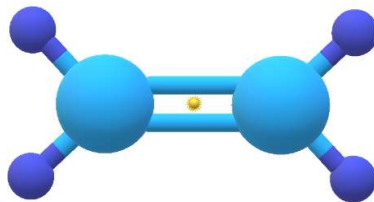
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN	CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
	INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA SAN MARTIN, DAIANA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
	AYUDANTES: ING. SILVA, CRISTIAN; ING. GARRIDO, JUAN	FECHA: NOVIEMBRE 2022
CARRERA: ING. QUIMICA	AREA: LAYOUT	HOJA: 04 DE 04

ANEXO 7

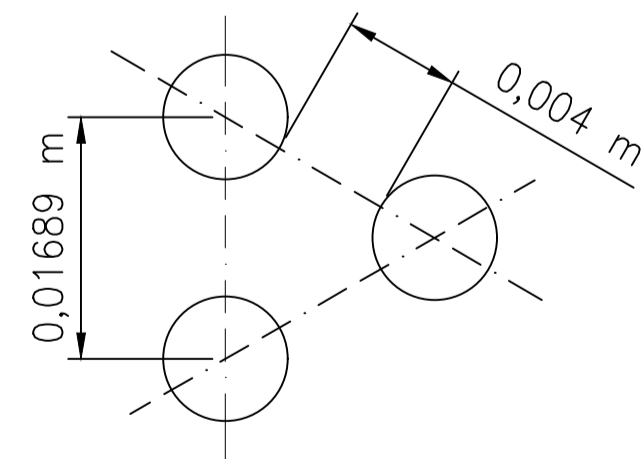
