

**COMPARACIÓN DEL NIVEL DE RECUPERACIÓN DE ETANO DE LOS
PROCESOS TURBOEXPANDER: GSP, CRR, RSV Y RSVE, POR MEDIO DEL
USO DE UN SIMULADOR NUMÉRICO.**

**STEPHANY ALEJANDRA BOGOYA CONTRERAS
SANDRA MARCELA DÍAZ RODRÍGUEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2014

**COMPARACIÓN DEL NIVEL DE RECUPERACIÓN DE ETANO DE LOS
PROCESOS TURBOEXPANDER: GSP, CRR, RSV Y RSVE, POR MEDIO DEL
USO DE UN SIMULADOR NUMÉRICO.**

**STEPHANY ALEJANDRA BOGOYA CONTRERAS
SANDRA MARCELA DÍAZ RODRÍGUEZ**

**Trabajo de Grado para optar al título de
Ingenieras de Petróleos**

**Director
MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS
Ingeniero de Petróleos, M.Sc**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2014

AGRADECIMIENTOS

Las autoras expresamos nuestros más sinceros agradecimientos a:

A la **Universidad Industrial de Santander** por ser nuestra alma máter.

Al **Ingeniero Manuel Enrique Cabarcas Simancas** por guiarnos en el desarrollo de nuestro proyecto.

A la **Escuela de Ingeniería de Petróleos (EIP)** por su colaboración en nuestra formación como ingenieras.

*Doy gracias a Dios por ser mi guía, mi fortaleza y que sólo con su Amor y mi
lucha constante he podido hacer este sueño realidad.*

A mi madre hermosa por todo su esfuerzo, sacrificio y amor.

*A mi padre y hermanos: Marcela y Kike, les agradezco la disciplina, oraciones
y el apoyo incondicional que siempre me han brindado.*

*A Sandris por ser mi gran amiga y estar siempre a mi lado en los momentos de
alegría y dificultad.*

A Jaiber por su apoyo y ayuda en todo momento.

*Y a mis grandes amigos los cuales se han convertido en mi familia: Jeca,
Camila, Oscar, Tavo, Daniel, Victor, Jorge y Brayam.*

STEPHY

A Dios por permitirme un logro más y llenarme de bendiciones.
A mi mamita por ser mi apoyo incondicional y brindarme amor siempre.
A mi padre por su gran apoyo y su comprensión.
A mis hermanos por ser mi motor para salir adelante.
A Juancho por todos estos años compartidos.
A Stephy por ser mi compañera y amiga en estos años universitarios.
A mis hermosos petroleros Jaiber, Camila, Jeca y Oscar.
A mis amigos incondicionales Gustavo, Víctor, Daniel, Brayam y Jorge.

SANDRA

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	21
1. GENERALIDADES DE LA TECNOLOGÍA TURBOEXPANDER	24
1.1. TECNOLOGÍA TURBOEXPANDER CONVENCIONAL	24
1.2. PROCESOS QUE SE ENFOCAN EN EL TOPE DE LA COLUMNA	27
1.2.1. Proceso de Gas Subenfriado (GSP).	28
1.2.2. Proceso de Recirculación de Gas Residual Frio (CRR).	29
1.2.3. Proceso de Recirculación de Vapor Dividido (RSV).	29
1.2.4. Proceso de Recirculación de Vapor Dividido con Enriquecimiento (RSVE).....	30
1.3. PROCESOS QUE SE ENFOCAN EN EL FONDO DE LA COLUMNA	30
1.3.1. Proceso de Recuperación Mejorada de LGN (IPSI-I).....	31
1.3.2. Proceso de Recuperación Mejorada de LGN (IPSI-II).....	32

2. DESCRIPCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE PROCESOS	
TURBOEXPANDER.	35
2.1. PROCESO DE GAS SUBENFRÍADO (GSP)	35
2.1.1. Condiciones de Operación	37
2.2. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE GAS RESIDUAL FRIO (CRR)	40
2.2.1. Condiciones de Operación	42
2.3. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO (RSV)	45
2.3.1. Condiciones de Operación	48
2.4. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO CON ENRIQUECIMIENTO (RSVE)	51
2.4.1. Condiciones de Operación	54
3. CRITERIOS EMPLEADOS EN LA SELECCIÓN DE PROCESOS	
TURBOEXPANDER.	57
3.1. TOLERANCIA AL CO ₂	57
3.2. PRESIÓN	58
3.2.1. Presión de Entrada	58

3.2.2.	Presión Demetanizadora.	59
3.3.	RELACIÓN C ₁ / C ₂	63
3.4.	EFICIENCIA DEL COMPRESOR	62
3.5.	COMPOSICIÓN DEL GAS DE ALIMENTO	62
3.6.	INTERCAMBIADORES DE CALOR	60
3.7.	REFRIGERACIÓN DEL PROCESO	61
4.	RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN NUMÉRICA	64
4.1.	COMPOSICIÓN DEL ALIMENTO	64
4.2.	CONDICIONES DE OPERACIÓN	66
4.3.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	86
4.3.1.	Flujo molar de LGN recuperados por cada proceso y porcentaje de etano recuperado.....	87
4.3.2.	Duty del rehervidor generado en cada proceso.....	89
4.3.3.	Potencia del Expansor.....	90
4.3.4.	Potencia del Recompresor.....	90

4.3.5.	Eficiencia Del Proceso.....	91
4.3.6.	Potencia del Compresor.....	92
5.	CONCLUSIONES	94
6.	RECOMENDACIONES.....	96
	BIBLIOGRAFÍA.....	97
	ANEXOS.....	103

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema de la planta ISS.....	25
Figura 2. Esquema de proceso IPSI-I	31
Figura 3. Esquema de proceso IPSI-II.	33
Figura 4. Esquema de proceso GSP.....	36
Figura 5. Esquema de proceso CRR.	41
Figura 6. Esquema de proceso RSV.....	47
Figura 7. Esquema de proceso RSVE.	53
Figura 8. Esquema de proceso GSP en HYSYS.....	68
Figura 9. Esquema de Proceso CRR en HYSYS.....	73
Figura 10. Esquema de proceso RSV en HYSYS.....	77
Figura 11. Esquema de proceso RSVE en HYSYS.	83

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición Normal Proceso GSP.....	38
Tabla 2. Especificaciones de la Demetanzadora.....	39
Tabla 3. Composición Normal Proceso CRR.....	43
Tabla 4. Especificaciones de la Demetanzadora.....	44
Tabla 5. Composición normal Proceso RSV.	49
Tabla 6. Especificaciones de la Demetanzadora.....	50
Tabla 7. Composición Normal proceso RSVE.....	54
Tabla 8. Especificaciones de la Demetanzadora.....	55
Tabla 9. Composición del alimento.....	65
Tabla 10. Condiciones para la simulación.....	66
Tabla 11. Balance de Masa Proceso GSP.....	69
Tabla 12. Composición Molar del Proceso GSP.....	70
Tabla 13. Balance de Masa Proceso CRR.....	74

Tabla 14. Composición Molar del Proceso CRR.	75
Tabla 15. Balance de Masa Proceso RSV.	78
Tabla 16. Composición Molar Proceso RSV.....	80
Tabla 17. Balance de Masa Proceso RSVE.	82
Tabla 18. Composición Molar Proceso RSVE.	85

LISTA DE GRÁFICAS.

	Pág.
Gráfica 1. Flujo Molar LGN vs. Presión Demetanizadora.....	88
Gráfica 2. Recuperación de Etano vs. Presión Demetanizadora.	88
Gráfica 3. Duty del Rehervidor vs. Presión Demetanizadora.	89
Gráfica 4. Potencia Expansor vs. Presión Demetanizadora.....	90
Gráfica 5. Potencia Recompresor (K-103) vs. Presión Demetanizadora.	91
Gráfica 6. Eficiencia del Proceso vs. Recuperación de Etano.	93
Gráfica 7. Recuperación de Etano vs. Potencia del Compresor	93

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A: Tutorial Proceso GSP.....	104
ANEXO B: Tutorial Proceso CRR.	128
ANEXO C: Tutorial Proceso RSV.....	154
ANEXO D: Tutorial Proceso RSVE.	187

RESUMEN

TITULO: COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS TURBOEXPANDER (GSP, CRR, RSV Y RSVE) PARA EL RECOBRO DE ETANO POR MEDIO DE UN SIMULADOR NUMÉRICO*.

AUTORAS: BOGOYA CONTRERAS, Stephany Alejandra
DÍAZ RODRÍGUEZ, Sandra Marcela**

PALABRAS CLAVE: Turboexpander, CRR, RSV, GSP, RSVE.

DESCRIPCIÓN:

En los últimos años la recuperación de LGN se ha convertido en un elemento esencial para maximizar la rentabilidad de las plantas, debido al incremento de los precios de los productos y al aumento de la demanda de LGN como materia prima en la industria petroquímica y de refinería. Los procesos turboexpander son los preferidos para la extracción profunda de LGN ya que son relativamente simples, compactos y pueden alcanzar una recuperación de etano de 90% y propano 99%. Para lograr estos niveles de recuperación se han hecho un gran número de modificaciones al proceso turboexpander convencional, algunas de ellas se realizan en el tope de la columna demetanizadora y otras en el fondo de la misma.

La selección adecuada de un proceso Turboexpander toma en cuenta parámetros importantes como son: la composición del alimento, la presión de entrada, la presencia de CO₂, y la presión de la demetanizadora, estos factores deben ser analizados para que no se presenten problemas operacionales y así lograr óptimos resultados.

En este trabajo, se realiza una comparación de algunos de los procesos que se enfocan en el mejoramiento del tope de la columna demetanizadora: GSP, CRR, RSV y RSVE, mediante la simulación y evaluación de su nivel de recuperación para un gas específico, además se anexan los tutoriales para realizar la simulaciones en ASPEN HYSYS de cada uno de los procesos. Los resultados indican que los procesos más eficientes en cuanto a recuperación de líquidos son el CRR y el RSV ya que obtienen recuperaciones superiores al 95%, pero el CRR es la mejor opción dado que requiere menos energía de compresión para lograr niveles de recuperación más altos.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Msc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

ABSTRACT

TITLE: COMPARISON OF LEVEL OF RECOVERY ETHANE TURBOEXPANDER PROCESSES: GSP, CRR, RSV and RSVE, THROUGH THE USE OF A NUMERICAL SIMULATOR*.

AUTHORS: BOGOYA CONTRERAS, Stephany Alejandra
DÍAZ RODRÍGUEZ, Sandra Marcela**

KEYWORDS: Turboexpander, CRR, RSV, GSP, RSVE.

DESCRIPTION:

In recent years the NGL recovery has become an essential element for maximizing the profitability of the plants due to rising prices and increased demand for NGL as feedstock in petrochemical industry and refinery. Turboexpander processes are preferred for NGL deep extraction since they are relatively simple, compact and can achieve higher recoveries to 90%. To achieve these levels of recovery have made many changes to conventional turboexpander process, some of which are made in the top of the demethanizer column and others focus on the bottom of the same.

The appropriate selection of a Turboexpander process takes into account important parameters such as: the feed composition, the inlet pressure, CO₂ and demethanizer pressure, these factors must be analyzed so that no operational problems occur and to achieve optimal results.

In this paper, a comparison of some of the processes that focus on improving the top of the demethanizer column: GSP, CRR, RSV and RSVE, by simulating and evaluating of the recovery level for a specific gas, also tutorials are appended to perform the simulations in ASPEN HYSYS each of the processes. The results indicate that the most efficient processes in terms of recovery of liquids are CRR and RSV because they get over 95% recoveries, but the CRR is the best choice because it requires less power compression to achieve higher levels of recovery.

* Degree Project.

** Physic-Chemical Engineering College, Petroleum Engineering School, Manager: Msc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

INTRODUCCIÓN

La recuperación de líquidos de gas natural se ha convertido en un elemento esencial para maximizar la rentabilidad de las plantas de gas natural, esto se debe principalmente al incremento de los precios de los productos y el aumento de la demanda de LGN como materia prima en la industria petroquímica y de refinería. Sin embargo, para recuperar los condensados es necesario tener en cuenta algunos problemas que se pueden presentar, estos principalmente se originan en los costos de procesamiento del gas por la eliminación de contaminantes y la eficiencia de recuperación de líquidos. Un contaminante que se presenta frecuentemente es el CO₂, el cual es necesario que sea removido para evitar la formación de hidratos, debido a esto se requieren equipos para su eliminación los cuales aumentan los costos de operación y de facilidades. En cuanto a la eficiencia, se buscan o se necesitan procesos cuyos niveles de recuperación sean superiores al 90% y que permitan operar la planta de una manera flexible, es decir, recuperar o rechazar etano sin obtener pérdidas de propano. Es primordial que estas plantas sean capaces de responder de manera inmediata a las condiciones cambiantes del mercado con el fin de maximizar los beneficios. ¹

Dado a que la industria busca solucionar dichos problemas, los procesos criogénicos se convierten en los métodos más atractivos para satisfacer los actuales requerimientos. Los procesos criogénicos encontrados en la actualidad son: la absorción de aceite pobre el cual puede alcanzar recuperaciones de etano aproximadamente del 50% y recuperaciones de propano del 98-99%. Este proceso presenta un alto costo y es considerado mucho más complejo que la refrigeración

¹ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

mecánica y los procesos tipo expansión. La refrigeración mecánica la cual no es eficiente en la obtención de altos niveles de recuperación a menos que el gas de alimento sea relativamente rico en hidrocarburos C₂₊ y que las temperaturas del separador frío estén por debajo de -94°F, lo cual requiere un sistema de refrigeración tipo cascada o de refrigerante mixto. Por último, los procesos turboexpander que son los preferidos para la extracción profunda de LGN. Estos procesos son relativamente simples, compactos y pueden alcanzar una recuperación de etano de 90% y propano 99%, además tienen el costo de capital más bajo.²

En Colombia se encuentran construidas dos plantas turboexpander convencional, las cuales se encuentran ubicadas, en Cusiana y Barrancabermeja. “La planta de Barrancabermeja tiene como objetivo recuperar el etano contenido en el gas natural proveniente de campos, para enviarlo como carga hacia la planta etileno II y distribuir el gas residual a los usuarios de refinería. Cuando se encuentra fuera de servicio, su objetivo es distribuir y controlar el gas de campos a los diferentes niveles de presión de gas combustible que utiliza la refinería”³.

En este documento se realizará un estudio comparativo de los diferentes procesos turboexpander (GSP, CRR, RSV y RSVE), los cuales alcanzan altos porcentajes de recuperación a través del uso de una corriente de reflujo dirigida hacia el tope de la columna que permite la rectificación de los vapores y por ende una mayor eficiencia generalmente superior al 90%. “Esto permite superar los efectos de equilibrio vapor-

² CAMPBELL, John M. Refrigeration System. En: Gas Condition and Processing, Vol. 2: The Equipment Modules. 8 Ed. Norman, Oklahoma: R.A. Hurbbard, John M. Campbell. 2000. p. 213-266.

³ VERGEL, Kelly y ARANGO, Carlos. Propuesta para Evaluar la Efectividad del Sistema de Biodegradación de Fenoles de la Planta de tratamiento de Aguas Residuales Industriales de la Refinería de Ecopetrol en Barrancabermeja Santander. Tesis de Especialización en Química Ambiental. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingeniería Química, 2010. 82p.

líquido que limita la recuperación potencial de muchos procesos competidores.”⁴ Esta comparación se llevará a cabo con una composición de gas natural, en donde las condiciones de los procesos son las mismas que establecen las patentes. Se realizarán cuatro simulaciones usando la herramienta Aspen Hysys V8.0, y se estudiarán los resultados obtenidos.

“Casi no hay trabajos publicados en el área académica comparando el rendimiento de los procesos mencionados. Sin embargo, hay pocos documentos técnicos los cuales son presentados en la convención anual de la asociación de procesadores de gas. Estos documentos técnicos discuten y comparan dos o tres procesos únicamente”⁵, algunos de estos son: Un estudio comparativo desde el punto de vista técnico y económico para tres diferentes procesos de un gas del sur de Irán fue realizado por Najibi et al. (Najibi, Darabi, & Kamali, 2012). Un estudio de los diferentes procesos usados para la recuperación de líquidos respecto a su rendimiento económico con diferentes composiciones de alimento fue realizado por Getu et al. (Getu, Mahadzir, Van Duc Long, & Lee, 2013). Kherbeck et al. realizaron una optimización de la recuperación de etano comparando los procesos GSP y CRR (Kherbeck & Chebbi, 2014). Por lo tanto es necesario realizar un análisis de las cuatro tecnologías que permita encontrar criterios que afecten directamente la eficiencia de los procesos. Entre estos encontramos: la composición, la presión, la temperatura y la energía; esto determinará qué proceso es el más óptimo para el diseño de plantas de gas. Además se realizarán unos tutoriales que faciliten la simulación y que sean una ayuda académica y de investigación.

⁴ HUDSON, Hank, *et al.* Integrated Liquids Recovery Technology Improves LGN Production Efficiency. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (82: 11, Marzo, 2003: San Antonio, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, Ltd, P.1-8.

⁵ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1273.

1. GENERALIDADES DE LA TECNOLOGÍA TURBOEXPANDER

La creciente demanda de los líquidos del gas natural (LGN), especialmente el etano que es utilizado como materia prima para la industria petroquímica, dio origen a la construcción de los procesos turboexpander que recuperan etano e hidrocarburos pesados a partir de corrientes de gas natural principalmente pobres a temperaturas criogénicas menores a los 95°F. Por más de treinta años el uso de las plantas turboexpander en la recuperación de líquidos, han presentado mayor eficiencia en comparación con otros procesos.

Muchas plantas turboexpander utilizan un esquema convencional con una turbina de expansión de una sola etapa, la cual alcanza recuperaciones del 70-80% de etano; existen otros diseños mejorados que pueden lograr mayores recuperaciones de C₂₊ y son más flexibles procesando las corrientes de gas con cierta cantidad de CO₂, además pueden operar ya sea en modo de recuperación de etano o de rechazo del mismo cuando las condiciones del mercado así lo requieran.⁶

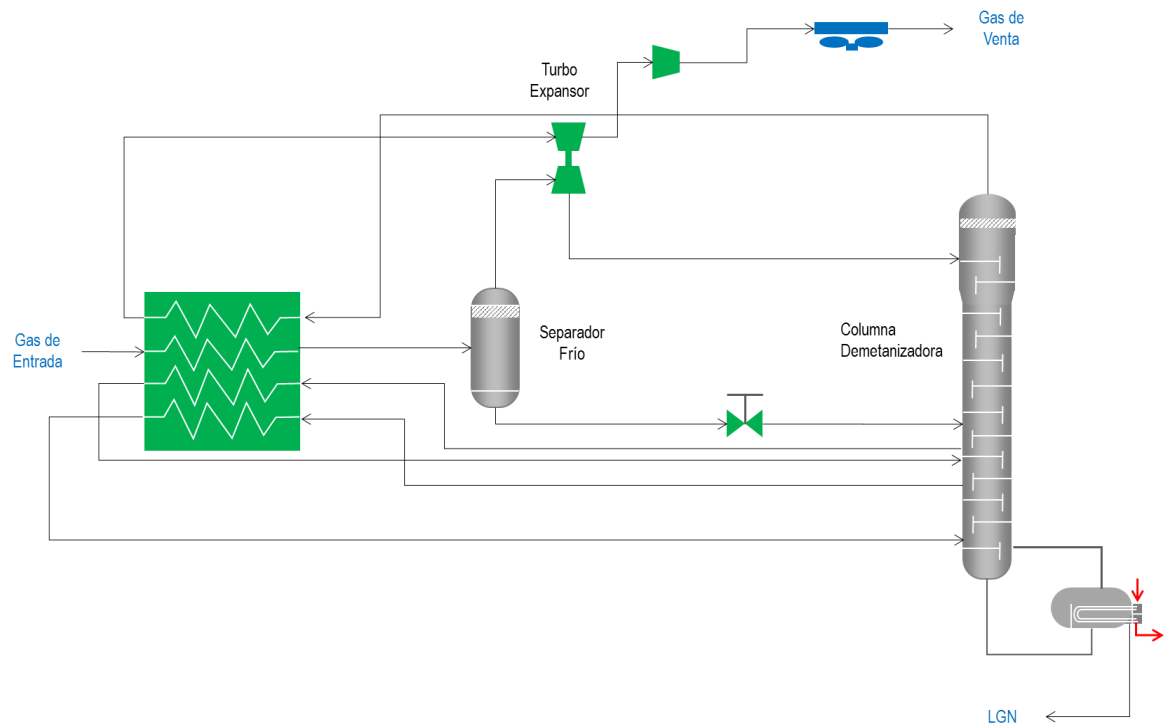
1.1. TECNOLOGÍA TURBOEXPANDER CONVENCIONAL

La tecnología convencional turboexpander ISS (*Industry Standard Single Stage*) de una sola etapa se muestra en la **Figura 1**. En este esquema se observa como el gas de entrada es enfriado con el gas residual y con líquidos de la torre. Cuando el gas es rico usualmente se utiliza una refrigeración con propano para condensar los

⁶ KONUKMAN, Alp y AKMAN, Ugur. Flexibility and operability analysis of a Hen-integrated Natural gas expander plant. *En:* Chemical engineering Science. Diciembre, 2005. Vol. 60, no.24, p.7057-7074.

componentes pesados. Luego, esta corriente es enviada a un separador frío donde los líquidos condensados se separan para ser enviados a la demetanzadora. El vapor que sale del separador se dirige al turboexpander y es suministrado al tope de la torre; el trabajo extraído del turboexpander es convertido en energía mecánica y ésta es utilizada para la compresión del gas de residuo. Las plantas ISS están diseñadas para obtener recuperaciones de etano del 70-80%, un aumento en el nivel de recuperación requiere una excesiva compresión debido a la naturaleza del proceso.

Figura 1. Esquema de la planta ISS.



Un factor que influye en el desempeño de esta planta, es que el separador frío debe ser operado a una baja temperatura para maximizar la recuperación. Usualmente las condiciones de baja temperatura y alta presión están cerca al punto crítico del gas haciendo que la operación sea inestable cuando se realizan pequeños cambios

en la temperatura del separador porque esto conlleva a grandes alteraciones en el volumen de vapor que se envía al expansor.⁷

La planta ISS no es eficiente en el modo de operación “rechazo de etano”, dado que se presenta una gran cantidad de pérdidas de propano, incluso cuando se diseñan las plantas ISS para rechazar etano la recuperación de propano no excede el 85%. La causa principal de este problema es la falta de capacidad del rehervidor, ya que en muchos casos obliga al operador a reducir la recuperación de etano para mantener el nivel de propano, es decir, muchas plantas normalmente sólo pueden reducir la recuperación de etano a 25-50%, mientras se obtiene una recuperación de propano del 85%; haciendo que el operador pierda ingresos cuando el etano tiene mayor valor como combustible, que como producto líquido.⁸

A finales de los años setenta diversas mejoras al proceso ISS se han venido desarrollando, teniendo en cuenta que la recuperación de hidrocarburos líquidos se rige por el equilibrio de fases en la etapa superior de la demetanizadora. Por lo tanto, para lograr dichos avances, fue necesario introducir un nuevo concepto como lo es el alimento de vapor dividido, combinado con una mejora de la corriente de reflujo, la cual involucra que esta corriente sea más fría o más pobre en concentraciones de etano y propano.

A diferencia de estos procesos los cuales se enfocan en mejorar la corriente de reflujo, también se han desarrollado otros esquemas que utilizan una refrigeración

⁷ GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Hydrocarbon Recovery. En: Engineering Data Book. 13 ed. Tulsa, Oklahoma: GAS PROCESSORS ASSOCIATION. 2012. p.1-40.

⁸ WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Improved NGL Recovery Designs Maximize Operating Flexibility and Product Recoveries. En: Annual Meeting of the Gas Processors Association (71: 18, marzo, 1992: Anaheim, California). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-8.

de gas despojador, que se enfocan principalmente en el fondo de la demetanizadora.⁹

“El mantenimiento de una alta recuperación de etano es crucial para los procesos turboexpander, ya que incluso un aumento de menos del 1% en la recuperación puede equivaler a un aumento significativo en los beneficios debido al procesamiento de grandes volúmenes de alimento.”¹⁰

1.2. PROCESOS QUE SE ENFOCAN EN EL TOPE DE LA COLUMNA

Estos procesos brindan mayores beneficios a los procesadores de gas, puesto que tienen una mayor recuperación, mayor eficiencia y mayor simplicidad.

Para lograr mayores recuperaciones, estos procesos utilizan una corriente de reflujo en la demetanizadora que permite rectificar los vapores de la torre, obteniendo así una mayor cantidad de líquidos recuperados. “Esto permite superar los efectos de equilibrio vapor-líquido que limitan el potencial de recuperación de muchos procesos”.¹¹ En los casos donde se desean mayores recuperaciones los procesos utilizan dos corrientes de reflujo.

⁹ BAI, Lily, *et al.* Retrofit for NGL Recovery Performance Using a Novel Stripping Gas Refrigeration Scheme. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (85: 5-8, Marzo, 2006, Grapevine, Texas). Houston, Texas: IPSI LLC, p.300-315.

¹⁰ KONUKMAN, Alp y AKMAN, Ugur. Flexibility and operability analysis of a Hen-integrated Natural gas expander plant. En: Chemical engineering Science. Diciembre, 2005. Vol. 60, no.24, p.7057-7074.

¹¹ HUDSON, Hank, *et al.* Integrated Liquids Recovery Technology Improves LGN Production Efficiency. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (82: 11, Marzo, 2003: San Antonio, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, Ltd, P.1-8.

Además de la corriente de reflujo, estos procesos usan el concepto de vapor dividido. Este diseño divide la corriente de vapor que sale del separador en dos: una de ellas proporciona el reflujo a la torre, mientras la otra suministra la energía necesaria para la compresión del gas residual a través del turboexpander.

Esta división permite la simplificación de la operación de la planta, ya que el operador puede controlar estas dos variables, y así optimizar el rendimiento de la misma¹².

Estos procesos por lo general requieren menor capital de inversión debido a que tienen menores requerimientos de compresión. Estos diseños son adecuados tanto para nuevos proyectos como para renovación de plantas existentes.¹³

1.2.1. Proceso de Gas Subenfriado (GSP). Este esquema es una mejora al proceso turboexpander convencional ISS. Este proceso utiliza el concepto de alimento de vapor dividido como reflujo en la sección de rectificación de la demetanizadora. La corriente de gas de alimento es enfriada y condensada antes de ser expandida a través de una válvula e introducida al tope de la demetanizadora.

El reflujo líquido frío se condensará y absorberá el etano y el propano que asciende a través de la columna; permitiendo así una alta recuperación. Otra ventaja de la

¹² HUDSON, Hank, *et al.* Integrated Liquids Recovery Technology Improves LGN Production Efficiency. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (82: 11, Marzo, 2003: San Antonio, Texas). Midland, Texas: Orloff Engineers, Ltd, p. 1-8.

¹³ NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced in one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and technology. Otoño, 2012.Vol. 1, no.1, p. 13-24.

corriente de reflujo líquido fría, es que reduce significativamente el riesgo de formación de hidratos del CO₂.¹⁴

1.2.2. Proceso de Recirculación de Gas Residual Frio (CRR). Este proceso es la siguiente generación del GSP el cual usa una corriente de reflujo pobre en el tope para alcanzar altas recuperaciones.¹⁵ En este esquema se adiciona un compresor el cual impulsa una parte de la corriente del tope de la demetanizadora, esta corriente es condensada, enfriada, expandida por una válvula a la presión de la columna y luego suministrada al tope como reflujo.

Como resultado la recuperación de etano o propano puede llegar a ser del 99%. A pesar de que este esquema alcanza altas recuperaciones, con menores requerimientos de compresión, el costo del compresor añadido puede aumentar el valor de capital de inversión. Este proceso es más tolerante al CO₂ que el GSP.¹⁶

1.2.3. Proceso de Recirculación de Vapor Dividido (RSV). En este esquema se extrae una parte de la corriente del tope de la torre, la cual es calentada y comprimida. La corriente reciclada comprimida es enfriada suficientemente para condensarla antes de ser suministrada como alimento de tope a la demetanizadora.

¹⁴ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations f feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

¹⁵ NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced is one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and technology. Otoño, 2012.Vol. 1, no.1, p. 13-24.

¹⁶ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

Una ventaja de este proceso es que no se requiere un compresor adicional, ya que esta corriente es impulsada por el compresor de gas de residuo. Otra ventaja es que se puede cambiar fácilmente el modo de operación de la planta, es decir, del modo de recuperación de etano al modo de rechazo de etano; de igual manera puede operar como una planta GSP deshabilitando la corriente de recirculación.¹⁷

1.2.4. Proceso de Recirculación de Vapor Dividido con Enriquecimiento (RSVE). Este proceso es similar al RSV, donde la corriente de recirculación es extraída del gas de residuo recomprimido, pero esta es mezclada con una porción del alimento de entrada; luego esta mezcla es enfriada, condensada y suministrada como alimento de tope de la demetanizadora. Ya que el contenido de etano del alimento del tope de la torre es más rico que para el proceso RSV, la recuperación de etano es limitada a niveles más bajas que el RSV.¹⁸

1.3. PROCESOS QUE SE ENFOCAN EN EL FONDO DE LA COLUMNA

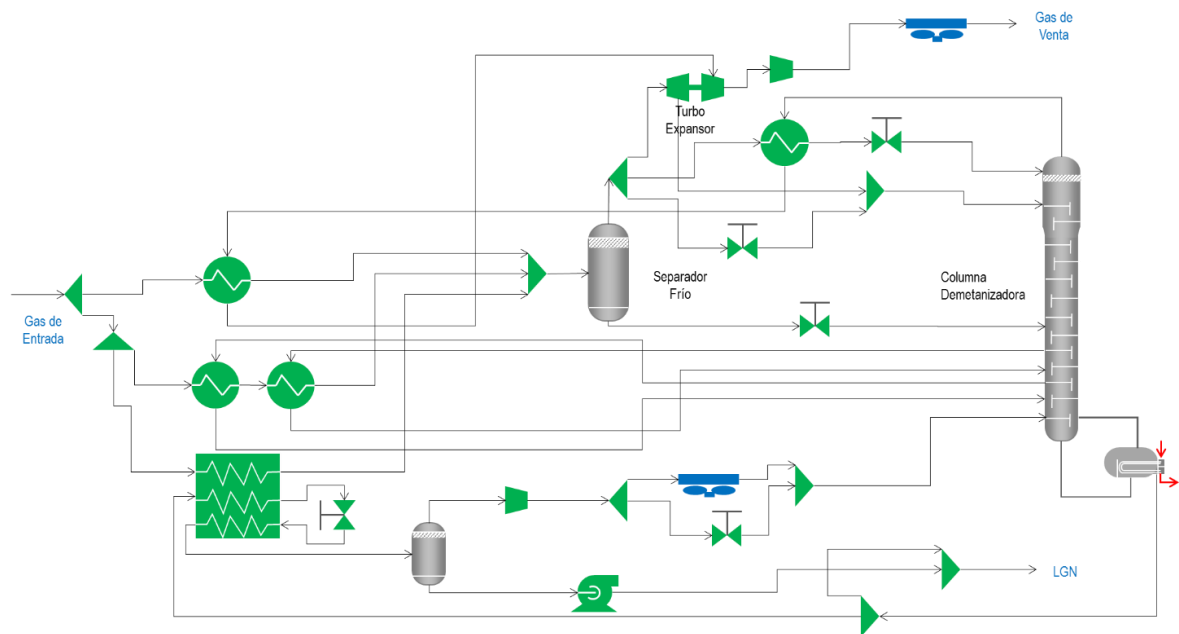
A continuación se describirán los procesos que utilizan una refrigeración de gas despojador en el fondo de la columna demetanizadora y se emplean principalmente en gases cuya composición es rica, y estos fueron desarrollados por Jame Yao et al. en los años 1999 (IPSI I) y 2007 (IPSI II). Estos procesos son mucho más eficientes que los descritos anteriormente ya que utilizan ciclos de autorrefrigeración y por ende son más económicos.

¹⁷ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

¹⁸ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

1.3.1. Proceso de Recuperación Mejorada de LGN (IPSI-I). Otro avance en la tecnología turboexpander, es el proceso de recuperación mejorada de LGN (IPSI-I) el cual está representado en la **Figura 2**. En este diseño se extrae una corriente líquida del fondo de la columna demetanizadora, este líquido extraído se expande y se calienta produciendo un sistema de dos fases, proporcionando refrigeración al gas de entrada, como lo hace la refrigeración externa en los procesos anteriormente mencionados. Luego de esto, el vapor usado para la auto-refrigeración es comprimido y enviado nuevamente al fondo de la demetanizadora, donde actúa como un gas de arrastre¹⁹.

Figura 2. Esquema de proceso IPSI-I



¹⁹ MEHRPOOYA, Mehdi; VATANI, Ali y MOUSAVIAN, Ali. Introducing a Novel Integrated NGL Recovery Process Configuration (with a Self-Refrigeration System (open-close cycle)) With Minimum Energy Requirement. *En: Chemical Engineering and Processing*. Abril, 2010, vol. 49, no. 4, p. 376-388.

Este gas de arrastre aumenta la presión crítica y por ende la volatilidad relativa de los componentes clave, es decir la relación metano-etano o etano-propano en la demetanizadora o deetanizadora respectivamente lo cual genera una separación más eficiente dentro de la torre. Además, disminuye el perfil de temperatura de la columna lo cual permite una mejor integración del calor, mejorando la eficiencia operacional y reduciendo los costos de operación de las plantas turboexpander²⁰.

Este proceso permite que la presión de operación de la columna de destilación pueda aumentarse para reducir la potencia y energía requerida para recomprimir el gas separado. De igual manera este proceso puede tolerar una alta concentración de CO₂ en el gas de alimento.

1.3.2. Proceso de Recuperación Mejorada de LGN (IPSI-II). El esquema del proceso IPSI-II es mostrado en la **Figura 3**. Como se puede observar este proceso es similar al anterior, debido a que también es extraída una corriente líquida del fondo de la columna demetanizadora, esta corriente se expande para reducir su presión y se utiliza como un refrigerante de ciclo abierto por intercambio de calor indirecto con el gas de entrada. La corriente de dos fases resultante se separa para producir una corriente líquida y una corriente de vapor que contiene principalmente etano y propano. La corriente de vapor pasa a través de un compresor, y luego es enfriada y suministrada a un separador para retirar cualquier líquido contenido en la corriente. Una porción de este líquido separado es combinado con la corriente líquida extraída del fondo de la demetanizadora, esta corriente líquida resultante constituye el ciclo cerrado de auto- refrigeración.

²⁰ BAI, Lily, *et al.* Retrofit for NGL Recovery Performance Using a Novel Stripping Gas Refrigeration Scheme. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (85: 5-8, Marzo, 2006, Grapevine, Texas). Houston, Texas: IPSI LLC, p.300-315.

- Reduce y/o elimina la necesidad de calor externo del rehervidor, obteniendo así un ahorro de combustible.
- Aumenta la volatilidad relativa de los componentes clave en la columna, mejorando de este modo la eficiencia de separación y recuperación de LGN.²¹

²¹ Internal Refrigeration for Enhanced NGL Recovery. Inventores: LEE, Rong; ZHANG, Ying; YAO, Jame; CHUN, Jong y ELLIOT, Douglas. Fecha de presentación: 10, enero, 2005. Patente de invención. Estados Unidos. US 7.257.966. 21, agosto, 2007.

2. DESCRIPCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE PROCESOS TURBOEXPANDER.

Las cuatro tecnologías seleccionadas para comparar en este proyecto son las que se enfocan en el mejoramiento de la corriente de reflujo en el tope de la columna, las cuales son GSP, CRR, RSV y RSVE.

2.1. PROCESO DE GAS SUBENFRÍADO (GSP)

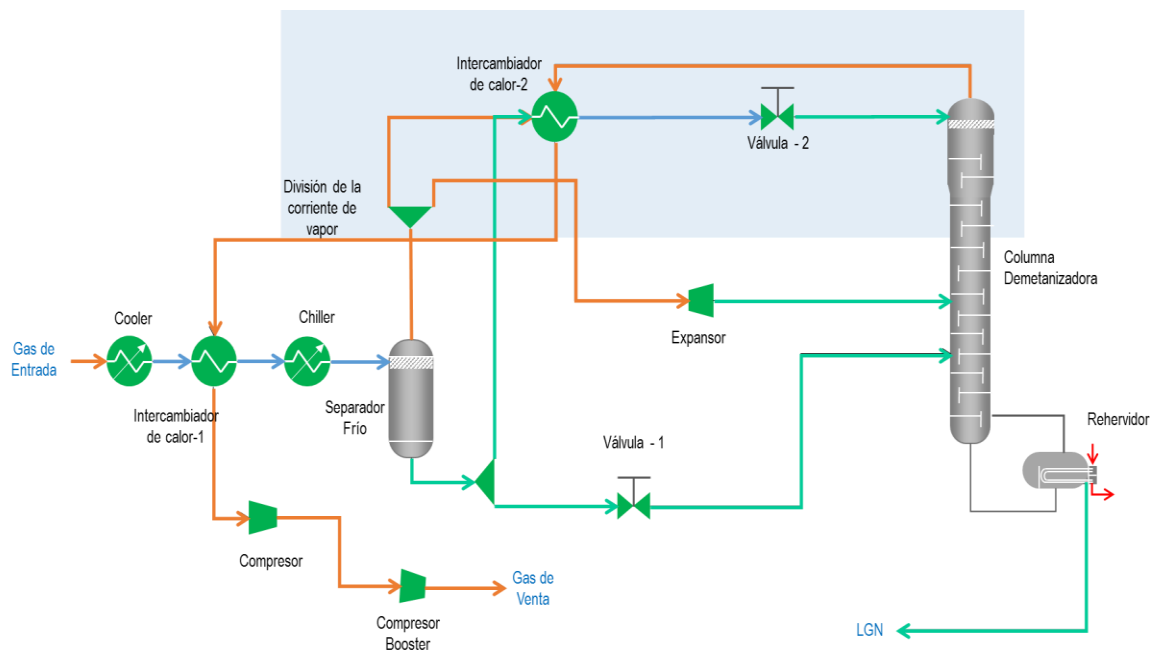
El proceso de Gas Subenfriado es un método que usa el concepto de alimento de vapor dividido el cual fue desarrollado por Campbell y Wilkinson (1979). El esquema de este proceso es representado en la **Figura 4** en la cual se puede observar las principales diferencias con el proceso ISS.

En este proceso un gas pobre es enfriado y parcialmente condensado por corrientes del proceso y/o refrigeración externa si es necesario; luego es suministrado a un separador de alta presión donde la parte líquida es separada.

El vapor que sale del separador es dividido en dos porciones; una porción de este vapor es mezclado con el líquido del separador. La corriente mezclada pasa a través de un intercambiador de calor disminuyendo su temperatura con la corriente de tope de la demetanzadora lo que resulta en enfriamiento y condensación de la corriente combinada. Ésta corriente fría es expandida a través de una válvula a la presión de operación de la demetanzadora y luego suministrada a la torre como alimento de tope.

El vapor remanente del separador entra a un turboexpander, en el cual es expandido y parcialmente condensado a la presión de operación de la demetanzadora y suministrado a la torre a una segunda posición de alimento.²² “El nivel de recuperación de etano producido en la columna demetanzadora se relaciona con la temperatura del tope de la columna a cualquier presión de funcionamiento. Cuando el perfil de la temperatura en el tope de la demetanzadora es menor los componentes de etano se vuelven menos volátiles y por tanto una mayor cantidad de etano puede ser recuperado en el fondo”²³.

Figura 4. Esquema de proceso GSP.



²² Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

²³ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. *En: Chemical Engineering research and design.* Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

Con este proceso se pueden alcanzar recuperaciones del 80% al 95%. Este proceso puede operarse para rechazar etano, pero la eficiencia de recuperación de propano disminuye significativamente debido a la alta concentración de propano presente en la corriente que sale del tope de la demetanizadora.²⁴

2.1.1. Condiciones de Operación. A continuación se muestran algunos parámetros los cuales tienen gran relevancia en el momento del diseño del proceso GSP; es necesario señalar que estos fueron tomados de la patente y de distintos artículos consultados.

2.1.1.1. Condiciones y composición del gas de alimento. El proceso GSP puede ajustarse para casi todas las composiciones del gas natural; en algunos casos las composiciones de gases más ricos pueden requerir un sistema de refrigeración adicional²⁵.

Este proceso puede tolerar composiciones de gas cuyo contenido de CO₂ sea de 1-1.25% molar sin presentar formación de hidratos en la columna demetanizadora²⁶.

La **Tabla 1** muestra una composición normal analizada en este proceso, la cual se encuentra en porcentaje molar y es tomada de la patente de invención 4.157.904 (Campbell y Wilkinson, 1979).

²⁴ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, J. Natural Gas Liquids Recovery. En: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Oxford: Elseiver, 2006. p. 373.

²⁵ ORTLOFF ENGINEERS LTD. Gas Subcooled Process [online]. Midland, Texas: Julio. 2010. Disponible en internet: <http://www.ortloff.com/files/GSP-01.pdf>.

²⁶ MEHRA, Yuv y GASKIN, Thomas. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. En: Oil & Gas Journal. Marzo, 1999. p. 62-69.

Tabla 1. Composición Normal Proceso GSP.

COMPONENTE	% MOLAR
C ₁	80
C ₂	10
C ₃	5
i-C ₄	0,5
n-C ₄	1,5
i-C ₅	0,25
n-C ₅	0,25
C ₆₊	0,5
N ₂ – CO ₂	2
TOTAL	100

Datos tomados de la patente de invención Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos. US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

2.1.1.2. Especificación del Turboexpander. La literatura reporta que para realizar este proceso el turboexpander debe presentar una eficiencia adiabática entre el 75 y el 85%, este dispositivo suministrará la potencia requerida por el compresor de residuo.

2.1.1.3. Especificaciones de la Demetanzadora. Las condiciones de operación de la columna demetanzadora se muestran en la **Tabla 2**. Estas especificaciones fueron tomadas de los artículos consultados.

Tabla 2. Especificaciones de la Demetanizadora.

Demetanizadora	
Presión	100 – 450 psia
Relación C_1/ C_2	0.02 a 0.025
Temperatura de gas de alimento	-120 y -190 °F
Platos	10 o más

2.1.1.4. Restricciones de Operación

- Para una recuperación efectiva de etano se debe dividir la tasa de flujo del vapor que sale del separador en dos corrientes. Una de estas corrientes debe ser un 25 -35% del vapor total,²⁷ la cual ingresará como alimento de tope a la demetanizadora después de atravesar un intercambiador de calor y una válvula de expansión la cual genera un enfriamiento adicional. El vapor restante aproximadamente el 65-75% se dirigirá al expansor.
- Por lo general se prefiere que la presión de la corriente del gas de entrada sea mayor a 600 psi.²⁸
- Para gases pobres la totalidad del líquido procedente del separador se combina con una parte del vapor separado.

²⁷ LYNCH, Joe y PITMAN, Richard. Retrofitting the Williams Energy Services Ignacio Plant for Higher Throughput and Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (78: 3, marzo, 1999: Nashville, Tennessee). Durango, Colorado: Ortloff Engineers, LTD; Williams Energy Services. p. 342-348.

²⁸ ORTLOFF ENGINEERS LTD. Gas subcooled Process [online]. Midland, Texas: Julio. 2010. Disponible en internet: <http://www.ortloff.com/files/GSP-01.pdf>.

- Para gases ricos, el líquido del separador se divide en 2 porciones; una de ellas se combina con una parte del vapor separado y la otra se suministra directamente a la columna demetanizadora²⁹. Esto puede ayudar a obtener una mayor recuperación.

2.2. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE GAS RESIDUAL FRÍO (CRR)

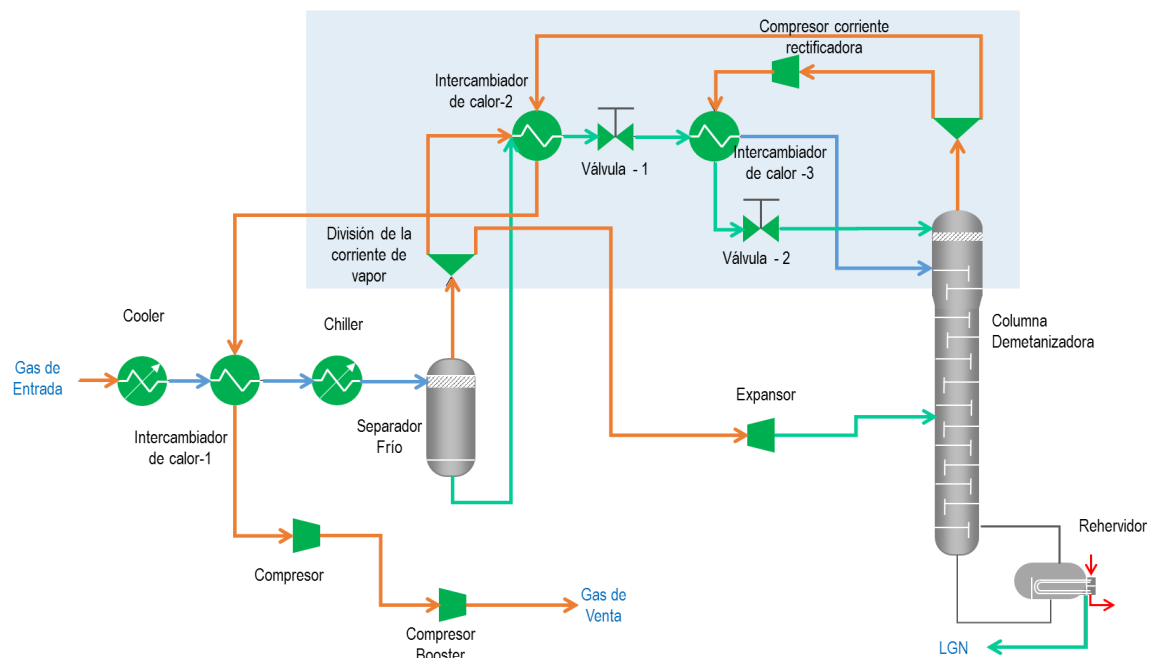
El proceso de Reciclaje de Gas de Residuo Frío (*Cold Residue-Gas Recycle*) fue desarrollado por Campbell y Wilkinson (1989), el esquema de este proceso está representado en la **Figura 5**. Este es un método que usa el concepto de alimento de vapor dividido el cual fue introducido en el diseño original GSP para mejorar la recuperación de etano.

En este proceso un gas pobre es enfriado y parcialmente condensado por corrientes del proceso y/o refrigeración externa si es necesario y luego suministrado a un separador de alta presión donde el vapor es separado de la parte líquida condensada. El vapor del separador es dividido en dos corrientes, una (40% del vapor total) es mezclada con el líquido del separador y luego intercambia calor con la corriente de gas de residuo fría; esta corriente pasa a través de una válvula de expansión donde disminuye su temperatura y a continuación ingresa a un intercambiador absorbiendo calor de la corriente de reciclaje la cual está comprimida; luego de este proceso es suministrada en una segunda posición en la columna demetanizadora. La segunda corriente gaseosa (60% del vapor), entra a un turboexpander para ser expandida a la presión de operación de la

²⁹ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

demetanizadora y luego es suministrada a la torre en una tercera posición. La corriente del tope de la columna, es dividida en 2 porciones, una de ellas (corriente de rectificación con el fin de minimizar la cantidad de etano y otros hidrocarburos más pesados que salen del tope de la columna) aproximadamente el 20-30% del vapor total, se comprime e ingresa a un intercambiador de calor para calentar la corriente que ingresa en la segunda posición, luego esta corriente ingresa como alimento de tope de la columna demetanizadora; la otra porción de corriente (gas residual) absorbe calor de la corriente combinada (mezcla de parte del vapor y líquido del separador) y es comprimida a la presión del gasoducto³⁰.

Figura 5. Esquema de proceso CRR.



³⁰ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

Lo que se busca con este diseño es mantener todas las ventajas del proceso GSP, añadiendo una innovación la cual consiste en crear una corriente de reflujo pobre (en su mayoría metano), mediante la introducción de un nuevo compresor, la cual rectifica los vapores de la torre obteniendo una mayor recuperación³¹. Aunque el compresor criogénico puede ser muy costoso, un nivel muy alto de recuperación de etano (exceso del 99%) es obtenido económicamente con este proceso. Otra ventaja de este proceso es que este puede ser operado casi completamente para rechazar etano, mientras se mantiene la recuperación de propano en exceso del 99%. También presentan una mejor tolerancia al CO₂ que el GSP³².

2.2.1. Condiciones de Operación. A continuación se muestran algunos parámetros los cuales tienen gran relevancia en el momento del diseño del proceso CRR; es necesario señalar que estos fueron tomados de la patente y de distintos artículos consultados.

2.2.1.1. Condiciones y Composición del Gas de Alimento. Este proceso puede tolerar composiciones de gas cuyo contenido de CO₂ sea de 1-1.25% molar sin presentar formación de hidratos en la columna demetanizadora³³. La **Tabla 3** muestra una composición normal analizada en este proceso la cual está dada en porcentaje molar y es tomada de la patente de invención 4.889.545 (Campbell y Wilkinson, 1988).

³¹ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

³² NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced in one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and technology. Otoño, 2012. Vol. 1, no.1, p. 13-24.

³³ MEHRA, Yuv y GASKIN, Thomas. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. En: Oil & Gas Journal. Marzo, 1999. p. 62-69.

Tabla 3. Composición Normal Proceso CRR.

COMPONENTE	% MOLAR
C ₁	92,5
C ₂	4,2
C ₃	1,3
i-C ₄	0,4
n-C ₄	0,3
i-C ₅	0,5
n-C ₅	0,8
TOTAL	100

Datos tomados de la patente de Invención Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

2.2.1.2. Especificación del Turboexpander y del compresor Booster. La literatura reporta que para realizar este proceso tanto el turboexpander como el compresor deben presentar una eficiencia entre el 75 y el 85%. El turboexpander suministrará la potencia requerida por el compresor de residuo.³⁴

2.2.1.3. Especificaciones de la Demetanzadora. Las condiciones de operación de la columna demetanzadora se muestran en la **Tabla 4**. Estas especificaciones fueron tomadas de los distintos artículos consultados.

³⁴ NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced is one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and technology. Otoño, 2012.Vol. 1, no.1, p. 13-24.

Tabla 4. Especificaciones de la Demetanizadora.

Demetanizadora	
Presión	100 – 450 psia
Relación C ₁ / C ₂	0.02 a 0.025
Temperatura de gas de alimento	-110 °F o más frías
Platos	10 o más

2.2.1.4. Restricciones de Operación

- La corriente de tope de la demetanizadora se divide en dos porciones; una que va dirigida a la recirculación que se ubicará como alimento de tope de la demetanizadora la cual estará en un rango de 20-30% de la corriente de tope y la otra porción será el restante.
- Este proceso no es recomendable para gases ricos debido a que se obtiene una muy baja recuperación de líquidos porque los componentes pesados podrían limitar la presión de trabajo a causa de la aproximación de las condiciones críticas en el fondo de la columna demetanizadora³⁵. El presente proceso es más efectivo si la corriente de alimento posee presiones iguales o superiores a 600 psi.³⁶

³⁵ FOGLIETTA, Jorge. New Technology Aids in Efficient, High Recovery of Liquids from Rich Natural Gas Streams. En: Technical Conference Gas Processors Association (12: 5, mayo, 2004: JW Marriott, Kuwait). Houston, Texas: Lummus Process Technology; Randall Gas Technologies; a Division of ABB Lummus Global Inc. p. 1-15.

³⁶ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

- El compresor que es utilizado para la rectificación de la corriente aumenta la presión ligeramente de esta entre 70 y 100 psi³⁷ de manera que una fracción del metano puede ser licuado y enviado al tope de la columna demetanizadora; este compresor es pequeño, de baja presión, con motor eléctrico y utiliza entre 160 y 190 hp para una planta de 100 MMSCFD³⁸.
- Los platos de la demetanizadora pueden variar para la segunda y tercera posición de las corrientes descritas en el proceso, además la corriente líquida del separador podría ser enviada directamente a la columna sin mezclarse con la fracción del vapor por medio de una válvula de expansión o dividida y mezclada con una porción del vapor; estas modificaciones dependen de la composición de entrada y de la recuperación deseada.³⁹

2.3. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO (RSV).

The Recycle Split Vapor o Vapor Dividido Reciclado fue desarrollado por Campbell y Wilkinson en 1996 como mejora para la recuperación de líquidos. Al igual que el proceso CRR, el proceso RSV usa el alimento de vapor dividido para proveer una mayor recuperación de etano en la torre. La principal diferencia es que en este proceso la corriente de recirculación de metano que va dirigida hacia el tope de la

³⁷ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

³⁸ WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Improved NGL Recovery Designs Maximize Operating Flexibility and Product Recoveries .En: Annual Meeting of the Gas Processors Association (71: 18, marzo, 1992: Anaheim, California). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-8.

³⁹ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. US 07/275,102. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

columna es extraída de una pequeña porción del gas residual recomprimido. Además este proceso requiere menos capital de inversión que el proceso CRR⁴⁰ dado a que no necesita un compresor adicional y pueden obtenerse niveles de recuperación similares al CRR.

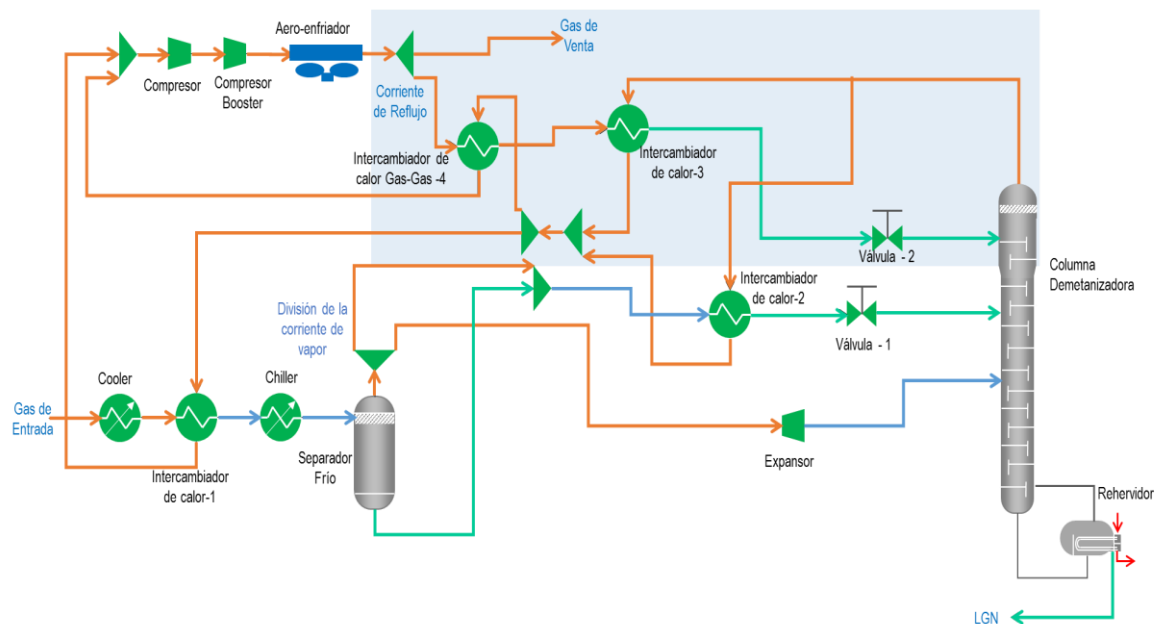
En este proceso el cual es representado por la **Figura 6**. Un gas pobre es enfriado y parcialmente condensado por corrientes del proceso y/o refrigeración externa si es necesario; luego es suministrado a un separador de alta presión donde el vapor es separado de la parte líquida condensada. El vapor que sale del separador es dividido en dos partes, una de ellas se mezcla con el líquido del separador y pasa a través de un intercambiador de calor enfriándose con una porción de la corriente de residuo que sale del tope de la demetanizadora, luego se dirige hacia una válvula de expansión donde se expande a la presión de operación de la demetanizadora y es suministrada a la columna en una segunda posición. La segunda parte del vapor entra a un turboexpander donde la corriente se enfría y expande a la presión de operación de la demetanizadora y es suministrada a la columna en una tercera posición.

La corriente de tope de la demetanizadora también se divide en dos partes, una de ellas la cual pasa en contracorriente a la corriente de reciclo en un intercambiador de calor donde absorbe calor. De la misma manera la segunda corriente ingresa a un intercambiador de calor donde absorbe calor de la corriente que ingresa a la segunda posición de la columna. Luego de esto, las dos corrientes se mezclan y se dividen de nuevo en dos partes, una de ellas pasa en contracorriente de la corriente de reciclo en un intercambiador de calor mientras que la otra de la misma manera

⁴⁰ NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced in one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and technology. Otoño, 2012.Vol. 1, no.1, p. 13-24.

proporciona enfriamiento al gas de alimento en el intercambiador al inicio del proceso; de nuevo son combinadas en una sola corriente y comprimidas en dos etapas a la presión del gasoducto. La corriente recomprimida pierde calor en un enfriador y es dividida en 2 porciones, una de ellas será el Gas de Residuo y la otra alimentará la recirculación pasando a través de dos intercambiadores de calor y una válvula de expansión de la cual saldrá a la presión de operación de la columna y será suministrada a la torre como alimento de tope.

Figura 6. Esquema de proceso RSV.



Con este proceso se pueden alcanzar recuperaciones de etano del 96% sin pérdidas de propano y componentes más pesados, de igual manera cuando la recuperación de etano no es deseada, las recuperaciones de propano pueden

mantenerse superiores al 98% mientras se rechazan componentes más ligeros para cumplir las especificaciones del producto líquido.⁴¹

2.3.1. Condiciones de Operación. A continuación se muestran algunos parámetros los cuales tienen gran relevancia en el momento del diseño del proceso RSV; es necesario señalar que estos fueron tomados de la patente y de distintos artículos consultados

2.3.1.1. Condiciones y Composición del Gas de Alimento. La **Tabla 5** muestra una composición normal analizada en este proceso la cual se encuentra en porcentaje molar y es tomada de la patente de invención 5.568.737 (Campbell y Wilkinson, 1996).