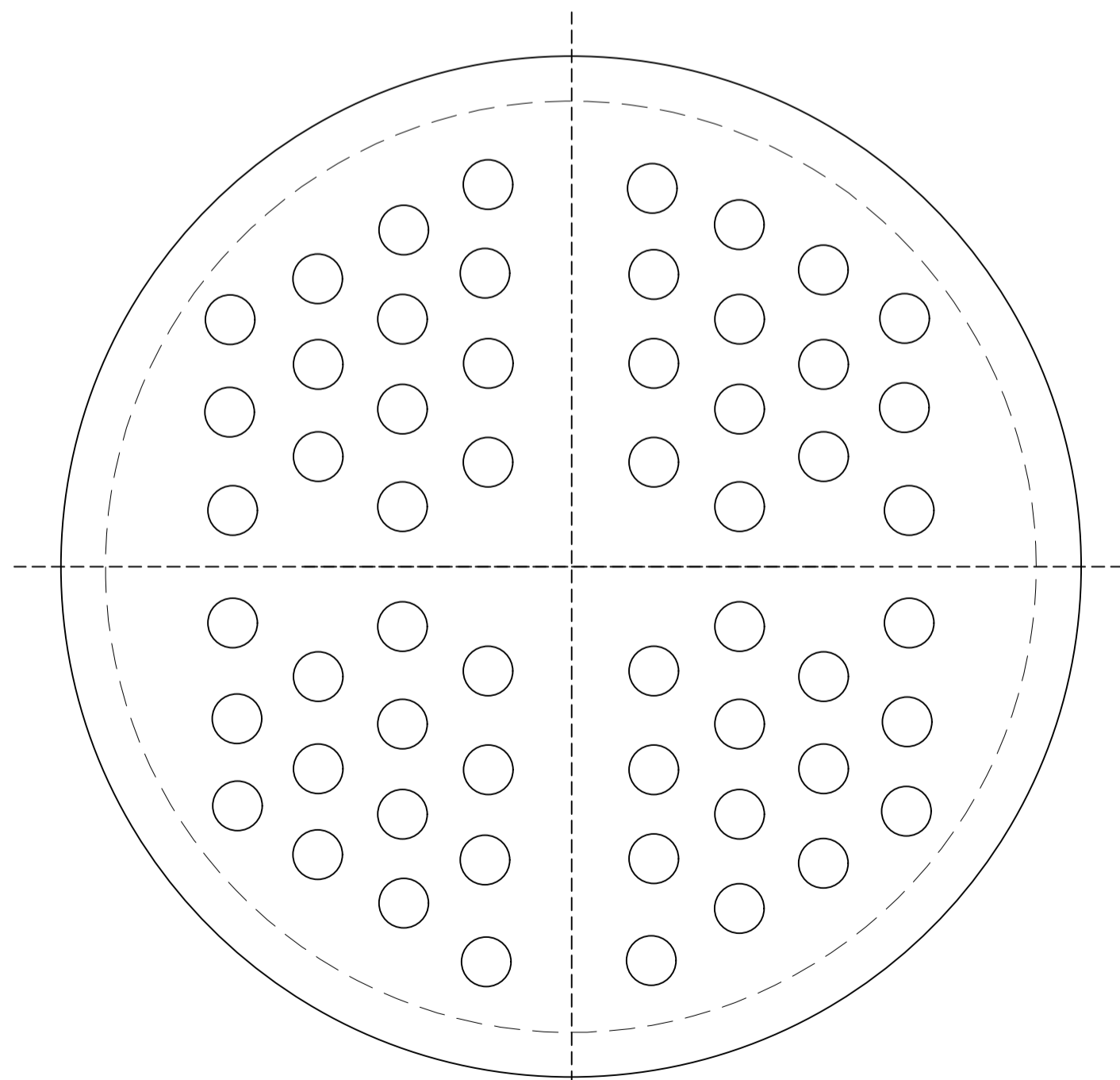
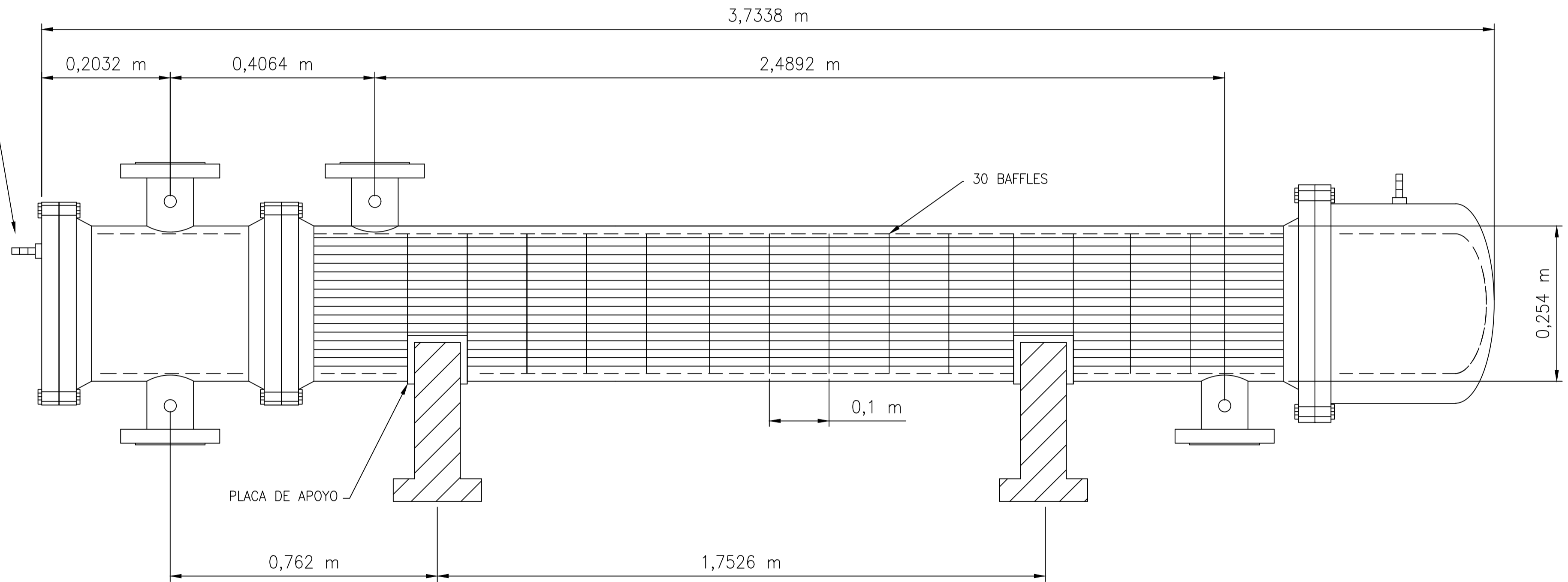
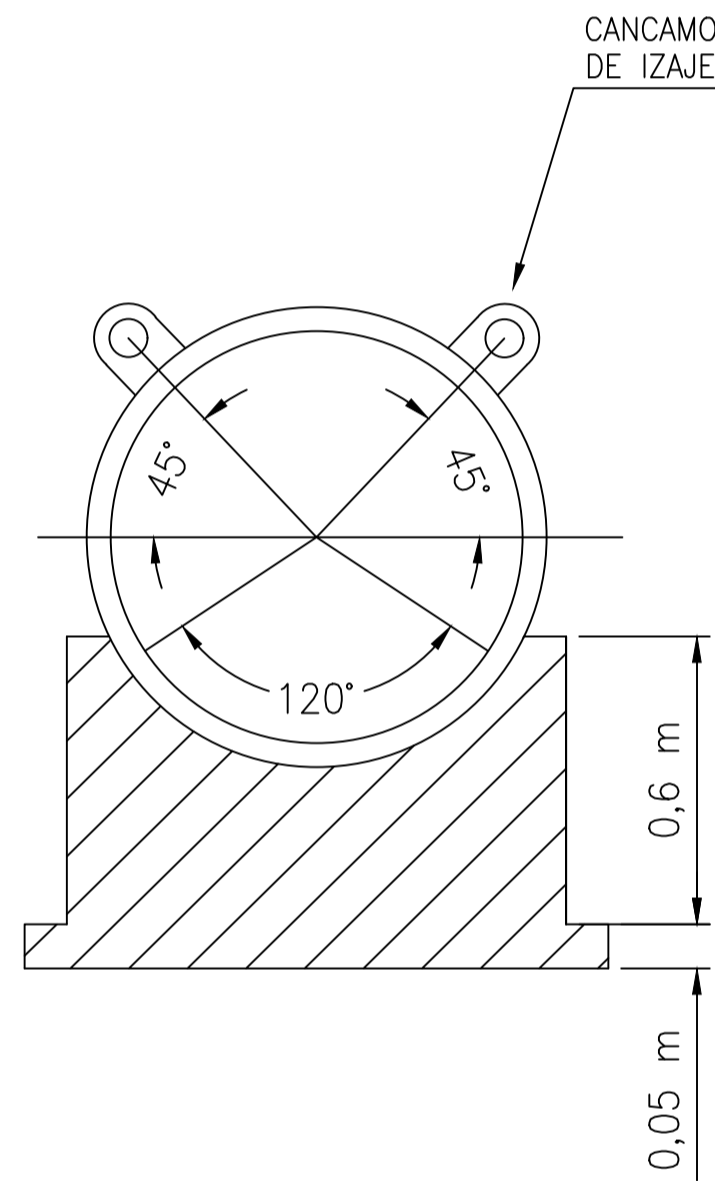
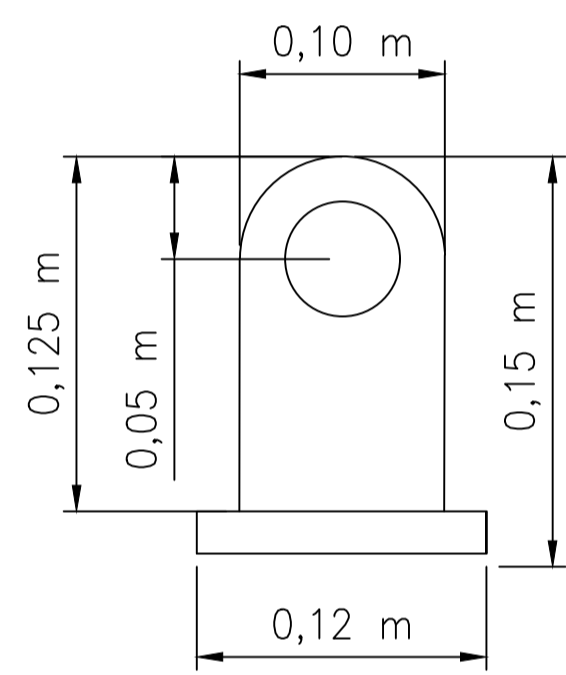