El proceso RSV es utilizado para casi todas las composiciones de gas natural; para composiciones de gases más ricos pueden requerir la adición de un sistema de refrigeración.

Las plantas RSV pueden operar a tasas de flujo diferentes a las del diseño inicial, cuando las tasas son más bajas se pueden obtener buenas recuperaciones; y para tasas de flujo mayores, las recuperaciones de la planta pueden ser aún más altas. El proceso RSV tiene la capacidad de tolerar el aumento en la concentración de CO₂ en el gas de entrada, debido a que emplea un reflujo más pobre en la alimentación del tope de la demetanizadora.

⁴¹ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 10, noviembre, 1996. Estados Unidos. Patente de invención. US 5.568.737. 29, octubre, 1996.

Tabla 5. Composición normal Proceso RSV.

COMPONENTE	% MOLAR
C ₁	92,5
C ₂	4,2
C ₃	1,3
i-C ₄	0,4
n-C ₄	0,3
i-C ₅	0,5
n-C ₅	0,8
TOTAL	100

Datos tomados de la Patente de Invención Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 10, noviembre, 1996. Estados Unidos. US 5.568.737. 29, octubre, 1996.

La tecnología RSV puede implementarse como una nueva instalación o adaptarse en una instalación existente cuando se desean altas recuperaciones, alto rendimiento y flexibilidad operativa de la planta⁴².

2.3.1.2. Especificación del Turboexpander. La literatura reporta que para realizar este proceso el turboexpander debe presentar una eficiencia adiabática entre el 75 y el 85%, este dispositivo suministrará la potencia requerida por el compresor de residuo.

⁴² ORTLOFF ENGINEERS LTD. Recycle Split Vapor Process [online]. Midland, Texas: Julio. 2005. Disponible en internet: <http://www.ortloff.com/files/RSV.pdf>.

2.3.1.3. Especificaciones de la Demetanzadora. Las condiciones de operación de la columna demetanzadora se muestran en la **Tabla 6**. Estas especificaciones fueron tomadas de los artículos consultados.

Tabla 6. Especificaciones de la Demetanzadora.

Demetanzadora	
Presión	100 – 450 psia
Relación C ₁ / C ₂	0.02 a 0.025
Temperatura de gas de alimento	-110 °F o más frías
Platos	10 o más

2.3.1.4. Restricciones de Operación.

- El proceso es más eficiente si la corriente de alimento posee presiones iguales o superiores a 600 psi.⁴³

El proceso RSV tiene tres puntos donde se requieren divisiones de corriente las cuales son:

- El vapor que sale del separador se divide en dos partes: una es el 30% la cual pasa a través de un intercambiador de calor y una válvula de expansión

⁴³ HYDROCARBON GAS PROCESSING. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 10, noviembre, 1996. Estados Unidos. Patente de invención. US 5.568.737. 29, octubre, 1996.

para luego ser suministrada a la columna, el 70% restante irá al turboexpander.

- La corriente que sale en el tope también debe ser dividida para suministrar enfriamiento tanto a la corriente de recirculación (30% a 40% de la tasa de flujo de tope) como a la corriente que ingresa a la columna en la segunda posición.
- De la misma manera la corriente comprimida debe ser dividida, una parte de esta división corresponde del 15 al 20% de la tasa de flujo total comprimida la cual es recirculada a la torre para generar rectificación y disminuir las pérdidas de C₂+. La corriente restante es dirigida al gasoducto.

2.4. PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO CON ENRIQUECIMIENTO (RSVE).

The Recycle Split Vapor Enrichment o Enriquecimiento del Vapor Dividido Reciclado fue desarrollado por Campbell y Wilkinson en 1999 como mejora para la recuperación de líquidos. Este proceso es similar al RSV en que la corriente de recirculación es extraída del gas residual recomprimido, la diferencia radica en que esta corriente es mezclada con el vapor dividido de alimento antes de ser condensada y subenfriada.⁴⁴

⁴⁴ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

En este proceso representado por la **Figura 7**. El gas de alimento es dividido en dos corrientes, una de ellas (79%) es enfriada y parcialmente condensada por corrientes del proceso y/o refrigeración externa si es necesario y luego suministrada a un separador de alta presión donde el vapor es separado de la parte líquida condensada. El vapor que sale del separador ingresa a un turboexpander donde es expandida a la presión de operación de la columna demetanizadora y es suministrada a la torre en una segunda posición

El líquido que sale del separador es expandido a través de una válvula de expansión a la presión de operación de la torre de fraccionamiento e ingresa a la columna en una tercera posición. La corriente de tope de la demetanizadora pasa a través de un intercambiador de calor para proporcionar enfriamiento a la corriente de recirculación, luego es dividida en dos partes, una de ellas (30%) ingresa a una caja fría donde absorbe calor de la corriente de recirculación mientras que la otra parte (70%) ingresa a un intercambiador de calor para enfriar el gas de alimento; estas dos corrientes son recombinadas, comprimidas en dos etapas y enfriadas.

La corriente comprimida y fría es dividida en dos porciones: una porción será el Gas de Residuo (90%) y la otra (10%) será la corriente de recirculación la cual se mezclará con la corriente de gas de alimento (21%) y pasará a través de una caja fría donde se enfriará por medio de una porción de la corriente de tope de la columna y un ciclo de refrigeración externa de propano, luego de esto ingresará a un intercambiador de calor y a una válvula de expansión donde será expandida a la presión de operación de la columna y será suministrada como corriente de tope. En este proceso, la recuperación de etano excede el 95%; de la misma manera, en los

hidrocarburos pesados en la corriente de reciclaje que se une con el alimento de vapor dividido lo cual hace que aumenten las temperaturas del punto de burbuja de los líquidos en el tope de la demetanzadora, permitiendo que a las condiciones de operación de la demetanzadora no se formen hidratos de CO₂.⁴⁶

2.4.1. Condiciones de Operación. A continuación se muestran algunos parámetros los cuales tienen gran relevancia en el momento del diseño del proceso RSVE; es necesario señalar que estos fueron tomados de la patente y de distintos artículos consultados.

2.4.1.1. Condiciones y Composición del Gas de Alimento. La **Tabla 7** muestra una composición normal analizada en este proceso, la cual se encuentra en porcentaje molar y es tomada de la patente de invención 5.881.569 (Campbell y Wilkinson, 1999).

Este proceso puede tolerar composiciones de gas cuyo contenido de CO₂ sea de 1-1.25% molar sin presentar formación de hidratos en la columna demetanzadora.⁴⁷

Tabla 7. Composición Normal proceso RSVE.

COMPONENTE	% MOLAR
C ₁	67
C ₂	15,6
C ₃	7,7

⁴⁶ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

⁴⁷ MEHRA, Yuv y GASKIN, Thomas. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. En: Oil & Gas Journal. Marzo, 1999. p. 62-69.

COMPONENTE	% MOLAR
n-C ₄	1,7
C ₅ +	1
CO ₂	2,2
N ₂	3
TOTAL	100

Datos tomados de la Patente de Invención Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John; HUDSON, Hank; CUELLER, Kyle. Fecha de presentación: 20, Agosto, 1997. Estados Unidos. US 5.881.569. 16, marzo, 1999.

2.4.1.2. Especificación del Turboexpander. La literatura reporta que para realizar este proceso el turboexpander debe presentar una eficiencia adiabática entre el 75 y el 85%, este dispositivo suministrará la potencia requerida por el compresor de residuo.

2.4.1.3. Especificaciones de la Demetanzadora. Las condiciones de operación de la columna demetanzadora se muestran en la **Tabla 8**. Estas especificaciones fueron tomadas de los distintos artículos consultados.

Tabla 8. Especificaciones de la Demetanzadora.

Demetanzadora	
Presión	100 – 450 psia
Relación C ₁ / C ₂	0.02 a 0.025
Temperatura de gas de alimento	-110 °F o más frías
Platos	10 o más

2.4.1.4. Restricciones de Operación

- El proceso aplica para gases más pobre a presiones más bajas y temperaturas más altas pero cuando son composiciones más ricas las presiones deben ser iguales o superiores a 600 psi.⁴⁸
- La corriente de alimento del proceso RSVE, se divide en dos porciones: una la cual se va a enfriar y va a alimentar la torre demetanizadora en una segunda y tercera posición la cual estará en un rango aproximado del 79% de la tasa de flujo de alimento y la segunda que será el restante del gas de entra la cual se mezclará con la corriente de recirculación para lograr un enriquecimiento del tope de la columna y la rectificación dentro de ella.
- Otro punto donde deben dividirse las corrientes es antes de entrar a la caja fría (30% de la corriente de tope), esto con el fin de lograr el enfriamiento de dos corrientes por separado y hacer el proceso más eficiente logrando disminuir la temperatura y una parcial condensación.
- Un tercer punto de división se da después de enfriar la corriente comprimida de residuo, una de estas divisiones será el 10% del total de gas y se dirigirá hacia el proceso de recirculación y el 90% restante será el Gas Residual o gas de venta.

⁴⁸ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John; HUDSON, Hank; CUELLER, Kyle. Fecha de presentación: 20, Agosto, 1997. Estados Unidos. Patente de invención. US 5.881.569. 16, marzo, 1999.

3. CRITERIOS EMPLEADOS EN LA SELECCIÓN DE PROCESOS TURBOEXPANDER.

Para una adecuada selección del proceso se deben tener en cuenta diversos factores los cuales pueden afectar el nivel de recuperación, los cuales son:

3.1. TOLERANCIA AL CO₂

El CO₂ es un factor de gran importancia en el momento de seleccionar un proceso adecuado para la extracción de LGN, dado que la cantidad de CO₂ que una planta pueda manejar tiene un gran impacto en el costo total del proceso. El CO₂ puro se congela a -109 °F a presión atmosférica. La mayoría de los procesos de recuperación de etano operan a temperaturas muy por debajo de esta.⁴⁹

Como se ha mencionado anteriormente los procesos turboexpander GSP, CRR, RSV y RSVE son mucho más tolerantes al contenido de CO₂ (corrientes de alimentación con aproximadamente 1.5% molar de CO₂) que el proceso turboexpander convencional.

Una de las razones por la cual ocurre esto, es debido a que parte del vapor que sale del separador de alta presión y que es expandido a través del turboexpander es enviado como alimento en una posición intermedia de la columna demetanizadora.

⁴⁹ PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

Esto sirve para diluir el dióxido de carbono presente en los líquidos suministrados en la parte superior de la columna; evitando así que el CO₂ se acumule en las etapas superiores y por ende la formación de hidratos de CO₂.⁵⁰

3.2. PRESIÓN

La presión es un criterio de selección de gran importancia, este puede afectar al proceso esencialmente en dos puntos, por lo tanto, es necesario identificarlos y así tomar una decisión adecuada. A continuación se muestra en dónde y cómo la presión puede perjudicar el proceso.

3.2.1. Presión de Entrada. Los procesos criogénicos por lo general requieren una alta presión de gas de entrada para producir una temperatura deseada en el tope de la torre para lograr una óptima recuperación⁵¹ y para operar los separadores lejos del punto crítico del metano minimizando así el exceso de condensación del este⁵². Para estos procesos se desean que las presiones sean superiores a los **600 psi**.

Cuando se trabajan con presiones de entrada inferiores, los procesos son generalmente más costosos porque requieren más caballos de fuerza de compresión en comparación con los procesos que trabajan con alta presión.

⁵⁰ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

⁵¹ MEHRA, Yuv y GASKIN, Thomas. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. En: Oil & Gas Journal. Marzo, 1999. p. 62-69

⁵² PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

Sin embargo, las presiones inferiores de entrada pueden ser favorables en términos de eficiencia del proceso y puede haber una compensación con el aumento de los costos.

Otro factor en el que influye la presión de entrada son los costos en el sistema de recolección, dado que si es un sistema de baja presión puede tener una menor compresión, pero las tuberías serán de un tamaño mayor en comparación con un sistema de alta presión el cual requerirá una mayor compresión pero un menor tamaño en las tuberías.⁵³

3.2.2. Presión Demetanizadora. La presión de operación de la demetanizadora es un parámetro muy importante que afecta la recuperación de LGN. Cuando se usan presiones intermedias a bajas (inferiores a 400 psi), la volatilidad relativa de los componentes claves es más favorable para el proceso de separación, pero los requerimientos de potencia de recompresión aumentan haciendo que el proceso sea menos económico. Mientras que cuando se usan presiones altas (superior a 400 psi) se reducen los requerimientos de recompresión pero la volatilidad relativa de los componentes disminuye, dificultando el proceso de separación y al mismo tiempo reduciendo los niveles de recuperación de líquidos⁵⁴.

De igual manera cuando la presión de la torre es superior o aumenta, el perfil de temperatura dentro de la columna también incrementa, dificultando la integración de

⁵³ PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of propane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (78: 1-3, marzo, 1999: Nashville, Tennessee). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-15.

⁵⁴ BAI, Lily, *et al.* Retrofit for NGL Recovery Performance Using a Novel Stripping Gas Refrigeration Scheme. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (85: 5-8, Marzo, 2006, Grapevine, Texas). Houston, Texas: IPSI LLC, p.300-315.

calor, por lo tanto en algunas ocasiones es necesario una fuente externa de calor para aumentar el *duty* del rehervidor. Esto se debe a que la alta presión de la columna reduce la relación de expansión a través del turboexpander y como consecuencia eleva el perfil de temperatura en la columna⁵⁵.

3.3. INTERCAMBIADORES DE CALOR

La caída de presión a través de los intercambiadores de calor tiene un efecto directo en el costo del bombeo. Lo ideal es mantener la caída de presión lo más bajo posible para reducir los costos. Cuando se ingresan mayores tasas de flujo a los intercambiadores de calor se produce una mayor caída de presión y además aumenta el coeficiente global de transferencia de calor (valor u), dando lugar así a un aumento en los costos de bombeo. La caída de presión también afecta el costo de capital de los intercambiadores de calor, por ejemplo cuando se comparan dos intercambiadores de calor cada uno con una respectiva caída de presión de 5 psi y 20 psi; el intercambiador de 5 psi será mucho más grande y más caro que el de 20 psi.

Otro factor muy importante y que debe ser considerado es el enfoque de la temperatura en los intercambiadores; por lo general, los grandes intercambiadores pueden ayudar a reducir el requerimiento de potencia a un nivel de recuperación dado, sin embargo, esto se limita a una aproximación a cierta temperatura. De lo contrario se tendrá un efecto negativo en la eficiencia dado a que un aumento en el

⁵⁵ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. *En: Chemical Engineering research and design*. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

tamaño del intercambiador solo traerá altos costos y no logrará una alta recuperación.⁵⁶

3.4. REFRIGERACIÓN DEL PROCESO

En términos de enfriamiento, el gas debe disminuir su temperatura suficientemente para condensar el etano e hidrocarburos más pesados. Por esta razón se debe suministrar energía para enfriar el gas⁵⁷. Esta normalmente se suministra por la extracción de energía de trabajo de la corriente de vapor de alta presión por su expansión o por refrigeración externa (pero debido a las bajas temperaturas requeridas esto suele ser antieconómico), o una combinación de ambos⁵⁸

El uso de la refrigeración externa dentro de los procesos es una medida que se puede realizar para perfeccionar el proceso. Como fue mencionado anteriormente los gases más ricos requieren más refrigeración, ya que más producto debe ser condensado a partir de la corriente de gas, de igual manera cuando la presión de entrada disminuye, más refrigeración es necesaria para alcanzar un determinado nivel de recuperación del producto. Pero cuando la refrigeración se aplica de manera inadecuada puede disminuir la eficiencia del proceso y aumentar los costos de capital. Esto puede llevar a un exceso de condensación de metano, que luego debe ser fraccionado del producto. La refrigeración externa es usualmente propano

⁵⁶ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

⁵⁷ PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

⁵⁸ Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. US 05/843,321. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos.US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

o un refrigerante similar. Como una regla de dedo gordo para composiciones más ricas: un caballo de fuerza de refrigeración utilizado, ahorrará dos caballos de fuerza de la compresión del gas de residuo.⁵⁹

3.5. COMPOSICIÓN DEL GAS DE ALIMENTO

La composición del gas tiene un gran efecto sobre el proceso de recuperación de líquidos. Cuando la composición de entrada es rica se requiere más potencia⁶⁰, se necesita un mayor consumo de energía en el rehervidor de la demetanzadora y es necesario el uso de una refrigeración externa para obtener el mismo nivel de recuperación de un gas pobre, esto se debe a la presencia significativa de hidrocarburos pesados (C5+)⁶¹ y por ende la condensación de más productos.

3.6. EFICIENCIA DEL COMPRESOR

El compresor / expansor normalmente sigue los principios básicos de la termodinámica. Por lo general el compresor residuo tiene un límite en su presión de succión. Por lo tanto así el diseño del compresor este en los rangos más altos de funcionamiento este no puede llegar a la presión de suministro de tuberías. El

⁵⁹ PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

⁶⁰ ESMAEILI, Arash y GHABOULI, Omid. Steady State Simulation and Experimental Study of an Ethane Recovery Unit in an Iranian Natural Gas Refinery. En: World Academy of Science, Engineering and Technology. Marzo, 2011. Vol 5. No.54. p. 115-119.

⁶¹ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

funcionamiento del expansor también afecta la recuperación de etano. Por lo general, el punto de funcionamiento del expansor permanece constante a una tasa de menor flujo con una temperatura de entrada más caliente. Si cambia la relación de presión a través del expansor, las toberas de expansión y la turbina serán demasiado pequeñas para manejar la velocidad de flujo. Para ello será necesario que permanezca abierta la válvula de derivación del expansor. El gas de derivación alrededor del expansor reduce la potencia del compresor booster y calienta el alimento del tope de la demetanizadora, dando como resultado una menor recuperación de etano.⁶²

3.7. RELACIÓN C₁/ C₂

La relación C₁/C₂ reduce el contenido de metano a un nivel aceptable en el producto líquido,⁶³ además tiene un efecto muy significativo en la cantidad de C₂+ producido por la columna demetanizadora. De igual manera, está relacionada con un problema de formación de hidratos de CO₂ en la columna, esto se debe principalmente a que la volatilidad relativa del CO₂ se sitúa entre el metano y el etano, por lo tanto una alta recuperación de etano con lleva a una alta concentración de CO₂ en el producto NGL la cual podría exceder las especificaciones, lo cual aumentaría los costos de la planta ya que se tendría que realizar un tratamiento al producto. Debido a estas razones es necesario que la relación C₁/ C₂ no exceda los límites especificados (0.02), que se fija en la práctica.⁶⁴

⁶² GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

⁶³ MANNING, Francis y THOMPSON, Richard. Natural gas liquids recovery. En: Oilfield Processing of Petroleum Volume One: Natural gas. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company, 1991. p. 313-342.

⁶⁴ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

4. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN NUMÉRICA

Los modelos usados para la simulación fueron los anteriormente mencionados (GSP, CRR, RSV y RSVE). Estos procesos fueron construidos basados en las condiciones de operación originales (temperatura y presión), las cuales son descritas en los respectivos documentos de las patentes.

4.1. COMPOSICIÓN DEL ALIMENTO

La composición del gas de alimento es una variable clave para la selección del proceso en la recuperación de líquidos del gas natural puesto que si se hace de manera errónea tendremos productos fuera de las especificaciones, fallas e inestabilidad de la planta lo cual acarreará soluciones costosas en la ejecución del proyecto.⁶⁵

La composición del alimento puede variar dependiendo de los meses del año, en los meses fríos se presentan principalmente gases pobres, mientras que en los meses cálidos los gases más ricos se presentan más frecuentemente.

“Es importante conocer las diferencias entre un gas rico y un gas pobre; esta clasificación está basada en los contenidos de los componentes C_2 ó C_3 . Si el contenido de C_2 es menor que el 10% o el contenido de C_3 es menor que el 4%, el

⁶⁵ Fleshman, J., Alderton, P., Bahnassi, E., Khor, A.R., 2005. Achieving Product Specifications for Ethane through to Pentane Plus from NGL Fractionation Plants. In: Presented on AIChE Annual Meeting, Cincinnati, OH.

alimento es considerado un gas pobre; de otra manera se tomará como un gas rico”⁶⁶. La composición del alimento usada en las simulaciones realizadas, se muestra en la **Tabla 9**.

Tabla 9. Composición del alimento.

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
C₁	0,9717
C₂	0,0189
C₃	0,0029
i-C₄	0,003
n-C₄	0,0012
i-C₅	0,0007
n-C₅	0,0005
n-C₆	0,0004
n-C₇	0,0024
N₂	0
CO₂	0
TOTAL	1

Datos tomados de JIBRIL, K, *et al.* Simulation of Turbo-Expander Processes for Recovering Of Natural Gas Liquids from Natural Gas. En: Saudi Aramco Journal of Technology. Otoño 2005. p. 12.

⁶⁶ GETU, Mesfin, *et al.* Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1272-1283.

4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Para una buena comparación de los diferentes procesos turboexpander en la recuperación de líquidos del gas natural se deben evaluar los datos que arroja el simulador para cada uno de estos esquemas⁶⁷. Las simulaciones para cada proceso fueron realizadas con la herramienta Aspen HYSYS V8 y las principales condiciones para cada proceso se muestran en la **Tabla 10**. Como fue mencionado anteriormente estas condiciones fueron tomadas de las patentes de cada proceso (Campbell, Wilkinson, 1979; Campbell et al., 1989; Campbell et al., 1996; Campbell et al., 1999).

Tabla 10. Condiciones para la simulación.

CONDICIÓN	GSP	CRR	RSV	RSVE
Tasa De Flujo (Lbmol/H)	10980	10980	10980	10980
Presión De Entrada (Psia)	910	1040	1040	840
Temperatura De Gas De Entrada (°F)	120	120	120	88
Presión Salida Gas De Venta (Psia)	900	1050	1050	835
Temperatura De Salida Del Gas De Venta (°F)	98	236	120	88
Especificación Del Producto (C ₁ /C ₂)	0,025	0,024	0,025	0,025
Platos Demetanizadora	41	41	41	41

⁶⁷ LYNCH, Joe; LOUSBERG, Beth y PIERCE, Michael. How to Compare Cryogenic Process Design Alternatives for a New NGL Project. EN: (86: 12-15, marzo, 2007: San Antonio, Texas). Denver, CO. Ortloff Engineers, Ltd. 2007. p.1-14.

CONDICIÓN	GSP	CRR	RSV	RSVE
Eficiencia Compresor/ Expansor (%)	75	75	75	75
Presión Demetanizadora (Psia)	250	407	423	305
Caída De Presión De Los Intercambiadores De Calor, Lado Tubos Lados Carcaza	5	5	5	5
Paquete De Fluidos	Peng Robinson	Peng Robinson	Peng Robinson	Peng Robinson

Datos tomados y recopilados de las Patentes de Invención de cada proceso (Campbell, Wilkinson, 1979; Campbell et al., 1989; Campbell et al., 1996; Campbell et al., 1999) y de los diferentes artículos mencionados en la bibliografía.

A continuación se mostrarán los cuatro procesos simulados y sus respectivos balances de masa. Las **Figuras 8-12** muestran los esquemas en los cuales se puede identificar todas las corrientes que intervienen en los procesos y balances en donde las propiedades de dichas corrientes se pueden observar con mayor detalle.

a) PROCESO GSP

La **Figura 8** muestra el esquema del proceso GSP construido con las condiciones operacionales descritas por la patente correspondiente.

- **Balance De Masa Proceso GSP**

El proceso GSP presenta las siguientes condiciones para cada una de las corrientes. La **Tabla 11** muestra detalladamente estas condiciones y la **Tabla 12** muestra la composición de las corrientes en todo el proceso.

Tabla 11. Balance de Masa Proceso GSP.

	Unidad	FEED	FEED A	158C	FEED B	158D
Fracción de vapor		1	0,99762	1	0,995587	1
Temperatura	F	100	21,64	-91,21	-6	-53,56
Presión	psia	910	905	240	900	235
Flujo molar	lbmole/hr	10980	10980	10676,34	10980	10676,34
Flujo másico	lb/hr	184375,53	184375,53	171447,90	184375,53	171447,90
Flujo del volumen del líquido	barrel/day	41134,87	41134,87	39197,46	41134,87	39197,46
Flujo de calor	Btu/hr	-360526269,9	-370123841,3	-361250436,1	-373797137,8	-357577139,6
	Unidad	33B	34	169	170	153
Fracción de vapor		1	0	1	1	0,887344
Temperatura	F	-67	-67	-67	-67	-159,550244
Presión	psia	895	895	895	895	250
Flujo molar	lbmole/hr	10846,88	133,12	3254,06	7592,82	7592,82
Flujo másico	lb/hr	178897,50	5478,04	53669,25	125228,25	125228,25
Flujo del volumen del líquido	barrel/day	40384,83	750,05	12115,45	28269,38	28269,38
Flujo de calor	Btu/hr	-376464875,7	-7387533,62	-112939462,7	-263525413	-266419216
	Unidad	169C	157	159	158E	SALE GAS
Fracción de vapor		0	0,087775	0	1	1
Temperatura	F	-152	-166,93	31,57	-16,76	154,37
Presión	psia	890	250	250	306,82964	900
Flujo molar	lbmole/hr	3267,38	3267,38	303,66	10676,34	10676,34
Flujo másico	lb/hr	54217,05	54217,05	12927,63	171447,90	171447,90
Flujo del volumen del líquido	barrel/day	12190,45	12190,45	1937,41	39197,46	39197,46
Flujo de calor	Btu/hr	-121794986,1	-121794986,1	-15897519,42	-354683336,5	-340562800,7

	Unidad	PROPANO B	33A	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A
Fracción de vapor		0	0,987876	1	1	0
Temperatura	F	-72	-67	-72	182,16	-72,98
Presión	psia	12,03	895	7,03	187,03	182,03
Flujo molar	lbmole/hr	1211,26	10980	1211,26	1211,26	1211,26
Flujo másico	lb/hr	53413,10	184375,53	53413,10	53413,10	53413,10
Flujo del volumen del líquido	barrel/day	7218,28	41134,87	7218,28	7218,28	7218,28
Flujo de calor	Btu/hr	-67084818,45	-383852409,3	-57029547	-52290787,27	-67084818,45
	Unidad	34A	35	35B	169B	158
Fracción de vapor		0	0	0,161556	0,995926	1
Temperatura	F	-67	-67	-79,45	-67	-167,86
Presión	psia	895	895	645	895	245
Flujo molar	lbmole/hr	13,31	119,81	119,81	3267,38	10676,34
Flujo másico	lb/hr	547,80	4930,23	4930,23	54217,05	171447,90
Flujo del volumen del líquido	barrel/day	75,00	675,04	675,04	12190,45	39197,46
Flujo de calor	Btu/hr	-738753,36	-6648780,25	-6648780,25	-113678216,1	-369367206,2

Tabla 12. Composición Molar del Proceso GSP.

	Componente	FEED	FEED A	158C	FEED B	158D	PROPANO B
Fracción Molar	Metano	0,9717	0,9717	0,998897	0,9717	0,998897	0
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	Propano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	i-Butano	0,0189	0,0189	0,001084	0,0189	0,001084	0
Fracción Molar	n-Butano	0,0029	0,0029	0,000017	0,0029	0,000017	1
Fracción Molar	i-Pentano	0,0013	0,0013	0,000001	0,0013	0,000001	0
Fracción Molar	n-Pentano	0,0012	0,0012	0,000001	0,0012	0,000001	0
Fracción Molar	n-Hexano	0,0007	0,0007	0	0,0007	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0,0005	0,0005	0	0,0005	0	0
Fracción Molar	n-Octano	0,0004	0,0004	0	0,0004	0	0
Fracción Molar	n-Nonano	0,0024	0,0024	0	0,0024	0	0
Fracción Molar	n-Decano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	Nitrogeno	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	CO2	0	0	0	0	0	0

	Componente	PROPANO D	PROPANO A	33B	34	169	170
Fracción Molar	Metano	0	0	0,976584	0,573747	0,976584	0,976584
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	Propano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	i-Butano	0	0	0,018354	0,063358	0,018354	0,018354
Fracción Molar	n-Butano	1	1	0,002554	0,031078	0,002554	0,002554
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0,000975	0,027816	0,000975	0,000975
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0,0008	0,033752	0,0008	0,0008
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0,000325	0,031215	0,000325	0,000325
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0,000189	0,025849	0,000189	0,000189
Fracción Molar	n-Octano	0	0	0,000066	0,027613	0,000066	0,000066
Fracción Molar	n-Nonano	0	0	0,000152	0,185572	0,000152	0,000152
	Componente	169B	158	169C	157	159	158E
Fracción Molar	Metano	0,974943	0,998897	0,974943	0,974943	0,015479	0,998897
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	Propano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	i-Butano	0,018538	0,001084	0,018538	0,018538	0,645295	0,001084
Fracción Molar	n-Butano	0,00267	0,000017	0,00267	0,00267	0,104267	0,000017
Fracción Molar	i-Pentano	0,001084	0,000001	0,001084	0,001084	0,046958	0,000001
Fracción Molar	n-Pentano	0,000935	0,000001	0,000935	0,000935	0,043368	0,000001
Fracción Molar	n-Hexano	0,000451	0	0,000451	0,000451	0,025309	0
Fracción Molar	n-Heptano	0,000293	0	0,000293	0,000293	0,018079	0
Fracción Molar	n-Octano	0,000178	0	0,000178	0,000178	0,014464	0
Fracción Molar	n-Nonano	0,000907	0	0,000907	0,000907	0,086782	0
	Componente	33A	34A	PROPANO C	153	35	35B
Fracción Molar	Metano	0,9717	0,573747	0	0,976584	0,573747	0,573747
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	Propano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	i-Butano	0,0189	0,063358	0	0,018354	0,063358	0,063358
Fracción Molar	n-Butano	0,0029	0,031078	1	0,002554	0,031078	0,031078
Fracción Molar	i-Pentano	0,0013	0,027816	0	0,000975	0,027816	0,027816
Fracción Molar	n-Pentano	0,0012	0,033752	0	0,0008	0,033752	0,033752
Fracción Molar	n-Hexano	0,0007	0,031215	0	0,000325	0,031215	0,031215
Fracción Molar	n-Heptano	0,0005	0,025849	0	0,000189	0,025849	0,025849
Fracción Molar	n-Octano	0,0004	0,027613	0	0,000066	0,027613	0,027613
Fracción Molar	n-Nonano	0,0024	0,185572	0	0,000152	0,185572	0,185572

	Componente	SALE GAS					
Fracción Molar	Metano	0,998897					
Fracción Molar	Etano	0					
Fracción Molar	Propano	0					
Fracción Molar	i-Butano	0,001084					
Fracción Molar	n-Butano	0,000017					
Fracción Molar	i-Pentano	0,000001					
Fracción Molar	n-Pentano	0,000001					
Fracción Molar	n-Hexano	0					
Fracción Molar	n-Heptano	0					
Fracción Molar	n-Octano	0					
Fracción Molar	n-Nonano	0					

b) PROCESO CRR

La **Figura 9** muestra el esquema del proceso CRR construido con las condiciones operacionales descritas por la patente correspondiente.