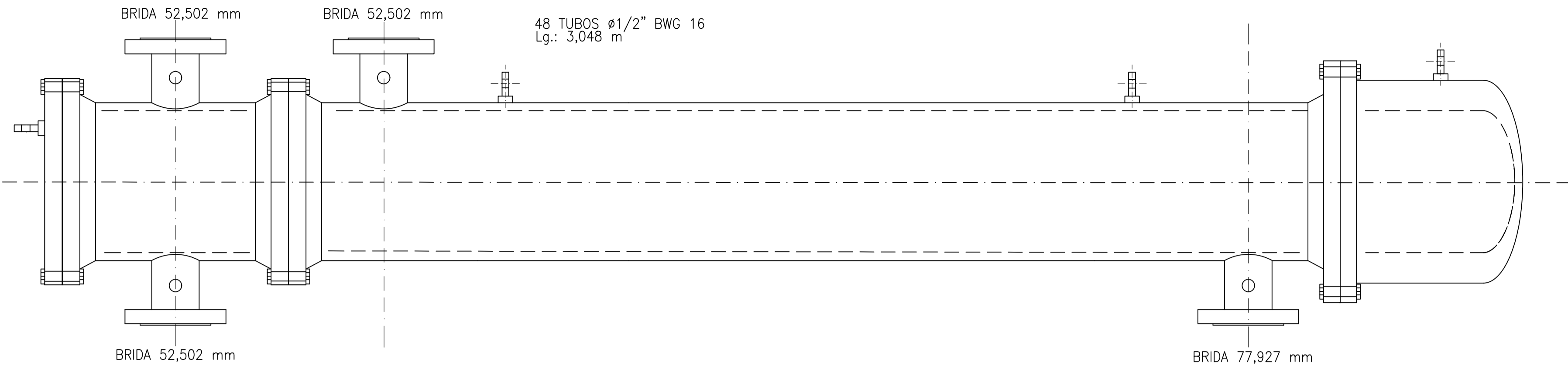
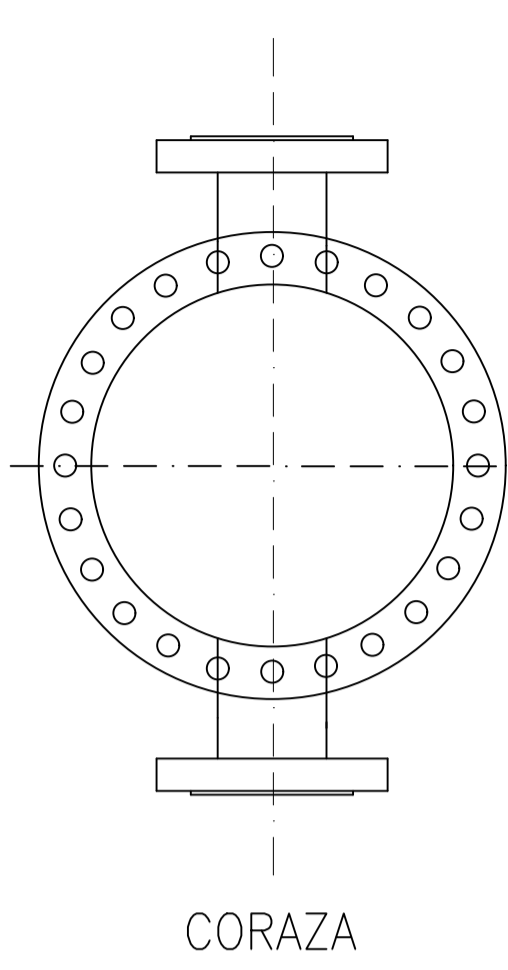
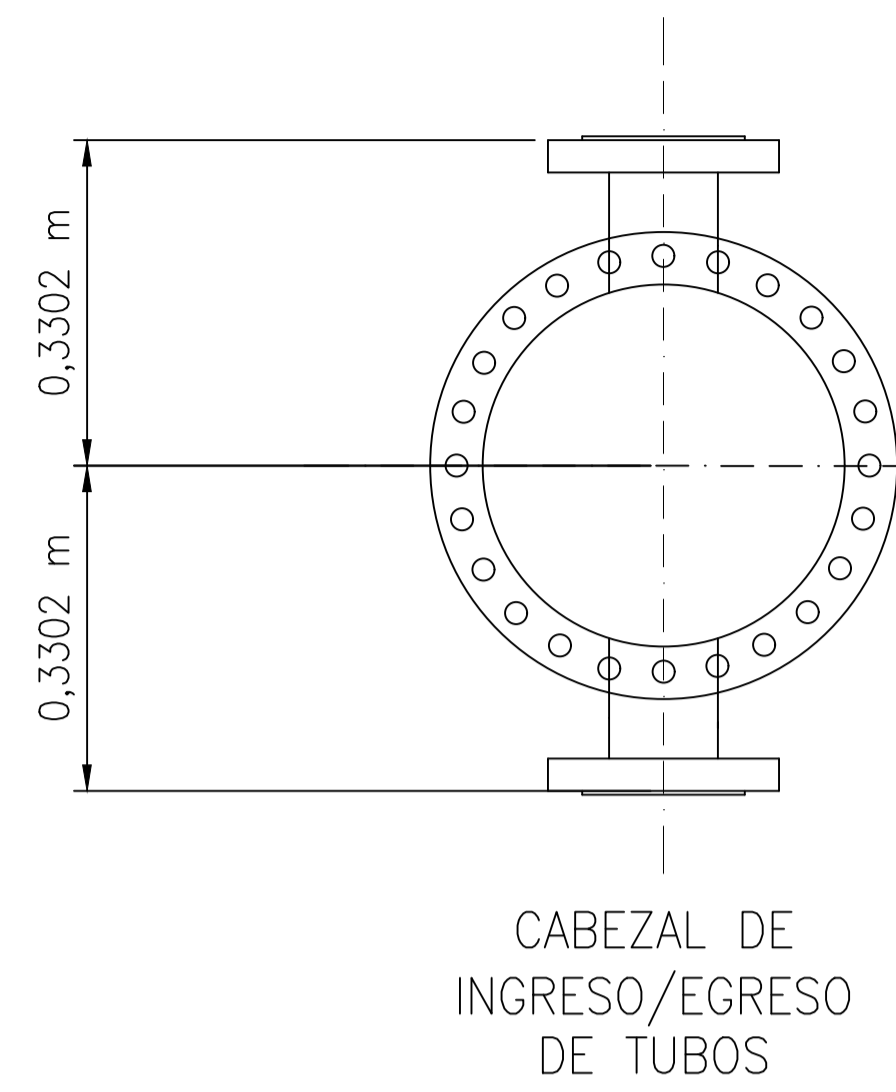
PLANOS EQUIPOS

ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL

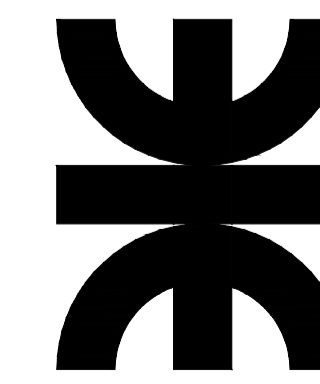
INTEGRACIÓN V | PROYECTO FINAL



GIORGGI LUIS
PIROLA MICAELA



PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUEN

CATEDRA:
INTEGRACION V

INTEGRANTES:
GIORGGI, LUIS
PIROLA, MICAELA

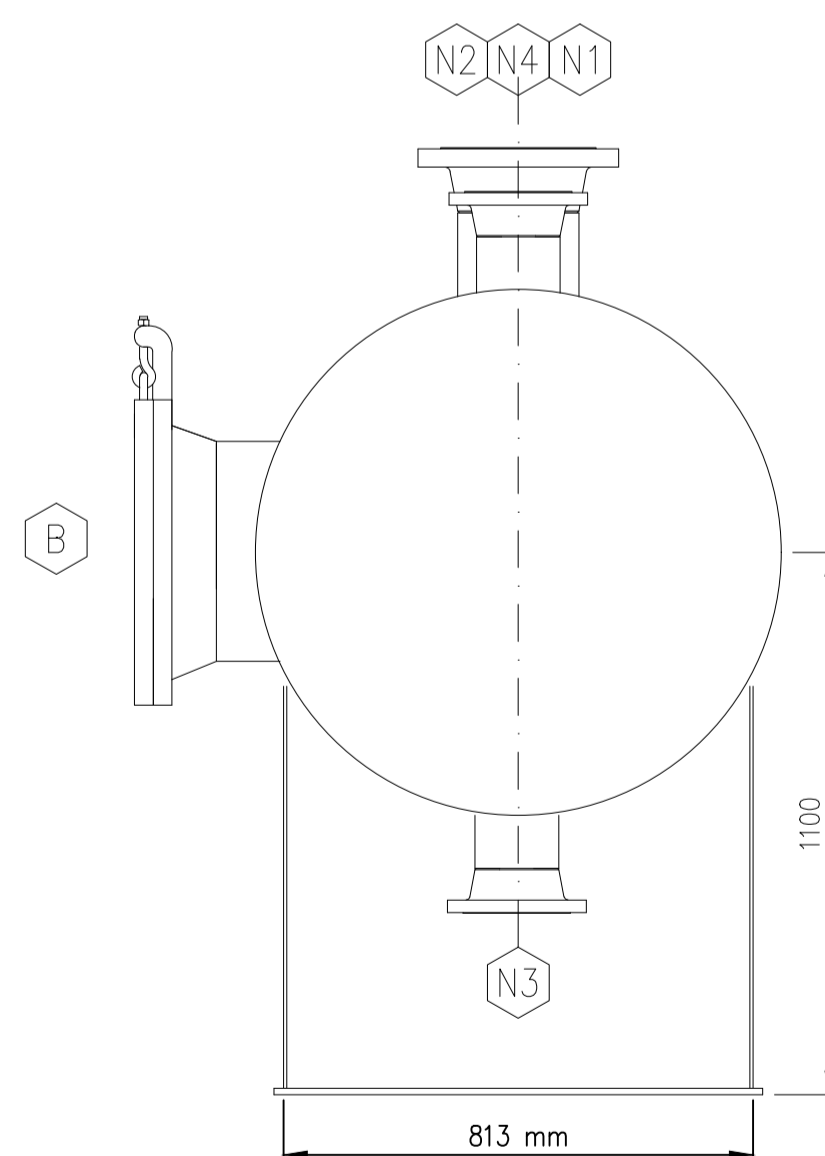
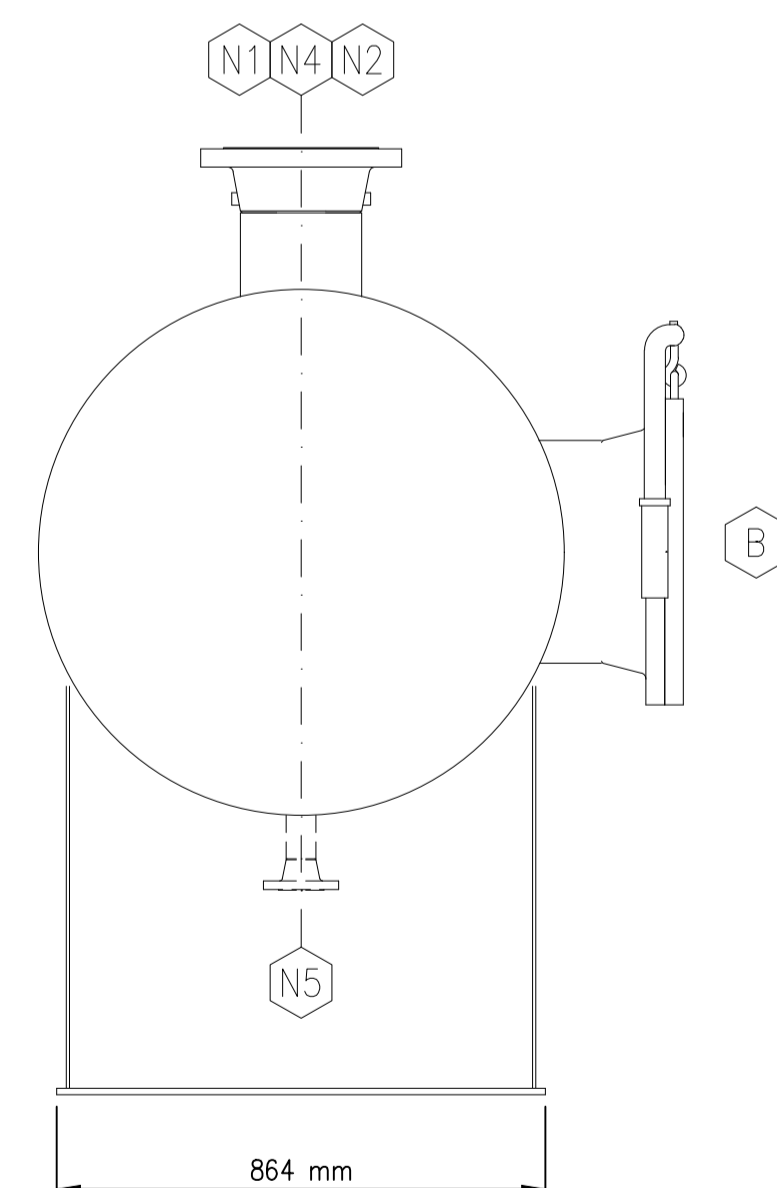
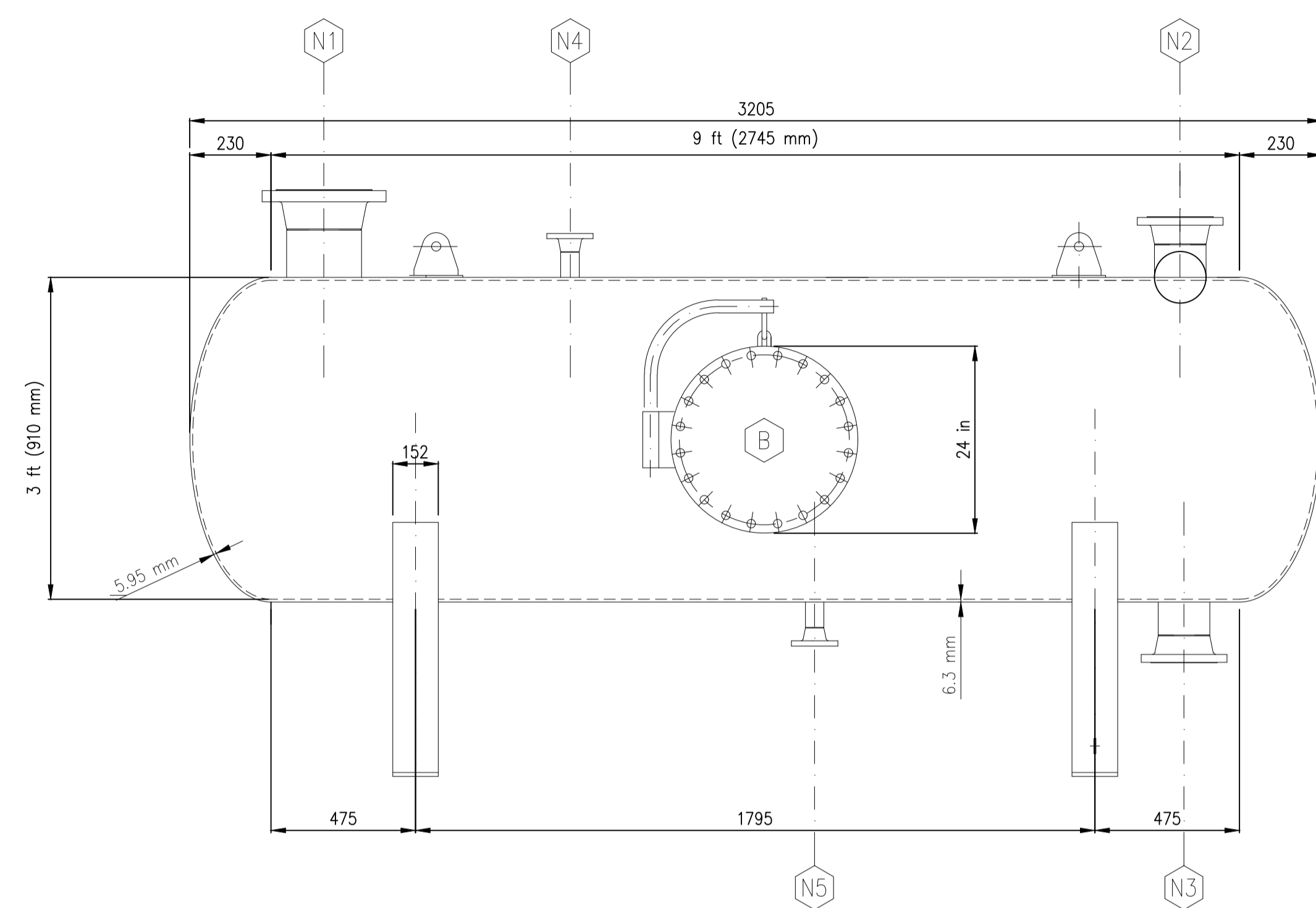
PLANO:
DISEÑO CONDENSADOR