- **Balance De Masa Proceso CRR**

El proceso CRR presenta las siguientes condiciones para cada una de las corrientes. La **Tabla 13** muestra detalladamente estas condiciones y la **Tabla 14** muestra la composición de las corrientes en todo el proceso.

Figura 9. Esquema de Proceso CRR en HYSYS.

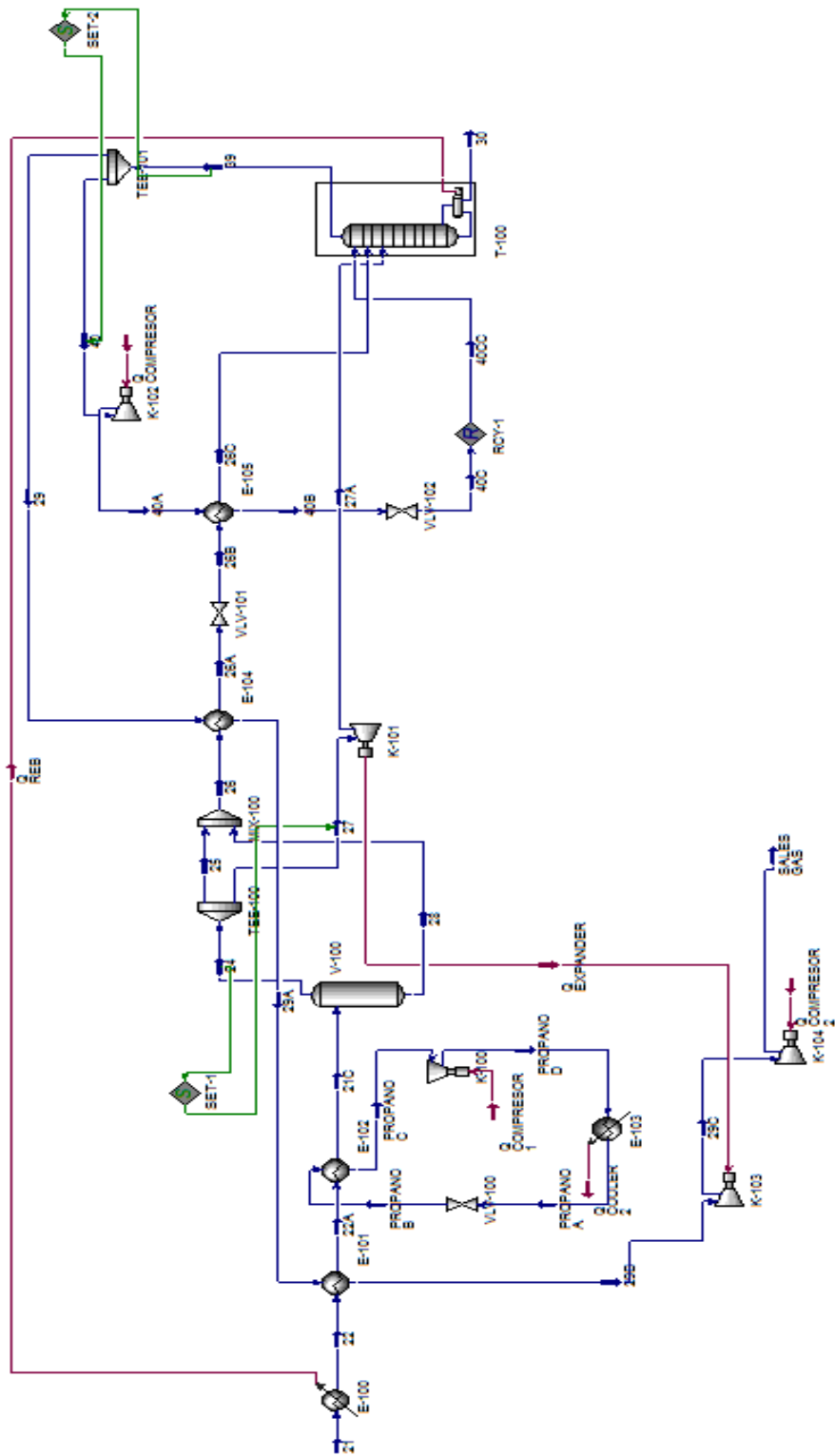


Tabla 13. Balance de Masa Proceso CRR.

	Unidad	FEED	22	22A	29A	29B	21C
Fracción de vapor		1	1	0,998412	1	1	0,997267
Temperatura	F	120	87,90	26	-17,63	61,01	12
Presión	psia	1040	1035	1030	397	392	1025
Flujo molar	lbmole/hr	10980	10980	10980	10665,0739	10665,0739	10980
Flujo másico	lb/hr	184375,53	184375,53	184375,53	171109,50	171109,50	184375,53
Flujo del volumen del líquido	USGPM	1199,77	1199,77	1199,77	1141,37	1141,37	1199,77
Flujo de calor	Btu/hr	358877127,4	-362704431,7	-370537177,6	-355095004,7	347262258,8	372429658,9
	Unidad	24	28	25	27	27A	26
Fracción de vapor		1	0	1	1	0,993406	0,993195
Temperatura	F	12	12	12	12	-77,10	12
Presión	psia	1025	1025	1025	1025	407	1025
Flujo molar	lbmole/hr	10949,99	30,01	4380,00	6569,99	6569,99	4410,01
Flujo másico	lb/hr	182535,00	1840,53	73014,00	109521,00	109521,00	74854,53
Flujo del volumen del líquido	USGPM	1193,54	6,23	477,42	716,12	716,12	483,64
Flujo de calor	Btu/hr	370351196,9	-2078461,99	-148140478,7	-222210718,1	225112590,4	150218940,7
	Unidad	40B	26C	39	30	40	40C
Fracción de vapor		0	0,838135	1	0	1	0
Temperatura	F	-144,70	-136	-145,38	75,31	-145,38	-145,84
Presión	psia	485	407	402	407	402	407
Flujo molar	lbmole/hr	3944,62	4410,01	14609,69	316,74	3944,62	3944,62
Flujo másico	lb/hr	63287,07	74854,53	234396,57	13320,16	63287,07	63287,07
Flujo del volumen del líquido	USGPM	422,15	483,64	1563,52	58,70	422,15	422,15
Flujo de calor	Btu/hr	144542740,1	-156949855	-506781096,9	-16064084,04	136830896,2	144542740,1
	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	26A	29	26B
Fracción de vapor	0	1	1	0	0	1	0
Temperatura	2	2	146,17	1,48	-142	-145,38	-145,87
Presión	44,85	39,85	219,85	214,85	1020	402	412
Flujo molar	250,83	250,83	250,83	250,83	4410,01	10665,07	4410,01
Flujo másico	11060,90	11060,90	11060,90	11060,90	74854,53	171109,50	74854,53

	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	26A	29	26B
Flujo másico	11060,90	11060,90	11060,90	11060,90	74854,53	171109,50	74854,53
Flujo del volumen del liquido	43,60	43,60	43,60	43,60	483,64	1141,37	483,64
Flujo de calor	-13457238,87	-11564757,63	-11057627,1	-13457238,87	165074136,7	369950200,7	165074136,7
	40A	40CC	29C	SALE GAS			
Fracción de vapor	1	0	1	1			
Temperatura	-124,34	-145,66	95,20	235,81			
Presión	490	407	481,427327	1050			
Flujo molar	3944,62	3946,43	10665,07	10665,07			
Flujo másico	63287,07	63341,20	171109,50	171109,50			
Flujo de calor	-136418458,4	-144610389,3	-344360386,6	-331736156,8			

Tabla 14. Composición Molar del Proceso CRR.

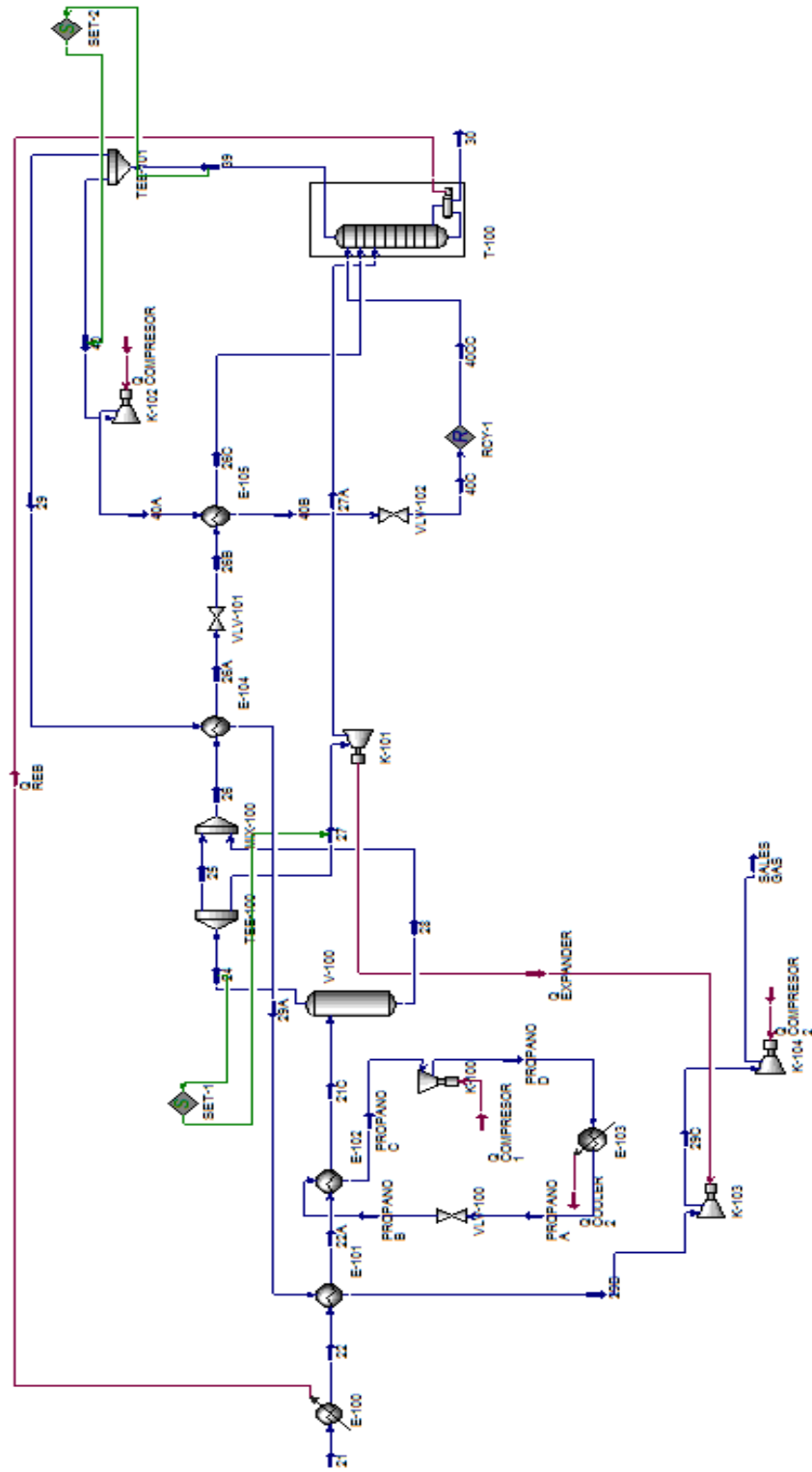
	Componente	FEED	22	22A	29A	29B	21C
Fracción Molar	Metano	0,9717	0,9717	0,9717	0,999928	0,999928	0,9717
Fracción Molar	Ethano	0,0189	0,0189	0,0189	0,000072	0,000072	0,0189
Fracción Molar	Propano	0,0029	0,0029	0,0029	0	0	0,0029
Fracción Molar	i-Butano	0,0013	0,0013	0,0013	0	0	0,0013
Fracción Molar	n-Butano	0,0012	0,0012	0,0012	0	0	0,0012
Fracción Molar	i-Pentano	0,0007	0,0007	0,0007	0	0	0,0007
Fracción Molar	n-Pentano	0,0005	0,0005	0,0005	0	0	0,0005
Fracción Molar	n-Hexano	0,0004	0,0004	0,0004	0	0	0,0004
Fracción Molar	n-Heptano	0,0024	0,0024	0,0024	0	0	0,0024
	Componente	24	28	25	27	27A	26
Fracción Molar	Metano	0,973319	0,380921	0,973319	0,973319	0,973319	0,969288
Fracción Molar	Ethano	0,018855	0,035243	0,018855	0,018855	0,018855	0,018967
Fracción Molar	Propano	0,002863	0,016557	0,002863	0,002863	0,002863	0,002956
Fracción Molar	i-Butano	0,00126	0,015976	0,00126	0,00126	0,00126	0,00136
Fracción Molar	n-Butano	0,001148	0,020346	0,001148	0,001148	0,001148	0,001278
Fracción Molar	i-Pentano	0,000635	0,024277	0,000635	0,000635	0,000635	0,000796
Fracción Molar	n-Pentano	0,00044	0,022502	0,00044	0,00044	0,00044	0,00059
Fracción Molar	n-Hexano	0,000289	0,040778	0,000289	0,000289	0,000289	0,000565
Fracción Molar	n-Heptano	0,001191	0,4434	0,001191	0,001191	0,001191	0,004201

	Componente	40B	26C	39	30	40	40C
Fracción Molar	Metano	0,999928	0,969288	0,999928	0,015791	0,999928	0,999928
Fracción Molar	Ethano	0,000072	0,018967	0,000072	0,658348	0,000072	0,000072
Fracción Molar	Propano	0	0,002956	0	0,100537	0	0
Fracción Molar	i-Butano	0	0,00136	0	0,045065	0	0
Fracción Molar	n-Butano	0	0,001278	0	0,041598	0	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0,000796	0	0,024266	0	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0,00059	0	0,017333	0	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0,000565	0	0,013866	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0,004201	0	0,083197	0	0
	Componente	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	26A	29
Fracción Molar	Metano	0	0	0	0	0,969288	0,999928
Fracción Molar	Ethano	0	0	0	0	0,018967	0,000072
Fracción Molar	Propano	1	1	1	1	0,002956	0
Fracción Molar	i-Butano	0	0	0	0	0,00136	0
Fracción Molar	n-Butano	0	0	0	0	0,001278	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0	0,000796	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0	0,00059	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0	0,000565	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0	0,004201	0
	Componente	26B	40A	40CC	29C	SALE GAS	
Fracción Molar	Metano	0,969288	0,999928	0,999478	0,999928	0,999928	
Fracción Molar	Ethano	0,018967	0,000072	0,000521	0,000072	0,000072	
Fracción Molar	Propano	0,002956	0	0,000001	0	0	
Fracción Molar	i-Butano	0,00136	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Butano	0,001278	0	0	0	0	
Fracción Molar	i-Pentano	0,000796	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Pentano	0,00059	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Hexano	0,000565	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Heptano	0,004201	0	0	0	0	

c) PROCESO RSV

La **Figura 10** muestra el esquema del proceso RSV construido con las condiciones operacionales descritas por la patente correspondiente.

Figura 10. Esquema de proceso RSV.



- **Balance De Masa Proceso RSV**

El proceso RSV presenta las siguientes condiciones para cada una de las corrientes. La **Tabla 15** muestra detalladamente estas condiciones y la **Tabla 16** muestra la composición de las corrientes en todo el proceso.

Tabla 15. Balance de Masa Proceso RSV.

	Unidad	21	22	22A	45	45A	21C
Fracción de vapor		1	1	0,99784	1	1	0,996802
Temperatura	F	120	78,8	19	-26,9	61,9	6
Presión	psia	1040	1035	1030	413	408	1025
Flujo molar	lbmole/hr	10980	10980	10980	9195,16	9195,16	10980
Flujo másico	lb/hr	184375,53	184375,53	184375,53	147648,94	147648,94	184375,53
Flujo del volumen del líquido	USGPM	1199,77	1199,77	1199,77	984,60	984,60	1199,77
Flujo de calor	Btu/hr	-358877127	-363816284	-371498016	-307127762	-299446030	-373276586
	Unidad	28	25	27	27A	26	26A
Fracción de vapor		0	1	1	0,993312	0,98942	0
Temperatura	F	6	6	6	-79,68	6	-138
Presión	psia	1025	1025	1025	423	1025	1020
Flujo molar	lbmole/hr	35,11	3283,47	7661,42	7661,42	3318,58	3318,58
Flujo másico	lb/hr	2111,57	54679,19	127584,78	127584,78	56790,76	56790,76
Flujo del volumen del líquido	USGPM	7,20	357,77	834,80	834,80	364,97	364,97
Flujo de calor	Btu/hr	-2406046,18	-111261162	-259609378	-262774023	-113667208	-124375968
	Unidad	40	40A	39A	44	42A	42B
Fracción de vapor		1	1	1	1	1	0
Temperatura	F	-142,69	-36,21	-26,9	-26,9	-6	-138
Presión	psia	418	413	413	413	1040	1035
Flujo molar	lbmole/hr	4660,56	4660,56	12596,12	3400,95	1921,06	1921,06
Flujo másico	lb/hr	74835,76	74835,76	202258,82	54609,88	30850,74	30850,74

	Unidad	40	40A	39A	44	42A	42B
Flujo del volumen del liquido	USGPM	499,04	499,04	1348,76	364,17	205,72	205,72
Flujo de calor	Btu/hr	-161712374	-156083624	-420722962	-113595200	-64751408,7	-70380158,7
	Unidad	42AA	44A	39B	42C	24	30
Fracción de vapor		1	1	1	0	1	0
Temperatura	F	120	56,74	60,54	-144,88	6	81,20
Presión	psia	1045	408	408	423	1025	423
Flujo molar	lbmole/hr	1921,06	3400,95	12596,12	1921,06	10944,89	304,94
Flujo másico	lb/hr	30850,74	54609,88	202258,82	30850,74	182263,97	12967,45
Flujo del volumen del liquido	USGPM	205,72	364,17	1348,76	205,72	1192,57	56,72
Flujo de calor	Btu/hr	-62074899,9	-110918691	-410364721	-70380158,7	-370870540	-15530362,4
	Unidad	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	41	41A
Fracción de vapor		0	1	1	0	1	1
Temperatura	F	-4	-4	147,13	-4,57	-142,69	-21,39
Presión	psia	40,41	35,41	215,41	210,41	418	413
Flujo molar	lbmole/hr	233,53	233,53	233,53	233,53	7935,55	7935,55
Flujo másico	lb/hr	10297,76	10297,76	10297,76	10297,76	127423,06	127423,06
Flujo del volumen del liquido	USGPM	40,59	40,59	40,59	40,59	849,72	849,72
Flujo de calor	Btu/hr	-12563691,8	-10785122,2	-10285598,8	-12563691,8	-275348097	-264639337
	Unidad	26B	39	39C	39D	39E	29
Fracción de vapor		0	1	1	1	1	1
Temperatura	F	-142,21	-142,69	92,23	227,61	120	120
Presión	psia	423	418	493,77	1050	1045	1045
Flujo molar	lbmole/hr	3318,58	12596,12	12596,12	12596,12	12596,12	10663,87
Flujo másico	lb/hr	56790,76	202258,82	202258,82	202258,82	202258,82	171232,32
Flujo del volumen del liquido	USGPM	364,97	1348,76	1348,76	1348,76	1348,76	1141,86
Flujo de calor	Btu/hr	-124375968	-437060471	-407200076	-392933324	-407007461	-344572516
	Unidad	42					
Fracción de vapor		1					
Temperatura	F	120					
Presión	psia	1045					
Flujo molar	lbmole/hr	1932,24					
Flujo másico	lb/hr	31026,50					
Flujo del volumen del liquido	USGPM	206,90					
Flujo de calor	Btu/hr	-62434944,5					

Tabla 16. Composición Molar Proceso RSV.

	Componente	21	22	22A	45	45A	21C	26B
Fracción Molar	Metano	0,9717	0,9717	0,9717	0,998989	0,998989	0,9717	0,967402
Fracción Molar	Etano	0,0189	0,0189	0,0189	0,001	0,001	0,0189	0,019033
Fracción Molar	Propano	0,0029	0,0029	0,0029	0,00001	0,00001	0,0029	0,003008
Fracción Molar	i-Butano	0,0013	0,0013	0,0013	0,000001	0,000001	0,0013	0,001415
Fracción Molar	n-Butano	0,0012	0,0012	0,0012	0	0	0,0012	0,00135
Fracción Molar	i-Pentano	0,0007	0,0007	0,0007	0	0	0,0007	0,000883
Fracción Molar	n-Pentano	0,0005	0,0005	0,0005	0	0	0,0005	0,000671
Fracción Molar	n-Hexano	0,0004	0,0004	0,0004	0	0	0,0004	0,000703
Fracción Molar	n-Heptano	0,0024	0,0024	0,0024	0	0	0,0024	0,005536
	Componente	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	41A	26	42C
Fracción Molar	Metano	0	0	0	0	0,998989	0,967402	0,998849
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0,001	0,019033	0,001139
Fracción Molar	Propano	1	1	1	1	0,00001	0,003008	0,000012
Fracción Molar	i-Butano	0	0	0	0	0,000001	0,001415	0,000001
Fracción Molar	n-Butano	0	0	0	0	0	0,00135	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0	0	0,000883	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0	0	0,000671	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0	0	0,000703	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0	0	0,005536	0
	Componente	24	28	25	27	27A	44	39B
Fracción Molar	Metano	0,973562	0,39139	0,973562	0,973562	0,973562	0,998989	0,998989
Fracción Molar	Etano	0,018843	0,036807	0,018843	0,018843	0,018843	0,001	0,001
Fracción Molar	Propano	0,002853	0,017438	0,002853	0,002853	0,002853	0,00001	0,00001
Fracción Molar	i-Butano	0,00125	0,016852	0,00125	0,00125	0,00125	0,000001	0,000001
Fracción Molar	n-Butano	0,001135	0,021488	0,001135	0,001135	0,001135	0	0
Fracción Molar	i-Pentano	0,000621	0,025449	0,000621	0,000621	0,000621	0	0
Fracción Molar	n-Pentano	0,000426	0,023524	0,000426	0,000426	0,000426	0	0
Fracción Molar	n-Hexano	0,000269	0,04126	0,000269	0,000269	0,000269	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0,001042	0,42579	0,001042	0,001042	0,001042	0	0

	Componente	39	30	40	40A	39A	39C	39D
Fracción Molar	Metano	0,998989	0,015508	0,998989	0,998989	0,998989	0,998989	0,998989
Fracción Molar	Etano	0,001	0,646388	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
Fracción Molar	Propano	0,00001	0,104088	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
Fracción Molar	i-Butano	0,000001	0,04679	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001
Fracción Molar	n-Butano	0	0,0432	0	0	0	0	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0,025204	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0,018003	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0,014403	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0,086416	0	0	0	0	0
	Componente	39E	29	42	42AA	44A	26A	41
Fracción Molar	Metano	0,998989	0,998989	0,998989	0,998849	0,998989	0,967402	0,998989
Fracción Molar	Etano	0,001	0,001	0,001	0,001139	0,001	0,019033	0,001
Fracción Molar	Propano	0,00001	0,00001	0,00001	0,000012	0,00001	0,003008	0,00001
Fracción Molar	i-Butano	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,001415	0,000001
Fracción Molar	n-Butano	0	0	0	0	0	0,00135	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0	0	0,000883	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0	0	0,000671	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0	0	0,000703	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0	0	0,005536	0
	Componente	42A	42B					
Fracción Molar	Metano	0,998849	0,998849					
Fracción Molar	Etano	0,001139	0,001139					
Fracción Molar	Propano	0,000012	0,000012					
Fracción Molar	i-Butano	0,000001	0,000001					
Fracción Molar	n-Butano	0	0					
Fracción Molar	i-Pentano	0	0					
Fracción Molar	n-Pentano	0	0					
Fracción Molar	n-Hexano	0	0					
Fracción Molar	n-Heptano	0	0					

d) PROCESO RSVE

La **Figura 11** muestra el esquema del proceso RSVE construido con las condiciones operacionales descritas por la patente correspondiente.

- **Balance De Masa Proceso RSVE**

El proceso RSVE presenta las siguientes condiciones para cada una de las corrientes. La **Tabla 17** muestra detalladamente estas condiciones y la **Tabla 18** muestra la composición de las corrientes en todo el proceso.

Tabla 17. Balance de Masa Proceso RSVE.

	Unidad	31	35	32	32A	32B	42
Fracción de vapor		1	1	1	0,999499	0,997287	1
Temperatura	F	120	120	120	38,14	12	-79,42
Presión	psia	1040	1040	1040	1035	1030	295
Flujo molar	lbmole/hr	10980	2305,8	8674,2	8674,2	8674,2	8226
Flujo másico	lb/hr	184375,53	38718,86	145656,67	145656,67	145656,67	132105,11
Flujo del volumen del líquido	USGPM	1199,77	251,95	947,82	947,82	947,82	880,89
Flujo de calor	Btu/hr	-358877127	-75364197	-283512931	-291456553	294253343	-277935226
	Unidad	34A	39	40	39A	38A	38B
Fracción de vapor		0,387153	1	0	1	0,996925	0
Temperatura	F	-86,00	-158,51	49,24	-79,42	-23	-136
Presión	psia	305	300	305	295	890	885
Flujo molar	lbmole/hr	72,75	11751,43	303,20	11751,43	3380,44	3380,44
Flujo másico	lb/hr	3290,84	188721,59	12912,58	188721,59	55977,49	55977,49

	Unidad	34A	39	40	39A	38A	38B
Flujo del volumen del liquido	USGPM	12,58	1258,42	56,43	1258,42	367,03	367,03
Flujo de calor	Btu/hr	-	-406739977	-15732820	-397050322	115279626	-124969281
	Unidad	PROPANO D-2	PROPANO A-2	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A
Fracción de vapor		1	0	0	1	1	0
Temperatura	F	156,39	-33,77	-60	-60	172,46	-60,92
Presión	psia	199,04	194,04	14,77	9,77	189,77	184,77
Flujo molar	lbmole/hr	94,47	94,47	966,74	966,74	966,74	966,74
Flujo másico	lb/hr	4165,93	4165,93	42630,26	42630,26	42630,26	42630,26
Flujo del volumen del liquido	USGPM	16,42	16,42	168,03	168,03	168,03	168,03
Flujo de calor	Btu/hr	4135864,14	5148680,86	-53284944	-45363662	-41949955	-53284944,3
	Unidad	42A	32C	33	34	33A	46A
Fracción de vapor		1	0,991613	1	0	0,915724	1
Temperatura	F	-43,10	-50	-50	-50	-147,44	88
Presión	psia	290	1025	1025	1025	305	895
Flujo molar	lbmole/hr	8226,00	8674,20	8601,45	72,75	8601,45	1074,64
Flujo másico	lb/hr	132105,11	145656,67	142365,83	3290,84	142365,83	17258,63
Flujo del volumen del liquido	USGPM	880,89	947,82	935,24	12,58	935,24	115,08
Flujo de calor	Btu/hr	-275138435	-302174626	-297927776	-4246849,7	301201064	-35005614,1
	Unidad	41	41A	PROPANO B-2	PROPANO C-2	38	46
Fracción de vapor		1	1	0	1	1	1
Temperatura	F	-79,42	50	-33	-33	105,49	88
Presión	psia	295	290	24,04	19,04	895	895
Flujo molar	lbmole/hr	3525,43	3525,43	94,47	94,47	3380,44	1081,13
Flujo másico	lb/hr	56616,48	56616,48	4165,93	4165,93	55977,49	17362,39
Flujo del volumen del liquido	USGPM	377,53	377,53	16,42	16,42	367,03	115,77
Flujo de calor	Btu/hr	-119115097	-114954512	5148680,86	4399234,39	110369811	-35217014,1
	Unidad	39B	39C	39D	39E	47	
Fracción de vapor		1	1	1	1	1	
Temperatura	F	-15,28	21,701532	168,21	88	88	
Presión	psia	290	372,15518	900	895	895	
Flujo molar	lbmole/hr	11751,43	11751,43	11751,43	11751,43	10670,30	
Flujo másico	lb/hr	188721,59	188721,59	188721,59	188721,59	171359,20	
Flujo del volumen del liquido	USGPM	1258,42	1258,42	1258,42	1258,42	1142,64	
Flujo de calor	Btu/hr	-390092947	-386819659	-373204627	-382793631	347576617	

Figura 11. Esquema de proceso RSVE.

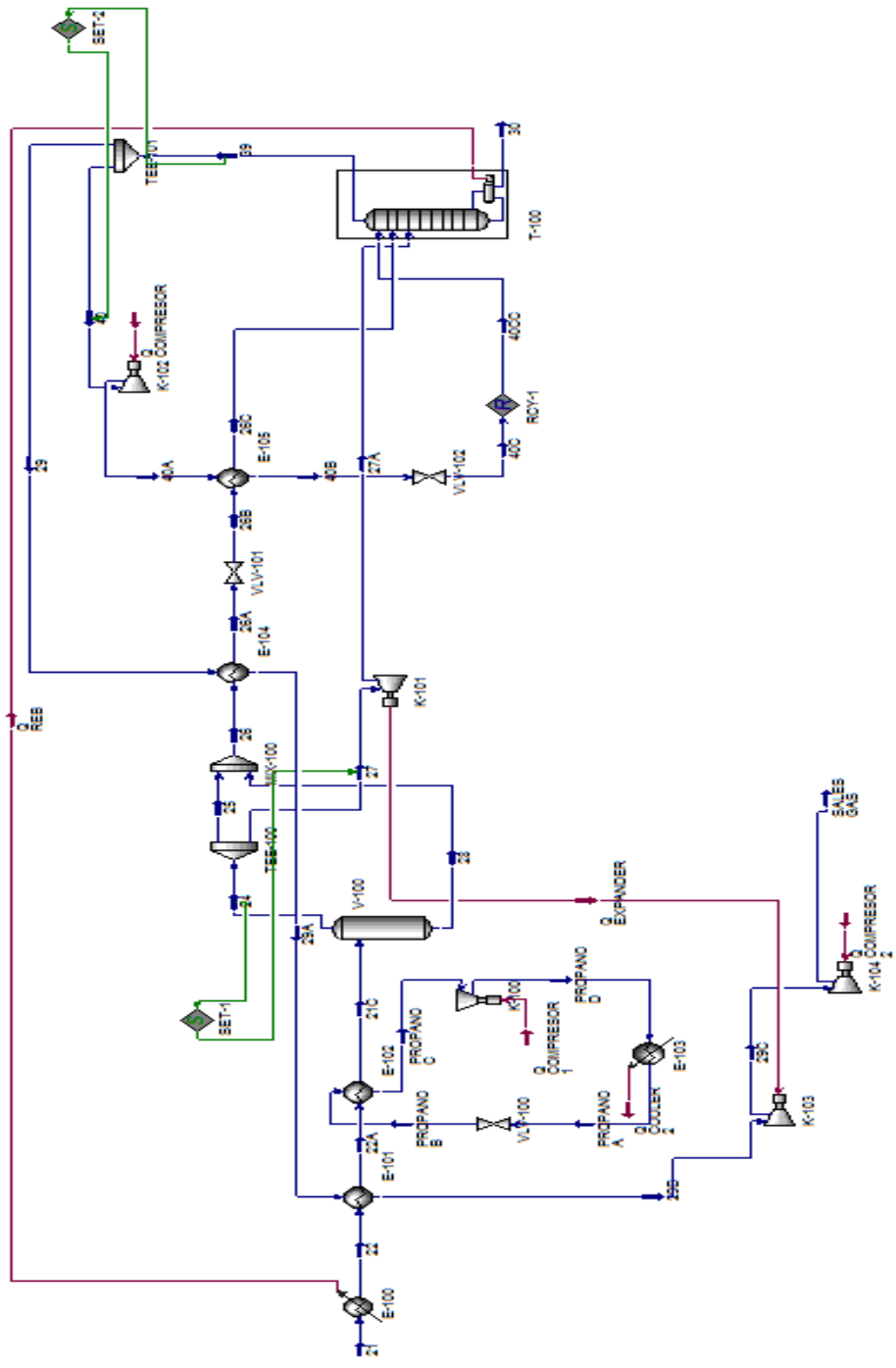


Tabla 18. Composición Molar Proceso RSVE.

	Componente	31	35	32	32A	32B	42
Fracción Molar	Metano	0,9717	0,9717	0,9717	0,9717	0,9717	0,998851
Fracción Molar	Etano	0,0189	0,0189	0,0189	0,0189	0,0189	0,001121
Fracción Molar	Propano	0,0029	0,0029	0,0029	0,0029	0,0029	0,000023
Fracción Molar	i-Butano	0,0013	0,0013	0,0013	0,0013	0,0013	0,000002
Fracción Molar	n-Butano	0,0012	0,0012	0,0012	0,0012	0,0012	0,000001
Fracción Molar	i-Pentano	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0
Fracción Molar	n-Pentano	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0
Fracción Molar	n-Hexano	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0
Fracción Molar	n-Heptano	0,0024	0,0024	0,0024	0,0024	0,0024	0
	Componente	39	40	39A	38A	38B	41
Fracción Molar	Metano	0,998851	0,015471	0,998851	0,98032	0,98032	0,998851
Fracción Molar	Etano	0,001121	0,645077	0,001121	0,01326	0,01326	0,001121
Fracción Molar	Propano	0,000023	0,104208	0,000023	0,001986	0,001986	0,000023
Fracción Molar	i-Butano	0,000002	0,046991	0,000002	0,000888	0,000888	0,000002
Fracción Molar	n-Butano	0,000001	0,043409	0,000001	0,000819	0,000819	0,000001
Fracción Molar	i-Pentano	0	0,025343	0	0,000478	0,000478	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0,018104	0	0,000341	0,000341	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0,014485	0	0,000273	0,000273	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0,086912	0	0,001637	0,001637	0
	Componente	PROPANO B	PROPANO C	PROPANO D	PROPANO A	39B	39C
Fracción Molar	Metano	0	0	0	0	0,998851	0,998851
Fracción Molar	Etano	0	0	0	0	0,001121	0,001121
Fracción Molar	Propano	1	1	1	1	0,000023	0,000023
Fracción Molar	i-Butano	0	0	0	0	0,000002	0,000002
Fracción Molar	n-Butano	0	0	0	0	0,000001	0,000001
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0	0	0
	Componente	42A	32C	33	34	33A	34A
Fracción Molar	Metano	0,998851	0,9717	0,975321	0,543536	0,975321	0,543536
Fracción Molar	Etano	0,001121	0,0189	0,018609	0,053343	0,018609	0,053343
Fracción Molar	Propano	0,000023	0,0029	0,002714	0,02489	0,002714	0,02489
Fracción Molar	i-Butano	0,000002	0,0013	0,00112	0,022557	0,00112	0,022557
Fracción Molar	n-Butano	0,000001	0,0012	0,000972	0,028134	0,000972	0,028134
Fracción Molar	i-Pentano	0	0,0007	0,000464	0,028653	0,000464	0,028653
Fracción Molar	n-Pentano	0	0,0005	0,000292	0,025063	0,000292	0,025063
Fracción Molar	n-Hexano	0	0,0004	0,000133	0,031974	0,000133	0,031974
Fracción Molar	n-Heptano	0	0,0024	0,000375	0,24185	0,000375	0,24185

	Componente	41A	PROPANO B-2	PROPANO C-2	38	PROPANO D-2	PROPANO A-2
Fracción Molar	Metano	0,998851	0	0	0,98032	0	0
Fracción Molar	Etano	0,001121	0	0	0,01326	0	0
Fracción Molar	Propano	0,000023	1	1	0,001986	1	1
Fracción Molar	i-Butano	0,000002	0	0	0,000888	0	0
Fracción Molar	n-Butano	0,000001	0	0	0,000819	0	0
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0,000478	0	0
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0,000341	0	0
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0,000273	0	0
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0,001637	0	0
	Componente	39D	39E	47	46	46A	
Fracción Molar	Metano	0,998851	0,998851	0,998851	0,998851	0,998814	
Fracción Molar	Etano	0,001121	0,001121	0,001121	0,001121	0,001158	
Fracción Molar	Propano	0,000023	0,000023	0,000023	0,000023	0,000024	
Fracción Molar	i-Butano	0,000002	0,000002	0,000002	0,000002	0,000002	
Fracción Molar	n-Butano	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001	
Fracción Molar	i-Pentano	0	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Pentano	0	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Hexano	0	0	0	0	0	
Fracción Molar	n-Heptano	0	0	0	0	0	

4.3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

La evaluación que se realiza en este proyecto toma en cuenta los puntos más relevantes que afectan la eficiencia de la recuperación de LGN, como por ejemplo:

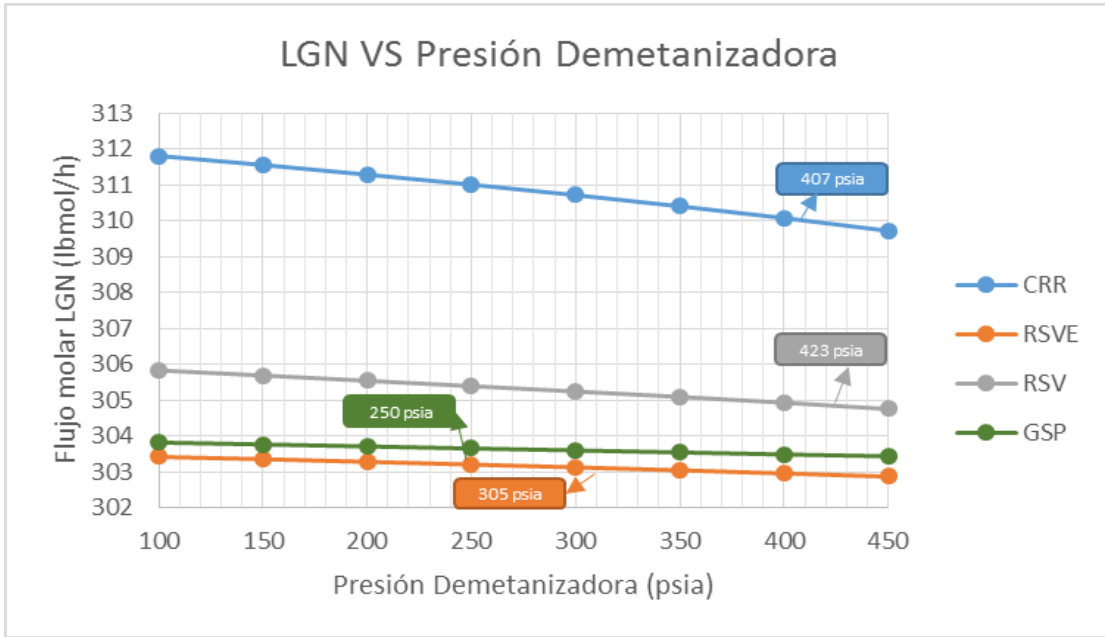
- Flujo molar de LGN recuperados por cada proceso.
- Porcentaje de etano recuperado.
- *Duty* del rehervidor generado en cada proceso.
- Potencia del Expansor.
- Potencia del recompresor.
- Eficiencia del proceso.
- Potencia del Compresor.

4.3.1. Flujo molar de LGN recuperados por cada proceso y porcentaje de etano recuperado. Las **Gráficas 1 Y 2** muestran el comportamiento de recuperación de los procesos a diferentes presiones; las presiones resaltadas en las gráficas son las utilizadas en las simulaciones (condiciones de las patentes).

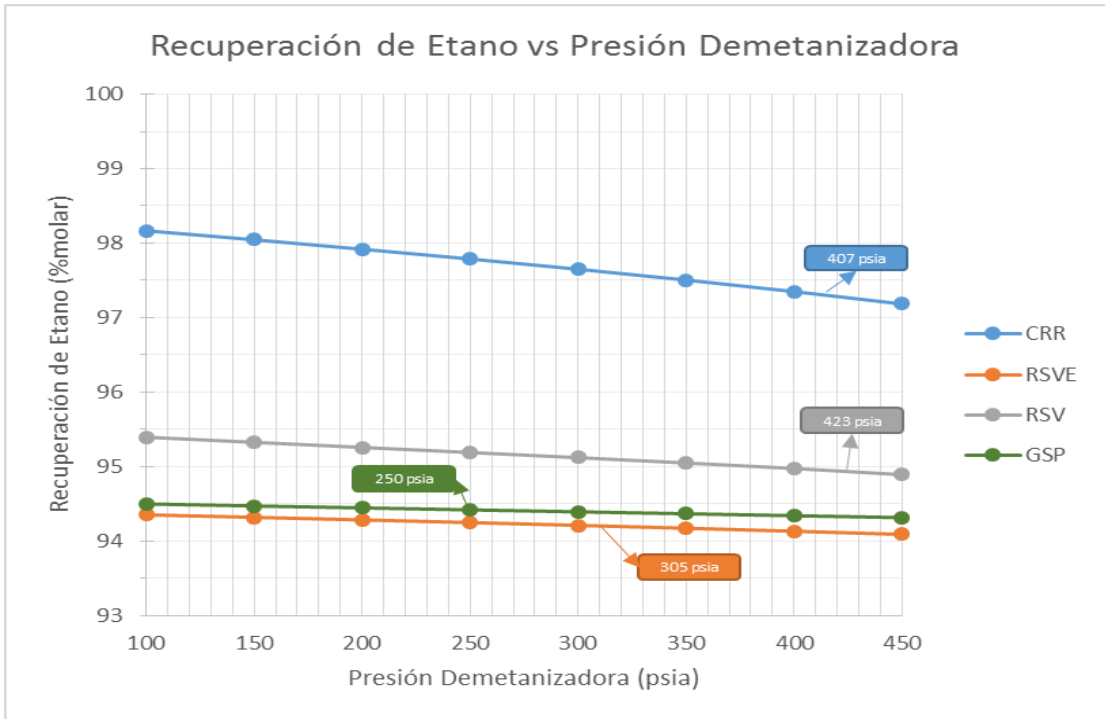
Como se puede observar el proceso que presenta mayor recuperación de LGN es el *Cold Residue Recycle* (CRR) con una recuperación de 310 lbmol/h (98%) y una recuperación de etano 201,98 lbmol/h (97%) a las condiciones de presión y temperatura de la patente 4.889.545, esto se debe a la corriente de reflujo de metano que rectifica los vapores de la torre, haciendo que el etano y los componentes más pesados no escapen por el tope; también se observa que a menores presiones se puede obtener una mayor recuperación de los componentes líquidos del gas.

El comportamiento de la Gráfica 2 se asemeja a los resultados expuestos por los autores Najibi, Darabi y Kamali (2012) donde exponen que: “Los resultados muestran que los procesos RSV y CRR son técnicamente más factibles para niveles de recuperación de Etano mayores que el 95%”.

Gráfica 1. Flujo Molar LGN vs. Presión Demetanizadora.

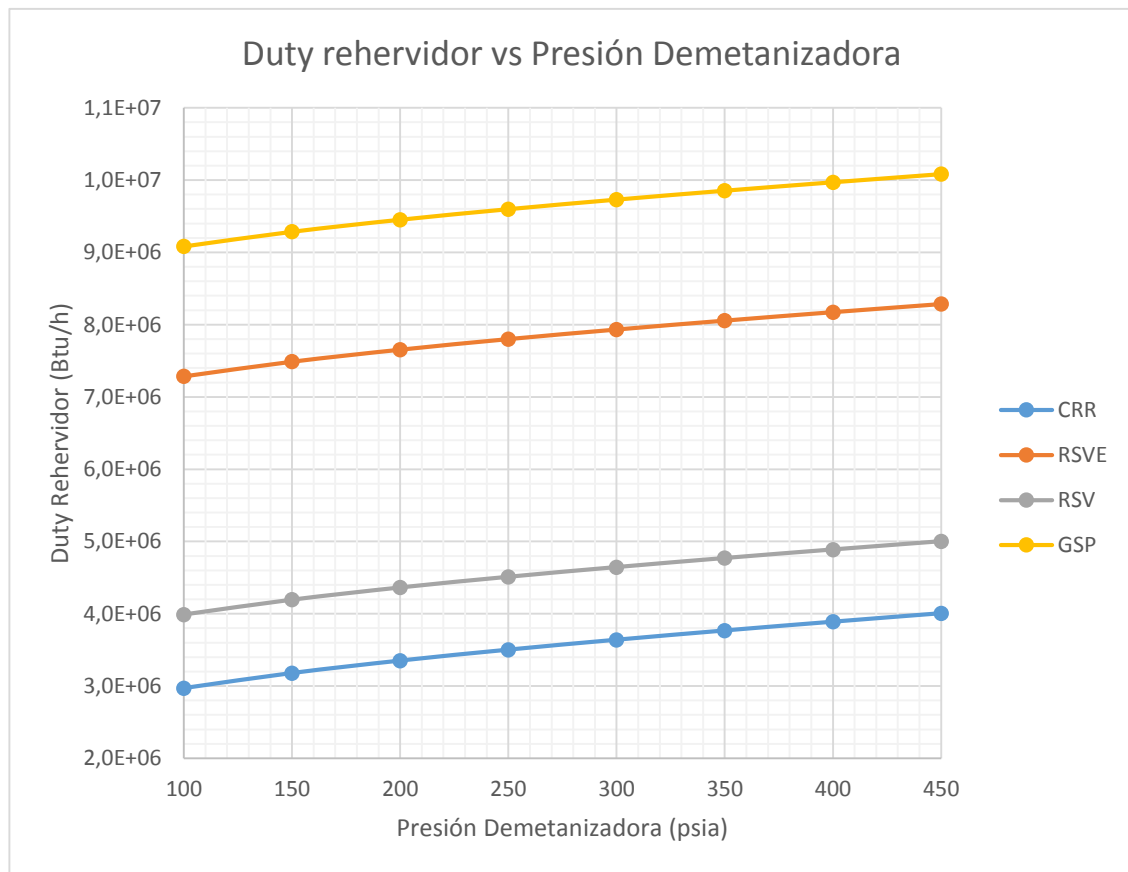


Gráfica 2. Recuperación de Etano vs. Presión Demetanizadora.



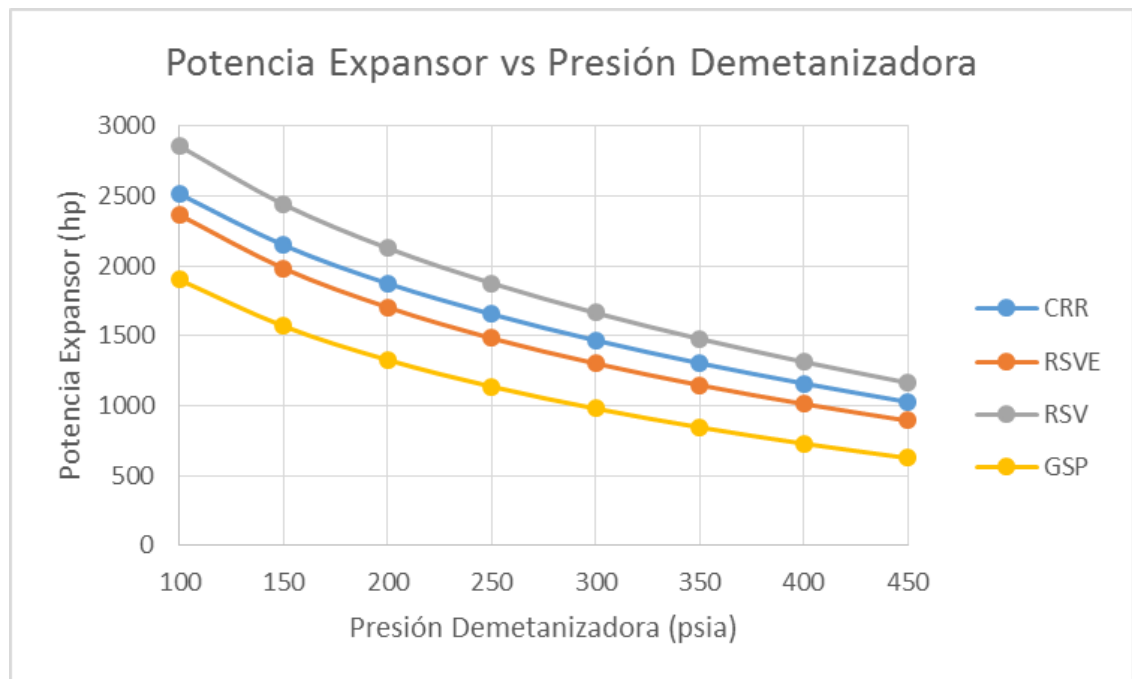
4.3.2. Duty del rehervidor generado en cada proceso. El comportamiento de la **Gráfica 3** para cada uno de los procesos muestra que a medida que la presión de la demetanzadora incrementa se requiere mayor energía en el rehervidor, esto se debe a que el perfil de la temperatura en la columna incrementa debido a la disminución en la relación de expansión en el turboexpander, lo cual hace que la integración de calor en la columna sea más difícil trayendo como consecuencia que en algunas ocasiones sea necesaria una fuente de calor externa.

Gráfica 3. Duty del Rehervidor vs. Presión Demetanzadora.



4.3.3. Potencia del Expansor. La **Gráfica 4** nos muestra que el proceso que requiere más expansión es el RSV, esto se debe a la gran cantidad de flujo molar que circula por el expansor (70% del gas del separador) en comparación con los otros procesos; otro factor que influye en el comportamiento de la gráfica es la presión del alimento de entrada, a altas presiones de la corriente de gas de entrada se requiere alta potencia del expansor.

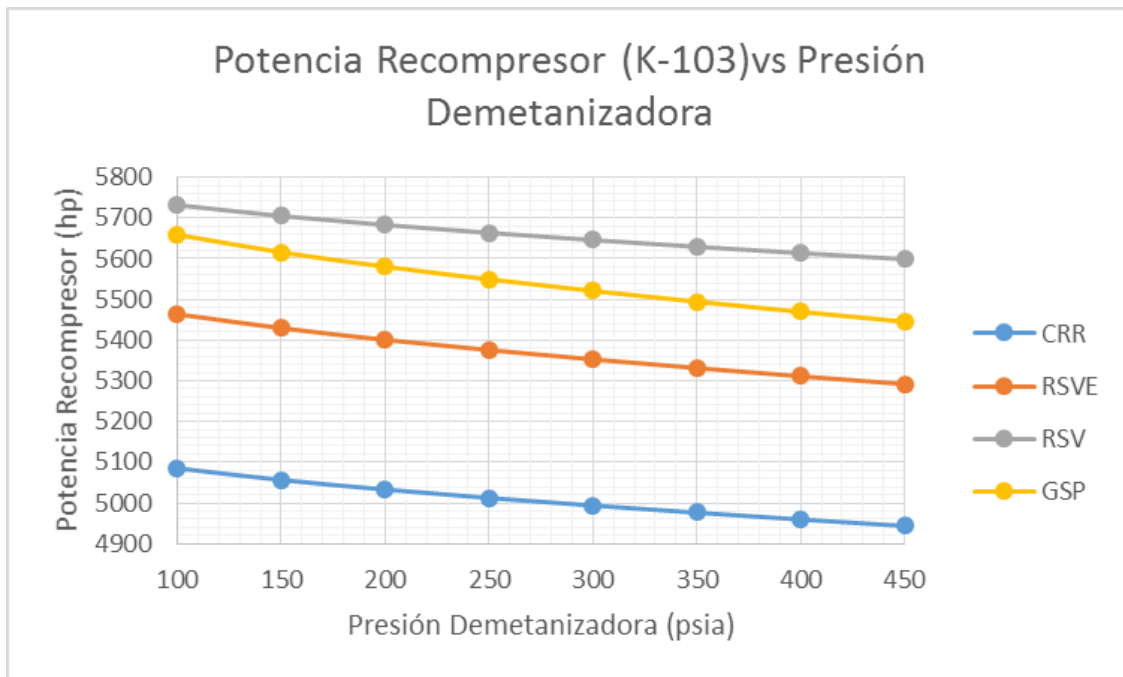
Gráfica 4. Potencia Expansor vs. Presión Demetanizadora.



4.3.4. Potencia del Recompresor. Como se observa en la **Gráfica 5** el proceso que necesita más potencia para cumplir con los requerimientos de compresión (recompresor K-103. En el caso del proceso CRR el compresor es llamado K-104) es el *Recycle Split-Vapor Process* (RSV). Este incremento se debe a la gran corriente recirculada que es necesaria para la alta recuperación de etano. El

alimento de reflujo del tope de la demetanizadora generalmente contiene pequeñas cantidades de C₂ e hidrocarburos pesados; con el fin de absorber la cantidad correspondiente de componentes C₂ e hidrocarburos más pesados en el vapor ascendente, la corriente de reflujo introducido en la parte superior de la columna tiene que ser lo suficientemente grande como para condensar los componentes. Esto requiere un alto consumo de energía. Esta gráfica concuerda con los resultados presentados por los autores Getu, Mahadzir y Van Duc Long (2013).

Gráfica 5. Potencia Recompresor (K-103) vs. Presión Demetanizadora.



4.3.5. Eficiencia Del Proceso. La eficiencia del proceso de puede definir como una medida de la eficiencia de la energía del proceso, y es representada en unidad de volumen por unidad de energía gastada, en este caso lb-mol/h por cada horse power consumido. Esta se calcula en términos de tasa de flujo de producto, potencia

de compresión requerida, más la energía de la bomba y otras energías necesarias, más la energía de calor aplicada, menos la energía de calor que puede ser recuperada del calor de la compresión⁶⁸. Pero para la mayoría de los procesos de recuperación de etano el calor del rehervidor es proporcionado por el gas de entrada, además en estos procesos no es necesario el uso de una bomba para el impulso de los líquidos, por esta razón la eficiencia del proceso se convierte en una medida de los requerimientos de compresión.

$$EP = \frac{\text{Tasa de flujo del producto}}{\text{(Energía de Compresión)}} \quad (1)$$

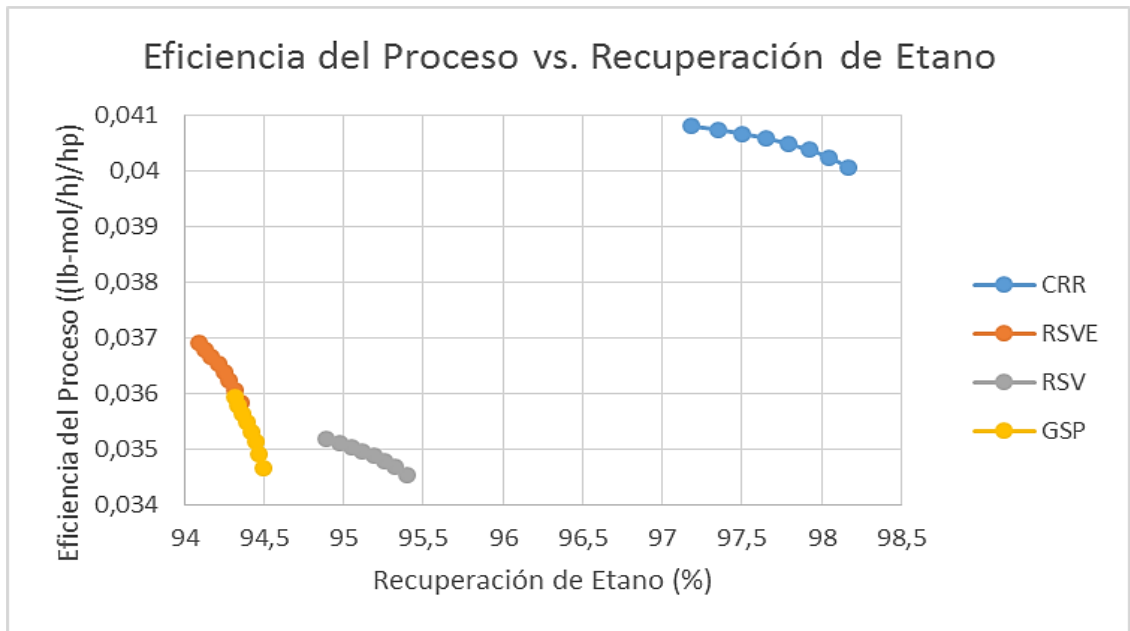
La **Gráfica 6** muestra un comportamiento similar en todos los procesos, ya que al aumentar el nivel de recuperación de etano disminuye la eficiencia del proceso debido a que el consumo de energía es mayor para obtener recuperaciones más altas. El proceso CRR es el más eficiente bajo estas condiciones y este resultado es similar al presentando por Najibi, Darabi y Kamali (2012).