PROFESOR:
ING. SPESOT, HORACIO

JTP:
ING. KRUMRICK, EZEQUIEL

AYUDANTE:
ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN

FECHA:
03/12/2022
CARRERA:
ING. QUIMICA



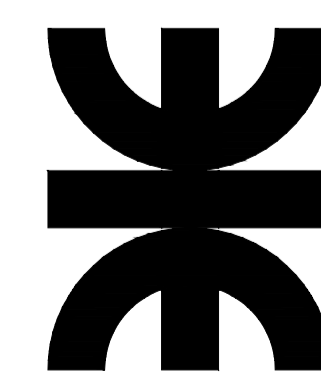
SEPARADOR HORIZONTAL V-108

P DIS	4,1400	kg/cm ²
P PH	5,3800	kg/cm ²
T DIS MIN/MAX	-160 / 60	°C
P OP	2,0400	kg/cm ²
T OP	-140	°C
VOLUMEN INT	1,7200	m ³
PESO VACIO	988	kg
PESO CON AGUA	2707	kg

CONEXIONES

TAG	DIAMETRO (IN)	SERVICIO
N1	12	ALIMENTACION
N2	8	SALIDA GAS
N3	8	SALIDA LIQUIDO
N4	2	CONEXION PSV
N5	2	DRENAJE
B	24	BOCA DE HOMBRE

PROYECTO: ETILENO A PARTIR DE GASOLINA NATURAL



UTN-FRN:
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN

CATEDRA: INTEGRACION V	PROFESOR: ING. SPESOT, HORACIO
INTEGRANTES: GIORGGI, LUIS PIROLA, MICAELA	JTP: ING. KRUMRICK, EZEQUIEL
DISEÑO SEPARADOR V-108	AYUDANTE: ING. SILVA, CRISTIAN / ING. GARRIDO, JUAN
FECHA: 05/12/2022	CARRERA: ING. QUIMICA