4.3.6. Potencia del Compresor. En la **Gráfica 7**, se puede observar que los procesos CRR y RSV obtienen un nivel de recuperación de etano mayor en un punto de compresión relativa, o se observa que se requiere menos compresión para un determinado nivel de recuperación de etano en comparación con los otros procesos⁶⁹.

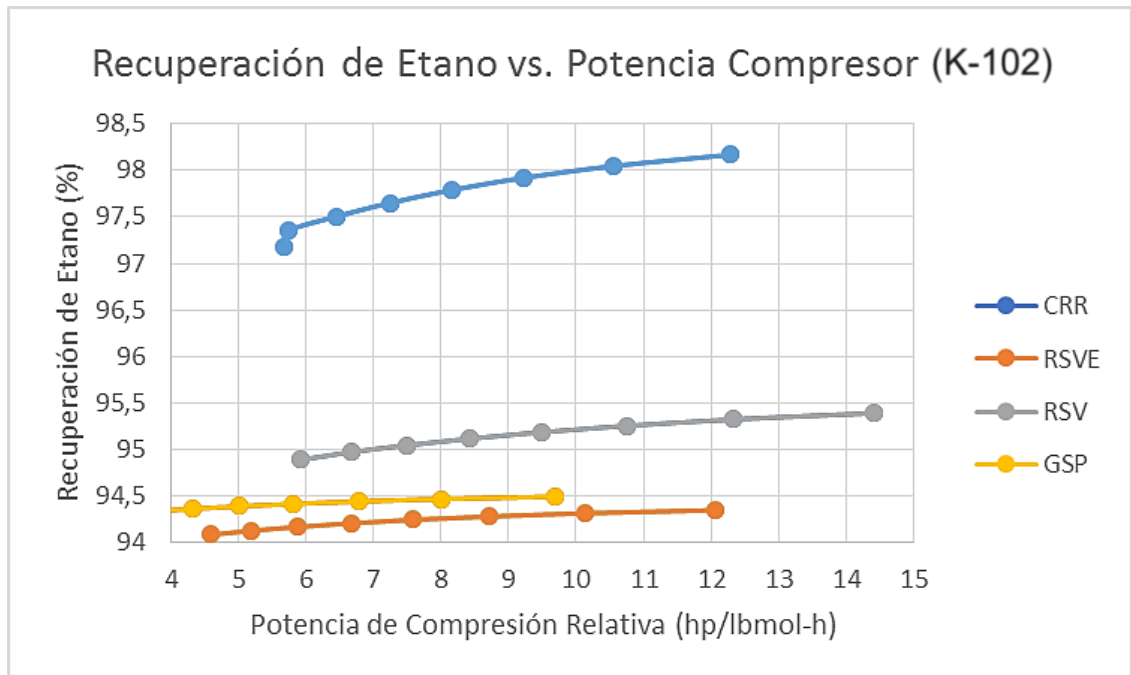
⁶⁸ PENNYBAKER, Kent, *et al.* A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

⁶⁹ PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

Gráfica 6. Eficiencia del Proceso vs. Recuperación de Etano.



Gráfica 7. Recuperación de Etano vs. Potencia del Compresor



5. CONCLUSIONES

- Los procesos Turboexpander son los más utilizados en la recuperación profunda de LGN especialmente de etano líquido, debido a su gran eficiencia con recuperaciones mayores al 90% como lo muestra la Gráfica 2, además estas plantas pueden adaptarse a los cambios de las condiciones del mercado (rechazo de etano) y siguen manteniendo la eficiencia en la operación.
- La composición del alimento, la presión de entrada, la presencia de CO₂, y la presión de la demetanizadora, son factores importantes en la adecuada selección del proceso y por lo tanto tienen que ser tomados en cuenta para que no se presenten problemas operacionales y así lograr óptimos resultados.
- La composición elegida para realizar las simulaciones es un gas pobre dado que esta investigación se basó en las patentes de cada proceso las cuales están diseñadas para un gas cuyo contenido de Metano es 92.5% y por lo tanto no dan un mayor énfasis en gases ricos.
- Según las simulaciones realizadas, los procesos más eficientes en cuanto a recuperación de líquidos son el CRR y el RSV ya que obtienen recuperaciones superiores al 95% esto se puede evidenciar en la Gráfica 2, pero según los resultados obtenidos se puede identificar que el CRR es la mejor opción dado que requiere menos energía de compresión para

lograr niveles de recuperación más altos que los demás procesos como se muestra en la Gráfica 7.

- La elaboración de los tutoriales es una herramienta didáctica la cual facilitará la simulación de estos procesos, permitiendo que los estudiantes tengan guías prácticas para seguir las actividades propuestas por el profesor y de esta manera consolidar su aprendizaje. Además pueden servir de base para otros tesisistas que quieran profundizar en el tema.

6. RECOMENDACIONES

- Para continuar con este estudio se recomienda a los futuros investigadores realizar la comparación de los procesos anteriormente mencionados utilizando una composición de gas rica para determinar la eficiencia de los procesos en cualquier tipo de composición.
- También se puede realizar un estudio económico en base a los procesos estudiados en el presente documento y de esta manera obtener conocimientos y criterios adicionales para escoger el proceso con mayor viabilidad económica y con niveles de recuperación altos.
- Como se describe en el primer capítulo existen otros procesos turboexpander como son el IPSI-I y el IPSI-II los cuales presentan ventajas adicionales, por lo tanto se pueden realizar nuevas simulaciones para evaluar su eficiencia y de esta manera poder compararlos con los procesos ya estudiados en cuanto al nivel de recuperación.

BIBLIOGRAFÍA

BAI, Lily, et al. Retrofit for NGL Recovery Performance Using a Novel Stripping Gas Refrigeration Scheme. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (85: 5-8, Marzo, 2006, Grapevine, Texas). Houston, Texas: IPSI LLC, p.300-315.

CAMPBELL, John M. Refrigeration System. En: Gas Condition and Processing, Vol. 2: The Equipment Modules. 8 Ed. Norman, Oklahoma: R.A. Hurbbard, John M. Campbell. 2000. p. 213-266.

ESMAEILI, Arash y GHABOULI, Omid. Steady State Simulation and Experimental Study of an Ethane Recovery Unit in an Iranian Natural Gas Refinery. En; World Academy of Science, Engineering and Technology. Marzo, 2011. Vol 5. No.54. p. 115-119.

FOGLIETTA, Jorge. New Technology Aids in Efficient, High Recovery of Liquids from Rich Natural Gas Streams. En: Technical Conference Gas Processors Association (12: 5, mayo, 2004: JW Marriott, Kuwait). Houston, Texas: Lummus Process Technology; Randall Gas Technologies; a Division of ABB Lummus Global Inc. p. 1-15.

GETU, MESFIN *et al.* Studying the Effect of Feed Composition Variation on Typical Natural Gas Liquid (NGL) Recovery Processes. En: Computer Aided Chemical Engineering. Julio, 2012, vol. 31, p. 405-409.

GETU, Mesfin, et al. Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery process under variations of feed compositions. En: Chemical Engineering research and design. Julio, 2013. Vol. 91, no 7, p. 1273.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Hydrocarbon Recovery. En: Engineering Data Book. 13 ed. Tulsa, Oklahoma: GAS PROCESSORS ASSOCIATION. 2012. p.1-40.

HIDNAY, Arthur y PARRICH, William. Hydrocarbon Recovery. En: Fundamentals of Natural Gas Processing. Boca Ratón.: Taylor and Francis Group, 2006. p. 165-197.

Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy y WILKINSON, John. Fecha de presentación: 18, octubre, 1977. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.157.904. 12, Junio, 1979.

Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 21, noviembre. .1988. Estados Unidos. Patente de invención. US 4.889.545. 26, diciembre, 1989.

Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Fecha de presentación: 10, noviembre, 1996. Estados Unidos. Patente de invención. US 5.568.737. 29, octubre, 1996.

Hydrocarbon Gas Processing. Inventores: CAMPBELL, Roy; WILKINSON, John; HUDSON, Hank; CUELLER, Kyle. Fecha de presentación: 20, Agosto, 1997. Estados Unidos. Patente de invención. US 5.881.569. 16, marzo, 1999.

HUDSON, Hank, et al. Integrated Liquids Recovery Technology Improves LGN Production Efficiency. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (82: 11, Marzo, 2003: San Antonio, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, Ltd, P.1-8.

Internal Refrigeration for Enhanced NGL Recovery. Inventores: LEE, Rong; ZHANG, Ying; YAO, Jame; CHUN, Jong y ELLIOT, Douglas. Fecha de presentación: 10, enero, 2005. Patente de invención. Estados Unidos. US 7.257.966. 21, agosto, 2007.

KONUKMAN, Alp y AKMAN, Ugur. Flexibility and operability analysis of a Hen-integrated Natural gas expander plant. En: Chemical engineering Science. Diciembre, 2005. Vol. 60, no.24, p.7057-7074.

LYNCH, Joe y PITMAN, Richard. Retrofitting the Williams Energy Services Ignacio Plant for Higher Throughput and Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (78: 3, marzo, 1999: Nashville, Tennessee). Durango, Colorado: Ortloff Engineers, LTD; Williams Energy Services. p. 342-348.

MARÍN, Hoover y SÁNCHEZ, David. Evaluación de la aplicación de las técnicas de autorrefrigeración turboexpander y expansión Joule Thomson para el recobro de

líquidos a partir del gas Natural, Caso estudio. Tesis de Grado Ingeniería de Petróleos. Bucaramanga.: Universidad Industrial de Santander. Facultad Físico-Químicas. Escuela Ingeniería de Petróleos, 2012. 134 p.

MEHRA, Yuv y GASKIN, Thomas. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. En: Oil & Gas Journal. Marzo, 1999. p. 62-69.

MEHRPOOYA, Mehdi; VATANI, Ali y MOUSAVIAN, Ali. Introducing a Novel Integrated NGL Recovery Process Configuration (with a Self-Refrigeration System (open-close cycle)) With Minimum Energy Requirement. En: Chemical Engineering and Processing. Abril, 2010, vol. 49, no. 4, p. 376-388.

MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, J. Natural Gas Liquids Recovery. En: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Oxford: Elsevier, 2006. p. 365-400.

NAJIBI, Hesam; DARABI, Hamid y KAMALI, Mohammad. A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced in one of the Iran Southern Fields. En: Iranian Journal of Oil & Gas Science and Technology. Otoño, 2012. Vol. 1, no.1, p. 13-24.

ORTLOFF ENGINEERS LTD. Recycle Split Vapor Process [online]. Midland, Texas: Julio. 2005. [Cited 23 March 2014], available from internet: <http://www.ortloff.com/files/RSV.pdf>.

ORTLOFF ENGINEERS LTD. Gas subcooled Process [online]. Midland, Texas: Julio. 2010. [Cited 25 March 2014], available from internet:

<http://www.ortloff.com/files/GSP-01.pdf>.

PENNYBAKER, Kent, et al. A Comparative Study of propane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (78: 1-3, marzo, 1999: Nashville, Tennessee). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-15.

PENNYBAKER, Kent, et al. A Comparative Study of Ethane Recovery Processes. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (79: 13-15, marzo, 2000: Atlanta, Georgia). Lawrence, Kansas: River city Engineering, Inc. p. 1-20.

PINO, Fernando. Curso Gasotecnia (063-3423) Unidad I. Maturín, Venezuela.: Universidad de Oriente. 2011.

PITMAN, Richard; HUDSON, Hank y WILKINSON, John. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. En: Annual Convention of the Gas Processors Association (77: 16, marzo, 1998: Dallas, Texas). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-13.

RAMIREZ, Rhona. Evaluación de la recuperación de líquidos de gas natural mediante la expansión con válvulas JT. Propuesta de Proyecto de Grado Especialista en Ingeniería de Gas Natural. Sartenejas.: Universidad Simón Bolívar, 2008. 28 p.

SANTOS, N. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento del Gas Natural y Plantas de Tratamiento del Gas Natural. Libro de Especialización en Ingeniería del Gas. Bucaramanga.: Universidad Industrial de Santander, 2011.

VERGEL, Kelly y ARANGO, Carlos. Propuesta para Evaluar la Efectividad del Sistema de Biodegradación de Fenoles de la Planta de tratamiento de Aguas Residuales Industriales de la Refinería de Ecopetrol en Barrancabermeja Santander. Tesis de Especialización en Química Ambiental. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de ingeniería Química, 2010. 82p.

WILKINSON, John y HUDSON, Hank. Improved NGL Recovery Designs Maximize Operating Flexibility and Product Recoveries .En: Annual Meeting of the Gas Processors Association (71: 18, marzo, 1992: Anaheim, California). Midland, Texas: Ortloff Engineers, p. 1-8.

ANEXOS



ANEXO A: TUTORIAL PROCESO GSP. GAS SUBCOOLED PROCESS.

OBJETIVOS

- Conocer y entender el Proceso de Gas Sub-enfriado.
- Realizar la simulación en HYSYS del proceso GSP.

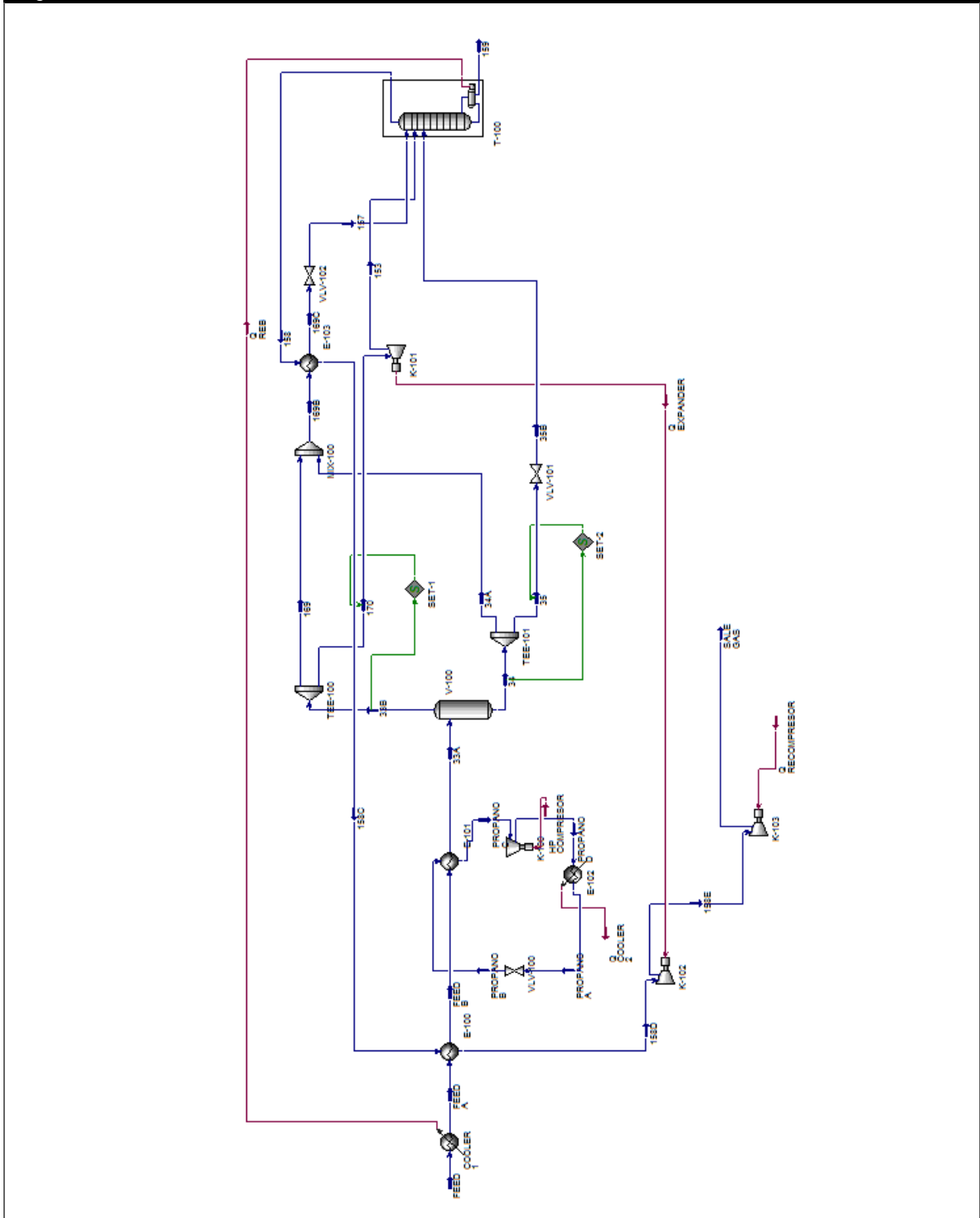
PROCESO DE GAS SUB-ENFRIADO (GSP)

El proceso de gas sub-enfriado (GSP) fue desarrollado a raíz de una serie de problemas encontrados en el proceso de expansión convencional. Este proceso se ilustra en la figura 1, en donde se alteran algunas formas del proceso convencional. Una porción del gas del separador frío es enviado a un intercambiador de calor donde este es totalmente condensado con la corriente general. Esta corriente es flasheada en el tope de la demetanizadora proporcionando reflujo a la misma. El alimento del expansor se envía a la torre varias etapas por debajo del tope de la columna. Debido a esta modificación, el separador frío opera a condiciones mucho más cálidas lejos de las condiciones críticas del sistema. Adicionalmente, la recompresión del gas residual es menor que la requerida en el proceso de expansión convencional.

El diseño GSP ha tenido varias modificaciones. Una de ellas es tomar una porción de líquido del separador frío junto con el gas de ese separador y llevarlo al intercambiador de calor ubicado en el tope. Generalmente, esto puede ayudar a reducir los caballos de fuerza para la compresión. El proceso también puede ser diseñado para usar sólo una parte del líquido del separador frío como reflujo. Generalmente esta modificación se utiliza para gases ricos con GPM mayor a 3. El diseño GSP es muy tolerante al CO₂; algunos diseños no requieren de la remoción total de CO₂ para poder obtener altas recuperaciones. Los niveles de CO₂ son muy dependientes de la composición y de la presión de funcionamiento, pero niveles de CO₂ de hasta el 2% pueden ser tolerados en un diseño GPS.



Figura 1. Proceso GSP en Herramienta HYSYS



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Definir las bases de la simulación.

- 1.1. Iniciar un nuevo caso.
- 1.2. Adicionar los componentes in “Component Lists”
 - N₂, CO₂, C1-C10.
- 1.3. Seleccionar la ecuación de estado PENG ROBINSON en “Fluid Packages”
- 1.4. Ingrese a “Simulation Environment”

2. Adicionar la corriente de alimento.



- 2.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione “**Material Stream**”.
- 2.2. Doble **click** sobre el ícono de la corriente.

En esta celda...	Ingresar...
Nombre	Feed
Temperatura	100° F (37.78 °C)
Presión	910 psia (6274 kPa)
Tasa de Flujo	10980 lbmol/h (100 MSCFD)
Composición	Fracción Molar
N ₂	0.0000
CO ₂	0.0000
C1	0.9717
C2	0.0189
C3	0.0029
i-C4	0.0013
n-C4	0.0012
i-C5	0.0007
n-C5	0.0005
C6	0.0004
C7	0.0024
C8	0.0000
C9	0.0000
C10	0.0000

3. Adicionar un Cooler.

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634

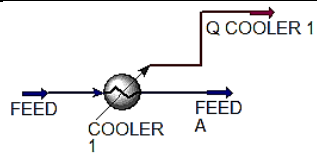
Código: 2094632



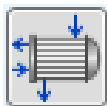
- 3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 3.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 3.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Nombre	Cooler 1
Entrada	Feed
Energía	Q Cooler 1
Salida	Feed A
Parámetros	
Delta P	5 psia
Duty	1.5 E6 Btu/h

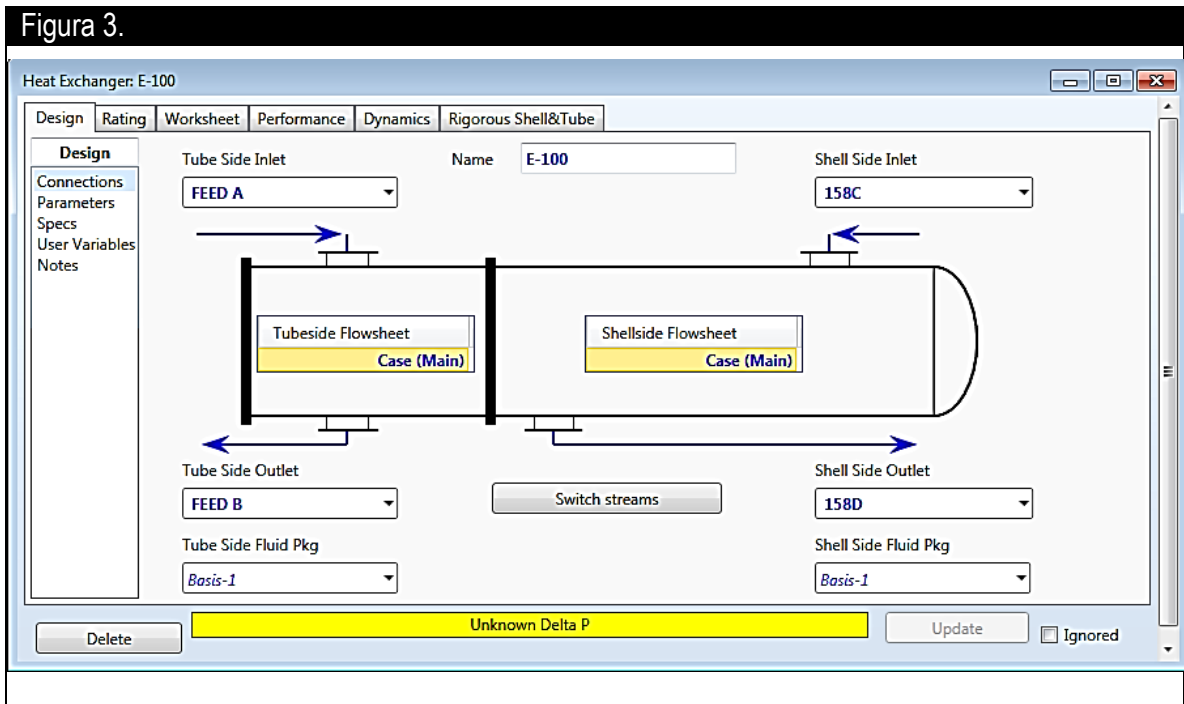
Figura 2.



4. Adicionar un Intercambiador de Calor.



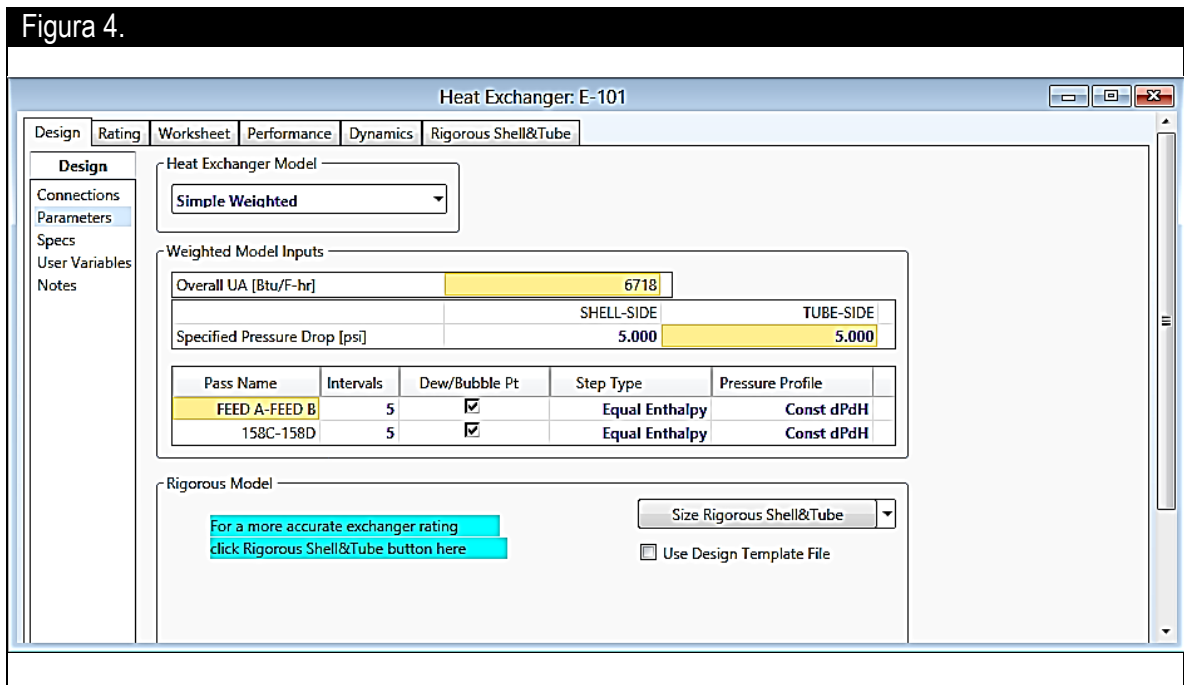
- 4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 4.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 4.3. En la pestaña **Design** seleccione **Conexiones (Connections)** e ingrese la siguiente información.



4.4. Seleccione Parámetros e ingrese la siguiente información.

4.4.1. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.

4.4.2. Ingresar una caída de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



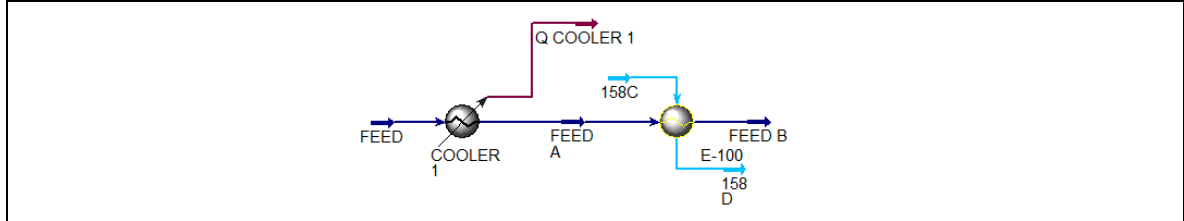
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

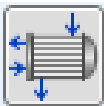
- 4.5. En la pestaña **Worksheet**, suministre la temperatura $-6\text{ }^{\circ}\text{F}$ ($-21.11\text{ }^{\circ}\text{C}$) en la corriente Feed B.

Figura 5.



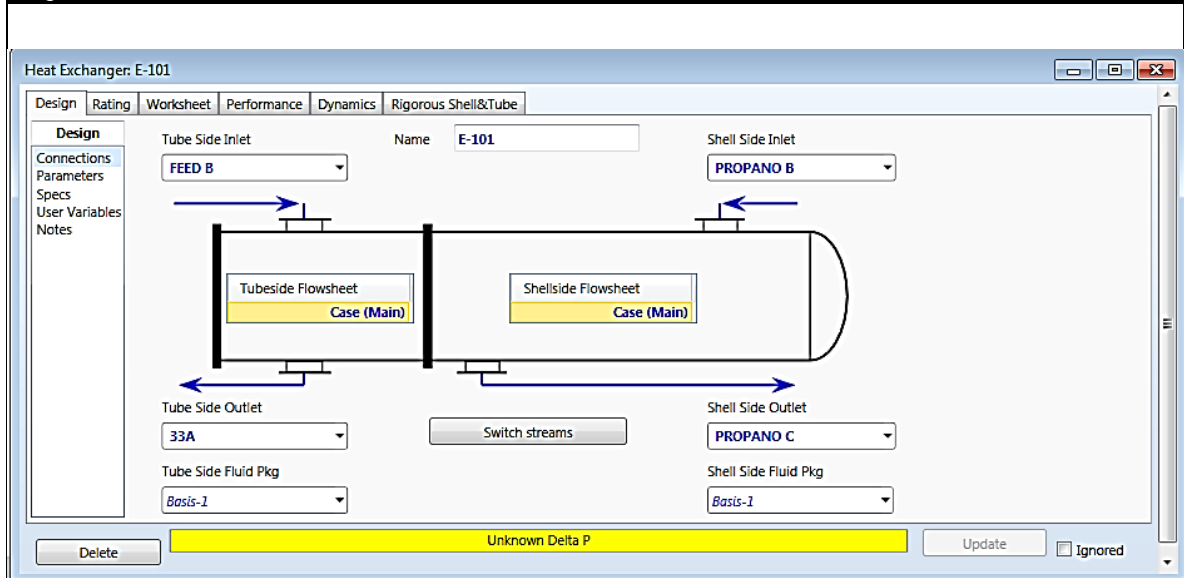
5. Adicionar Refrigeración Externa (C3)

5.1. Adicione un Intercambiador de Calor

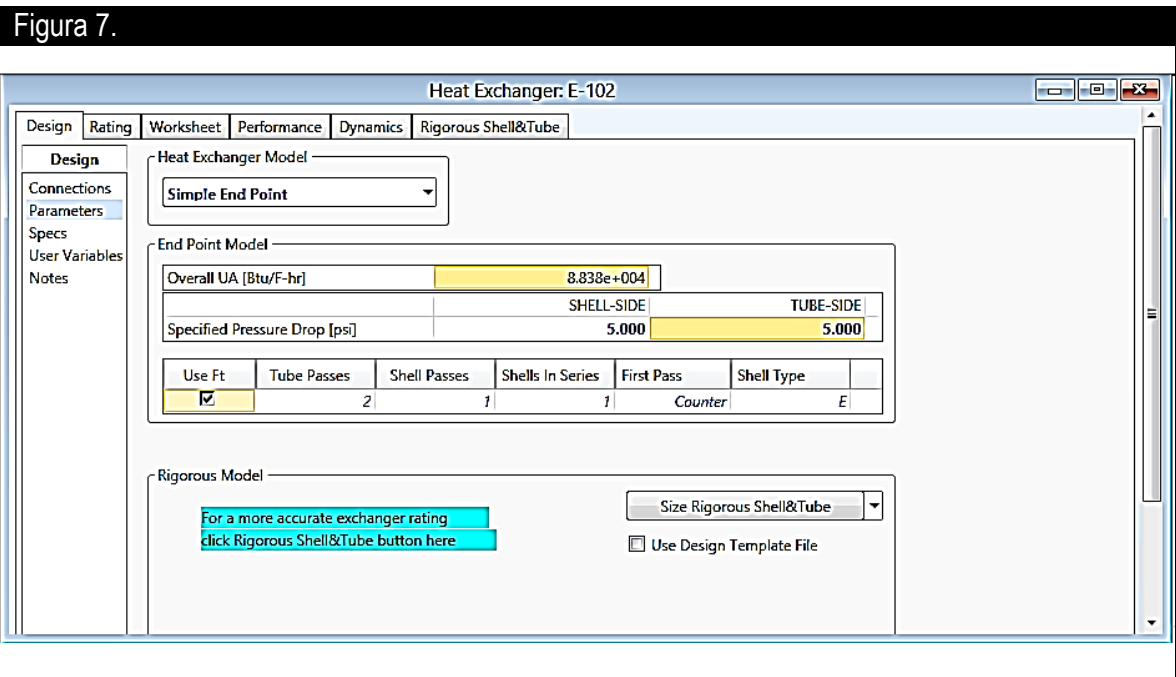


- 5.1.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 5.1.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 5.1.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

Figura 6.



- 5.1.4. Seleccione Parámetros.
- 5.1.5. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



5.1.6. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 33A	
Temperatura	-67 °F (-55°C)
Corriente PROPANO B	
Temperatura	-72 °F (-57.78°C)
Corriente PROPANO C	
Vapor	1
Temperatura	-72 °F (-57.78°C)

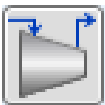
5.1.7. Doble **Click** en la corriente Propano B, en la pestaña **Worksheet** seleccione Composición e ingrese 1 en Propano (C3).

5.2. Adicione un Compresor.

5.2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Compresor

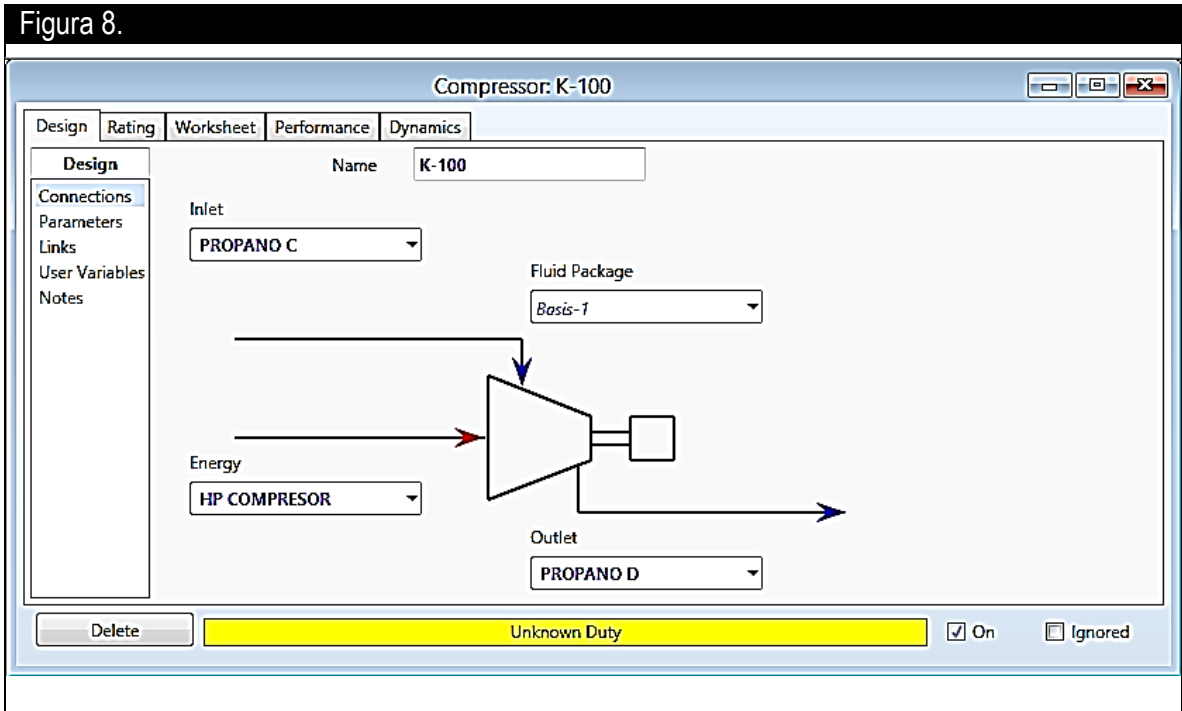
5.2.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.

5.2.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO C
Salida	PROPANO D
Energía	HP COMPRESOR

Figura 8.



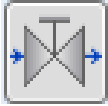
5.3. Adicionar un Cooler



- 5.3.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Cooler.
- 5.3.2. Doble Click en el icono del Cooler.
- 5.3.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

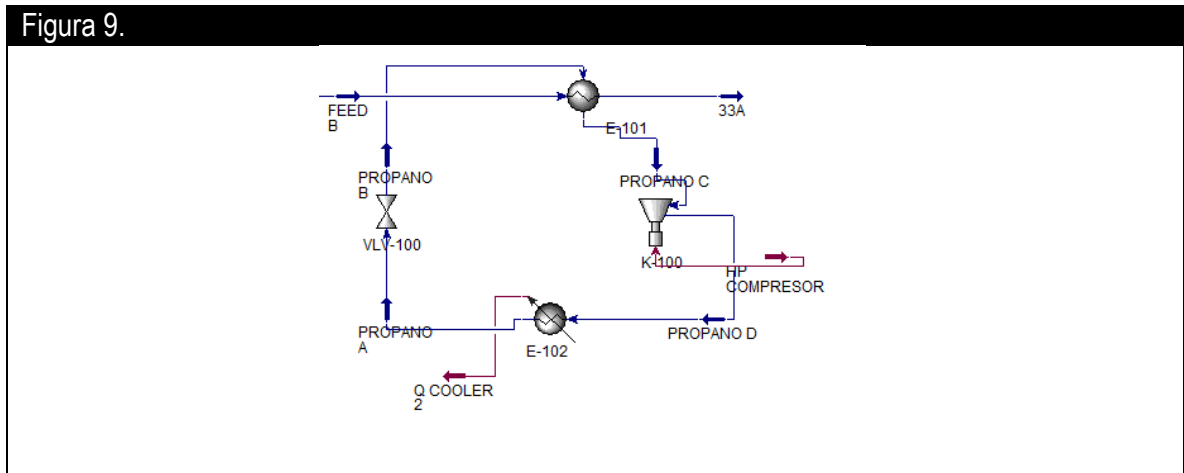
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO D
Salida	PROPANO A
Energía	Q COOLER 2
Parámetros	
Delta P	5 psia

5.4. Adicionar una válvula.



- 5.4.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 5.4.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 5.4.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO A
Salida	PROPANO B
Parámetros	
Delta P	170 psi



6. Adicionar un separador.

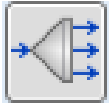


- 6.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un separador.
- 6.2. Doble **Click** en el icono del separador.
- 6.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	33A
Salida de Vapor	33B
Salida de Líquido	34



7. En la corriente 33B, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 7.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 7.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 7.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

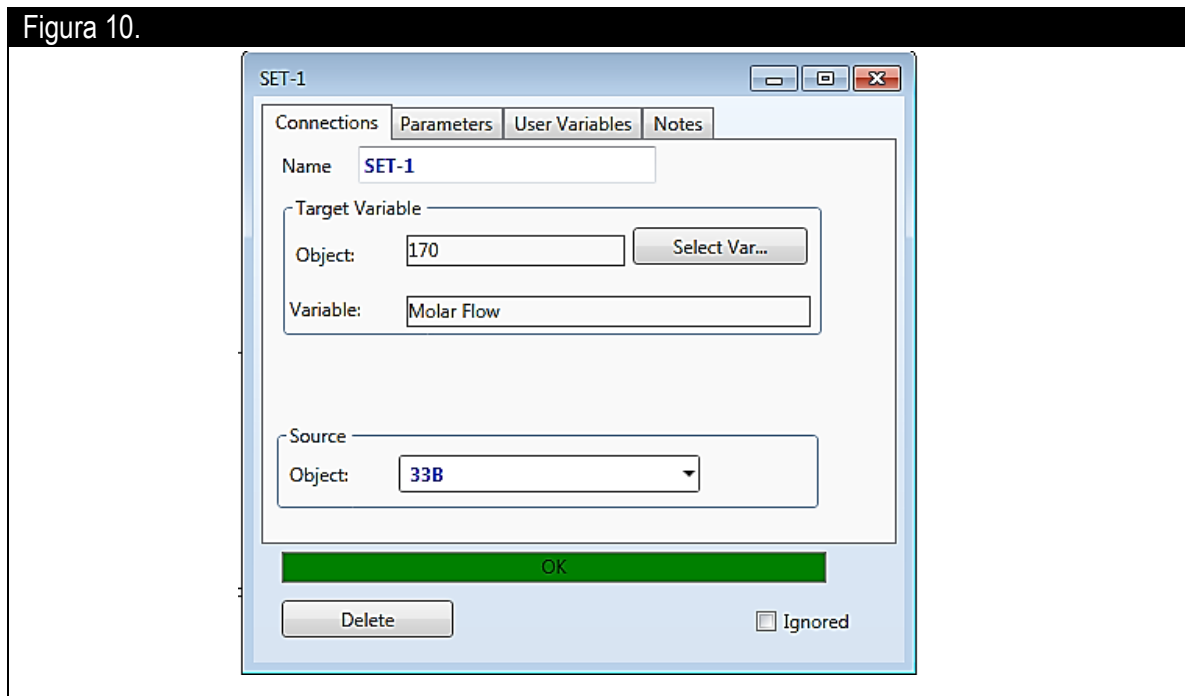
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	33B
Salida 1	169
Salida 2	170

8. Adicionar una operación lógica (SET)



- 8.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 8.2. Doble **Click** en el icono del **Set**.
- 8.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información

Figura 10.





Nota: La operación SET se usa para fijar el valor de una variable de proceso en relación con otra del mismo tipo. Por ejemplo, el flujo molar de dos corrientes.

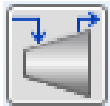
8.4 .En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.7



Nota: La corriente de vapor que sale del separador es dividida en 2 porciones, la porción principal (170) está en un rango de 65 a 70 % del flujo molar que ingresa al divisor e irá al turboexpansor.

9. En la corriente 170, adicionar un Expansor.



9.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Expansor.

9.2. Doble Click en el icono del Expansor.

9.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

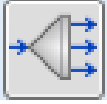
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	170
Salida	153
Energía	Q EXPANDER

9.4. En la pestaña Worksheet, ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 153	
Presión	250 psia



10. Retomando la corriente 34 (el líquido del separador), adicionar un divisor de corriente (Tee).



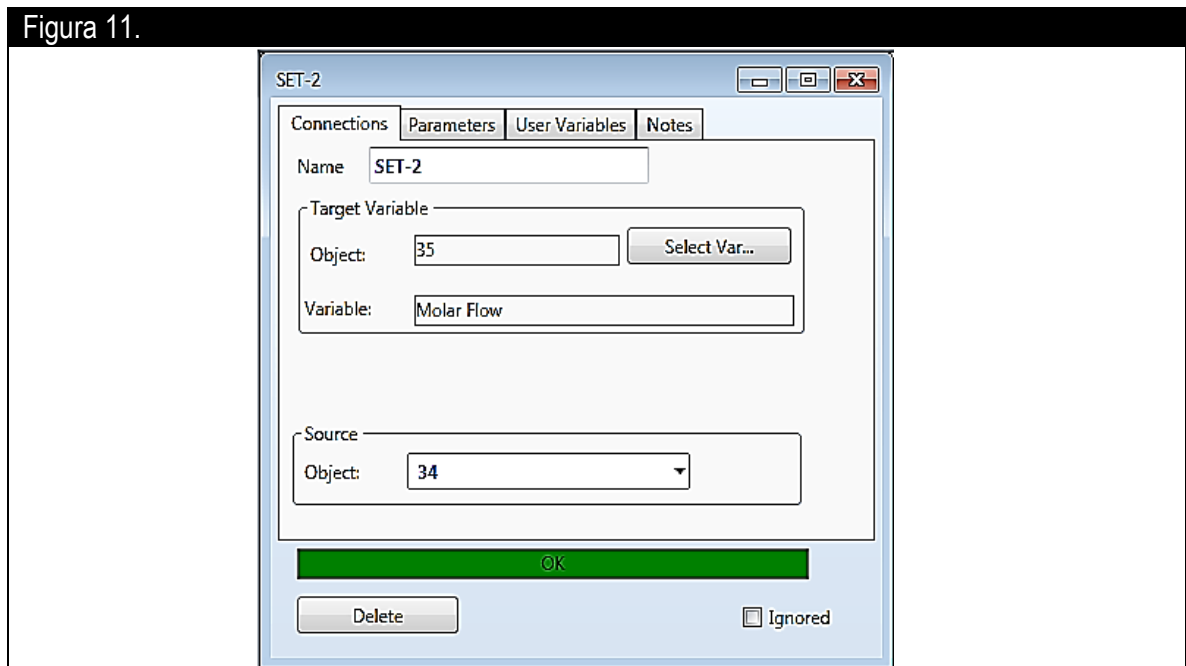
- 10.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 10.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 10.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	34
Salida 1	34A
Salida 2	35

11. Adicionar una operación lógica (SET)

Cn(A)

- 11.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione Set.
- 11.2. Doble Click en el icono del Set.
- 11.3. En la pestaña Connections ingrese la siguiente información



- 11.4. En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

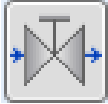
Código: 2094634

Código: 2094632



En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.9

12. Adicionar una válvula.



- 12.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 12.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 12.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	35
Salida	35B

- 12.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 35B	
Presión	250 psia

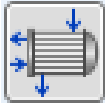
13. Retomando la corriente 169, adicionar un mezclador.



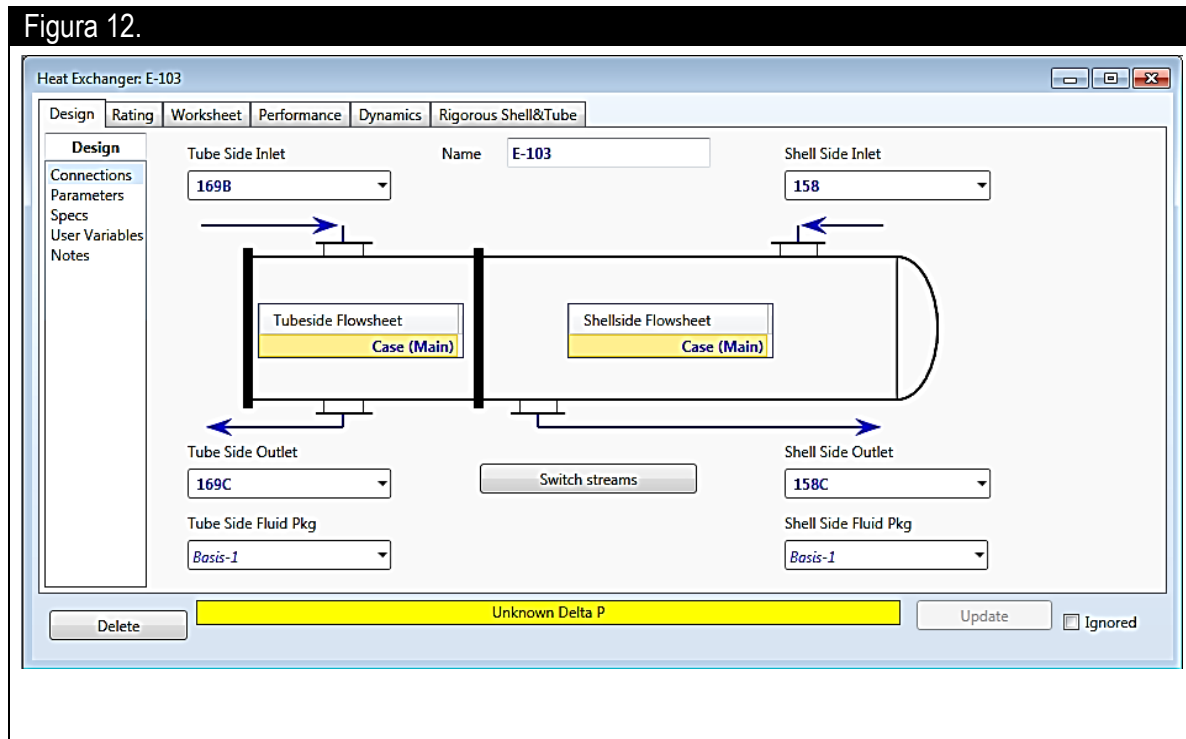
- 13.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 13.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 13.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	169
Entrada 2	34A
Salida	169b

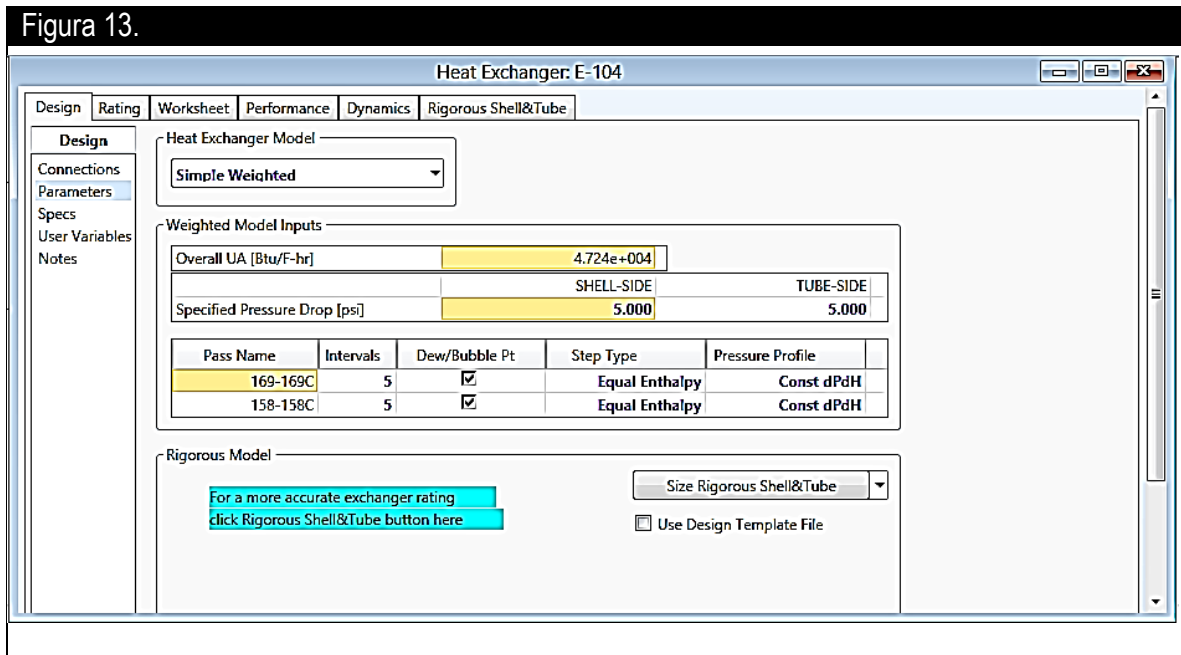
14. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 14.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 14.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 14.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:



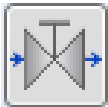
- 14.4. Seleccione Parámetros.
- 14.5. En modelo del Intercambiador seleccionar "**Simple Weighted**".
- 14.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcasa de 5 psia.



14.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 169C	
Temperatura	-152 °F (-102.2 °C)

15. Adicionar una válvula.



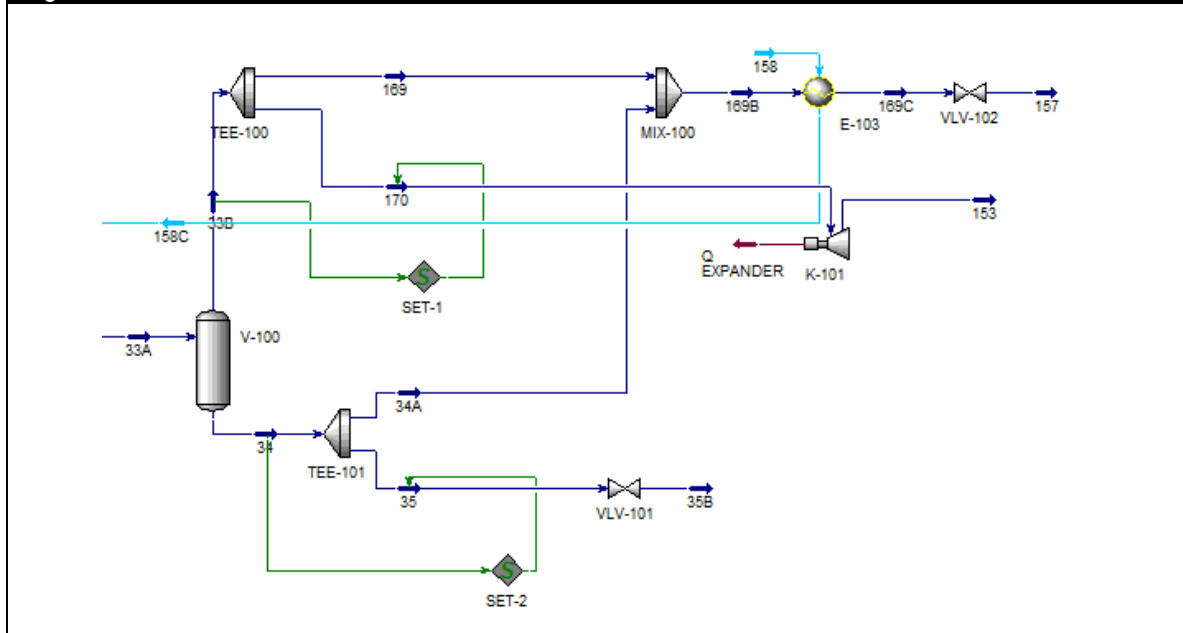
- 15.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 15.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 15.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	169C
Salida	157

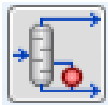
15.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 157	
Presión	250 psia

Figura 14.



16. Adicionar una columna Demetanzadora (Reboiled Absorber Column) e ingresar la información como se muestra en las siguientes imágenes.

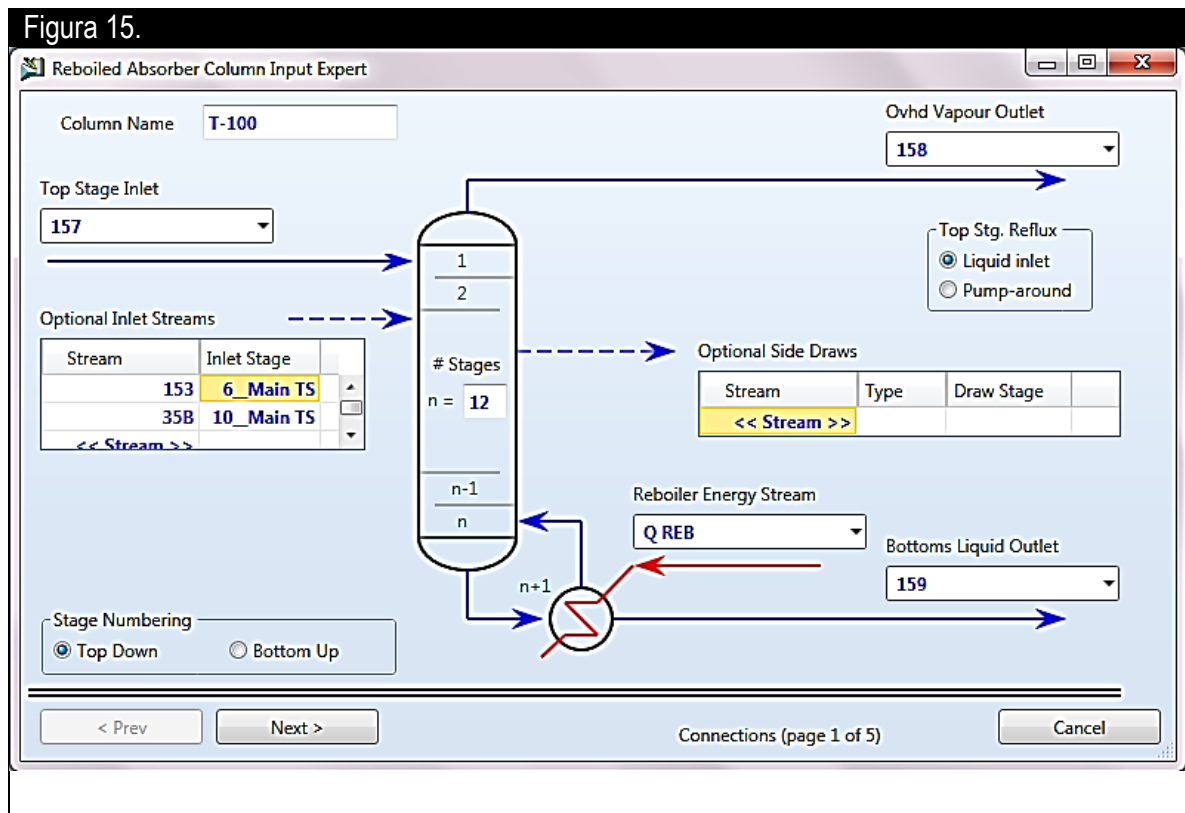


- 16.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione **Columns**.
- 16.2. Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 16.3. Doble Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 16.4. Ingrese la siguiente información.

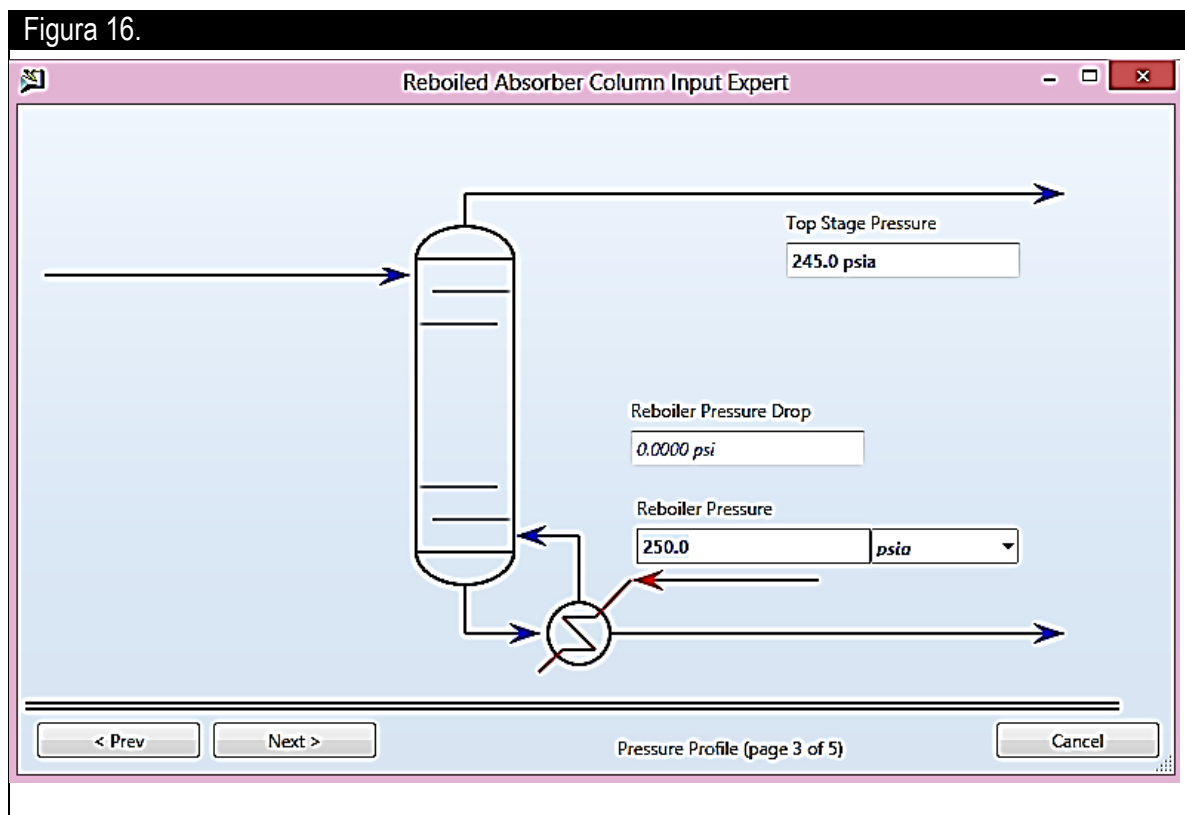
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

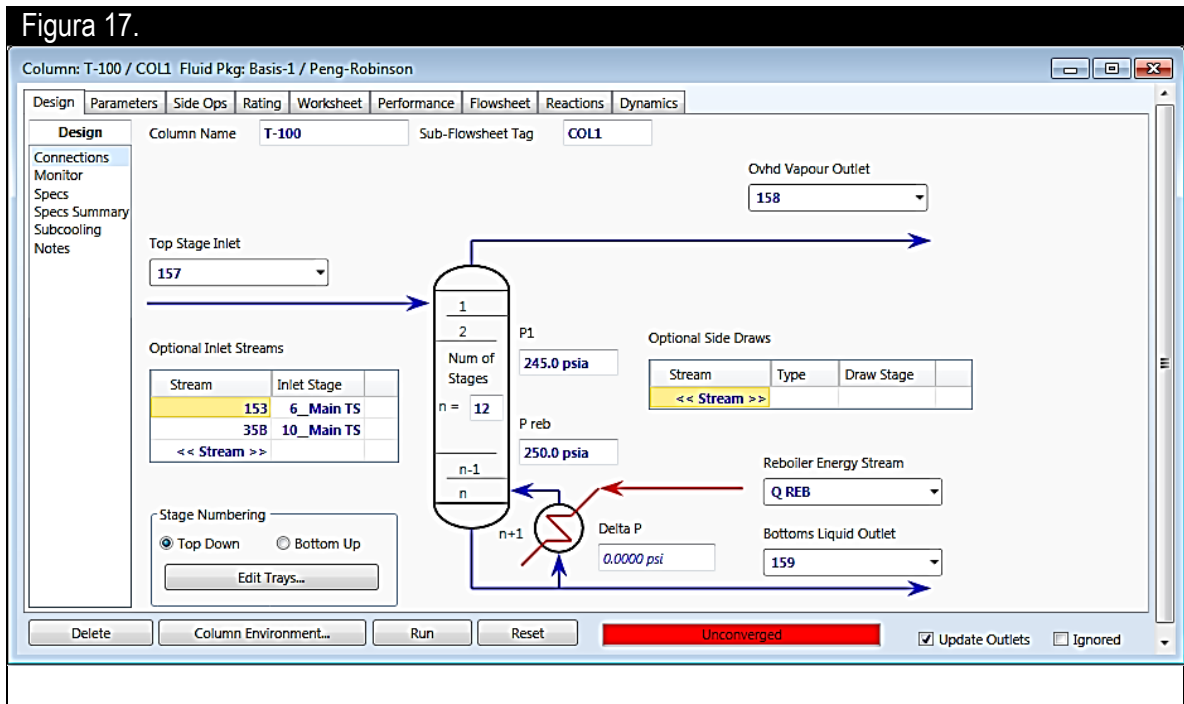


- 16.5. Click en Next para continuar.
- 16.6. Click en Next, ya que se utilizará la configuración del Reboiler por defecto.
- 16.7. Suministrar la siguiente información de las presiones estimadas para este caso.

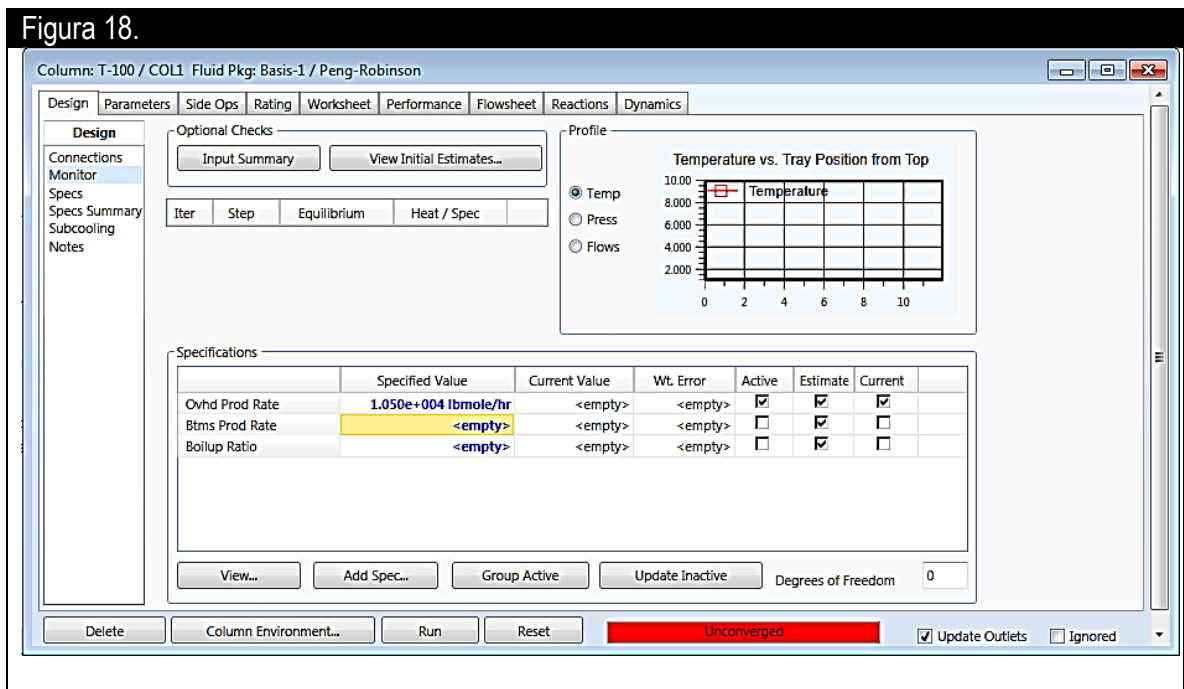


- 16.8. Click en **Next**.
- 16.9. Click en **Next**.
- 16.10. Para este caso no hay información suministrada y click en Done.

Cuando se da click en el botón Done, HYSYS abrirá la pestaña de las propiedades de la columna.



16.11. En la pestaña **Design**, submenú **Monitor**: Ingresar el valor de la especificación de la tasa de flujo del tope de la columna (Overhead Rate): 95.62 MSCFD (10500 lbmol/h).



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Diaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



Click en el botón **Run** para correr la columna.



NOTA: Aunque la columna converge, no siempre es práctico tener especificaciones de caudal. Estas especificaciones pueden resultar en columnas que no pueden converger o que producen corrientes de producto con propiedades no deseables si las condiciones de alimentación de la columna cambian. Una alternativa consiste en especificar cualquiera de las fracciones de componentes o recuperaciones de componentes para las corrientes de producto de la columna.

17. Adicionar una especificación

17.1. Ir a especificaciones (**specs**) en la pestaña Design de las propiedades de la columna

Figura 19.

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Design

Connections
Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Column Specifications

Ovhd Prod Rate View...
Btms Prod Rate Add...
Boilup Ratio Delete

Update Specs from Dynamics

Default Basis: Molar

Degrees of Freedom: 1

Switch To Alternate Specs

Specification Details

Active
Use As Estimate
Current
Dry Flow Basis

Converged? Inactive

Spec Type

Fixed/Ranged Spec Fixed
Primary/Alternate Spec Primary

Values

Specification Value 9882 lbmole/hr
Current Calculated Value 9612 lbmole/hr

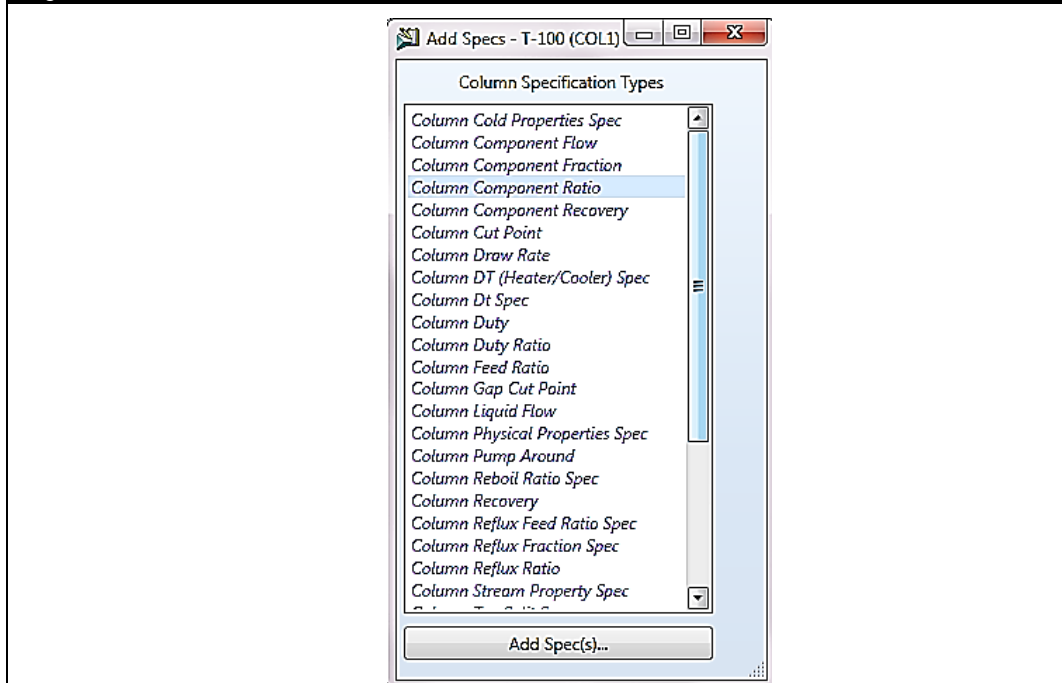
Errors

Weighted Tolerance 1.000e-002
Weighted Calculated Error -2.735e-002
Absolute Tolerance 2.205 lbmole/hr
Absolute Calculated Error 270.3 lbmole/hr

17.2. Click en **Add** en la columna de especificaciones para crear una nueva especificación.

17.3. Seleccionar **Column Component Ratio**

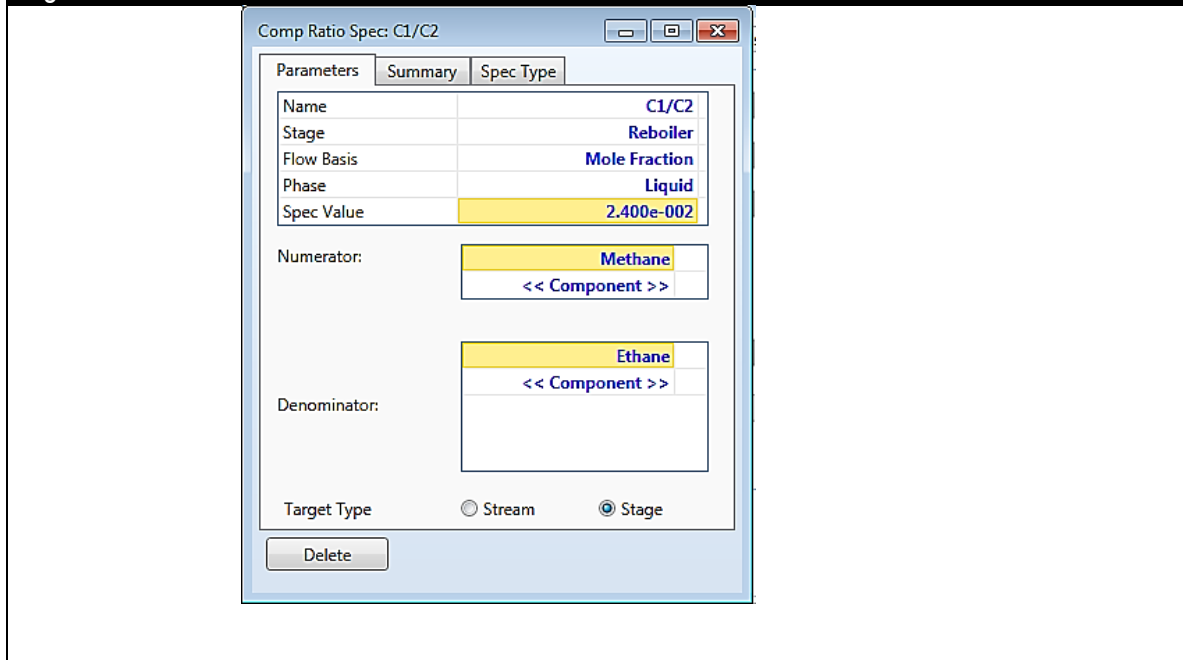
Figura 20.



17.4. Click en el botón **Add Spec**.

17.5. Complete la especificación como se muestra en la siguiente figura:

Figura 21.



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

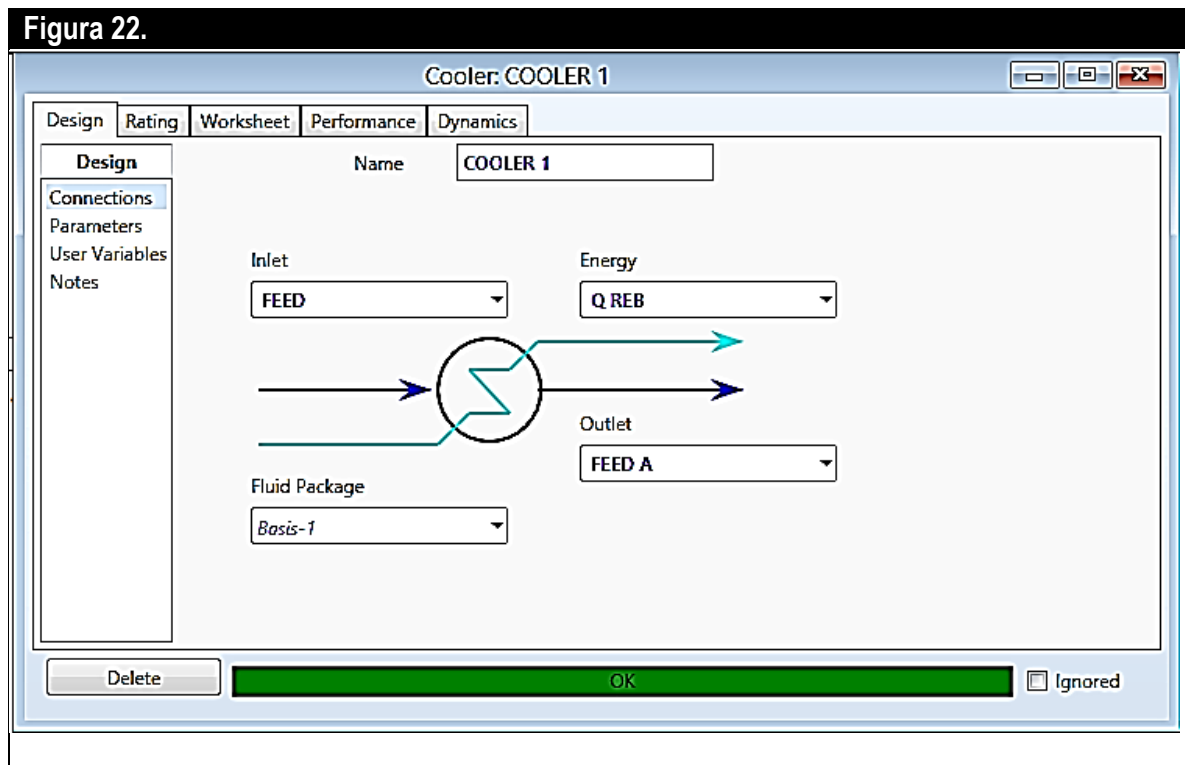
Código: 2094634
Código: 2094632



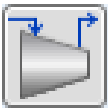
17.6. Ir a la pestaña **Monitor**. Desactivar la especificación **Ovhd Prod Rate** y activar la especificación **C1/C2**.

18. Retomamos el Cooler 1 en el cual la energía es cambiada por la energía de la columna es decir **Q COOLER 1** por **Q REB**.

18.1. Eliminar la energía **Q COOLER 1**.



19. Retomando la corriente 158D, adicionar un compresor.

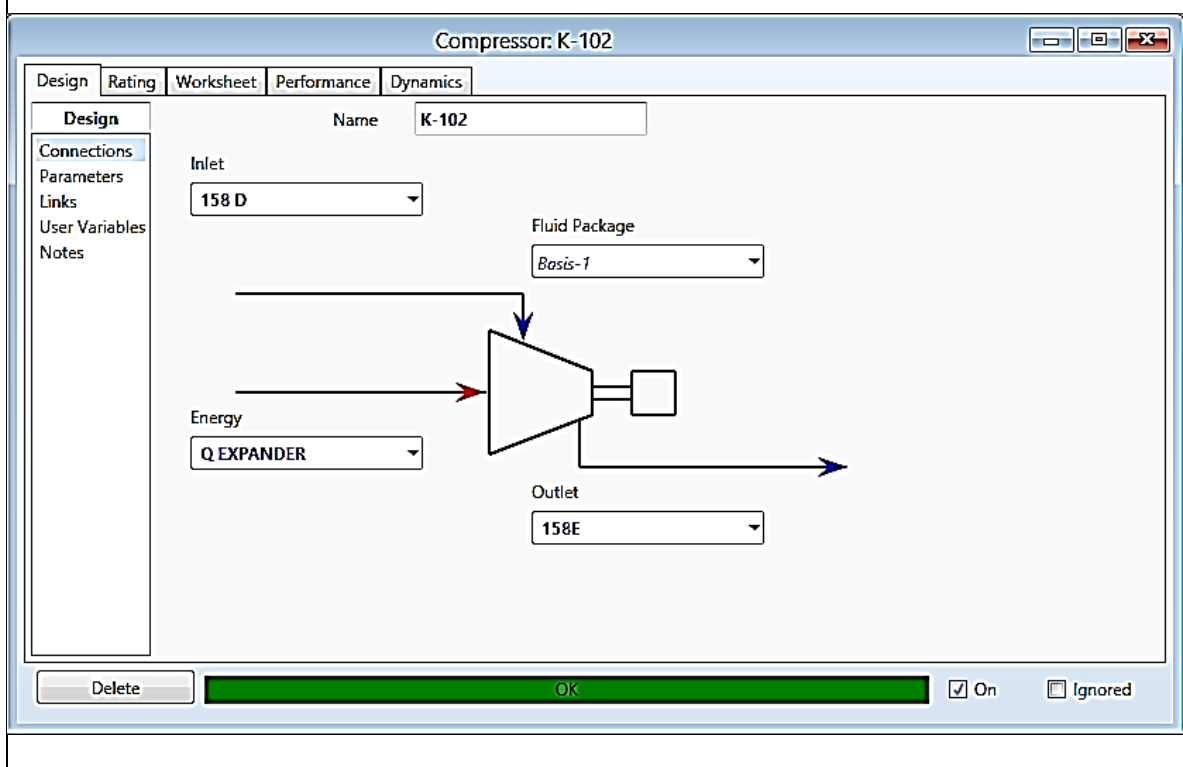


- 19.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 19.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 19.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	158D
Salida	158 E
Energía	Q EXPANDER

Figura 23.



20. Adicionar un compresor.



- 20.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 20.2. Doble Click en el icono del Compresor.
- 20.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	158E
Salida	SALE GAS
Energía	Q RECOMPRESOR

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz RodríguezCódigo: 2094634
Código: 2094632



20.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
SALE GAS	
Presión	900 psia

Figura 24.

Compressor: K-103

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet	Name	158E	SALE GAS	Q RECOMPRESOI
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	-16.77	154.4	<empty>
Composition	Pressure [psia]	306.8	900.0	<empty>
PF Specs	Molar Flow [lbmole/hr]	1.068e+004	1.068e+004	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	1.714e+005	1.714e+005	<empty>
	LiqVol Flow [barrel/day]	3.920e+004	3.920e+004	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.322e+004	-3.190e+004	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35.86	36.41	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-3.547e+008	-3.406e+008	1.412e+007

Delete OK On Ignored

GUARDA TU CASO.



ANEXO B: TUTORIAL PROCESO CRR. COLD RESIDUE GAS-RECYCLE

OBJETIVOS

- Conocer y entender el Proceso de Recirculación de gas residual frío.
- Realizar la simulación en HYSYS del proceso CRR.

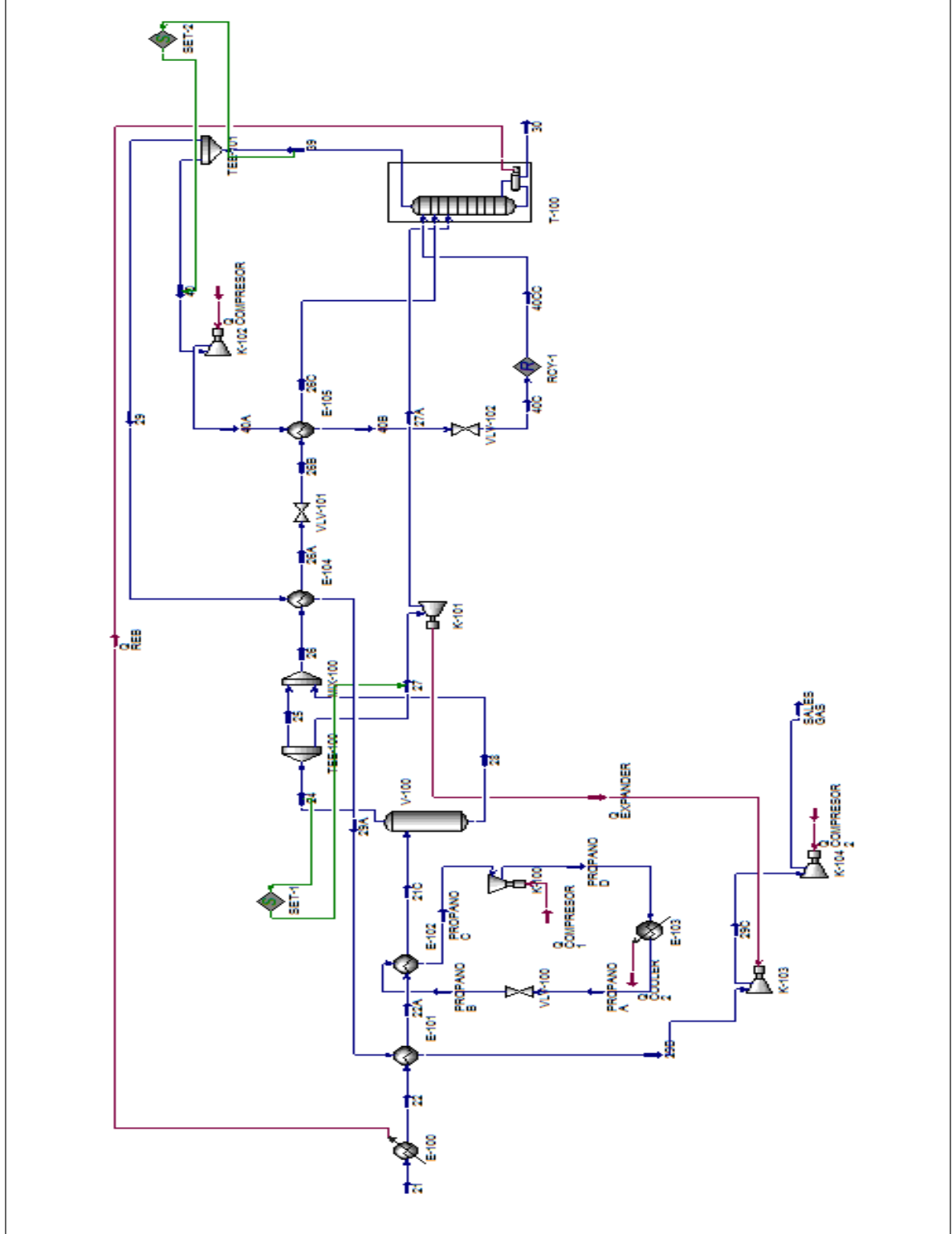
PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE GAS RESIDUAL FRÍO (CRR)

El proceso de reciclo de residuo frío (CRR) es una modificación del proceso GSP el cual permite obtener altos niveles de recobro de etano. El proceso de flujo de esta planta CRR es similar al GSP excepto que el compresor y el condensador han sido añadidos al sistema general para tomar una porción de gas residual y proporcionar un reflujo adicional para la demetanizadora. Esta corriente de reflujo se adiciona para rectificar los vapores en la torre demetanizadora con el fin de minimizar la cantidad de etano y otros hidrocarburos más pesados que salen en la parte superior.

Este proceso es atractivo para recuperaciones extremadamente altas de etano. Con este proceso se puede lograr un recobro alrededor del 98%. Este proceso también es excelente para recuperaciones extremadamente altas de metano al tiempo que expulsa todo el etano.



Figura 1. Proceso CRR en Herramienta HYSYS



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Definir las bases de la simulación.

- 1.1. Iniciar un nuevo caso.
- 1.2. Adicionar los componentes in “Component Lists”
 - N₂, CO₂, C1-C10.
- 1.3. Seleccionar la ecuación d estado PENG ROBINSON en “Fluid Packages”
- 1.4. Ingrese a “Simulation Environment”

2. Adicionar la corriente de alimento.



- 2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione “**Material Stream**”.
- 2.2. Doble **click** sobre el ícono de la corriente.

En esta celda...	Ingresar...
Nombre	Feed
Temperatura	120° F (48.89°C)
Presión	1040 psia (7171 kPa)
Tasa de Flujo	10980 lbmol/h (100 MSCFD)
Composición	Fracción Molar
N ₂	0.0000
CO ₂	0.0000
C1	0.9717
C2	0.0189
C3	0.0029
i-C4	0.0013
n-C4	0.0012
i-C5	0.0007
n-C5	0.0005
C6	0.0004
C7	0.0024
C8	0.0000
C9	0.0000
C10	0.0000

3. Adicionar un Cooler.

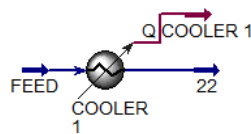


- 3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 3.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 3.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

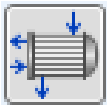


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Nombre	Cooler 1
Entrada	FEED
Energía	Q Cooler 1
Salida	22
Parámetros	
Delta P	5 psia
Duty	3.8 E6 Btu/h

Figura 2.

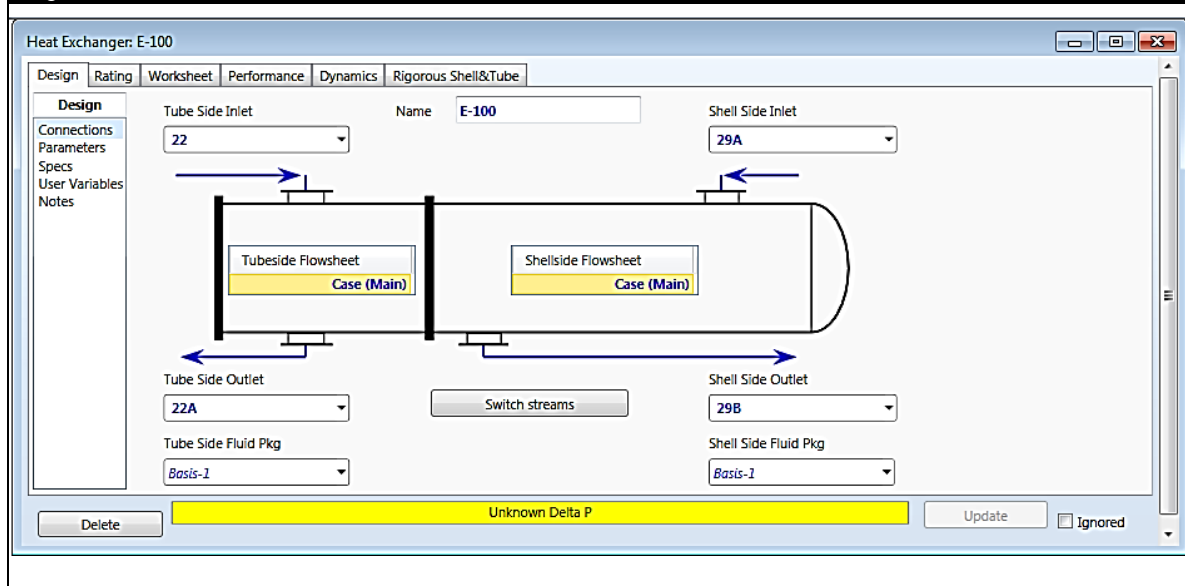


4. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 4.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 4.3. En la pestaña Design seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

Figura 3.

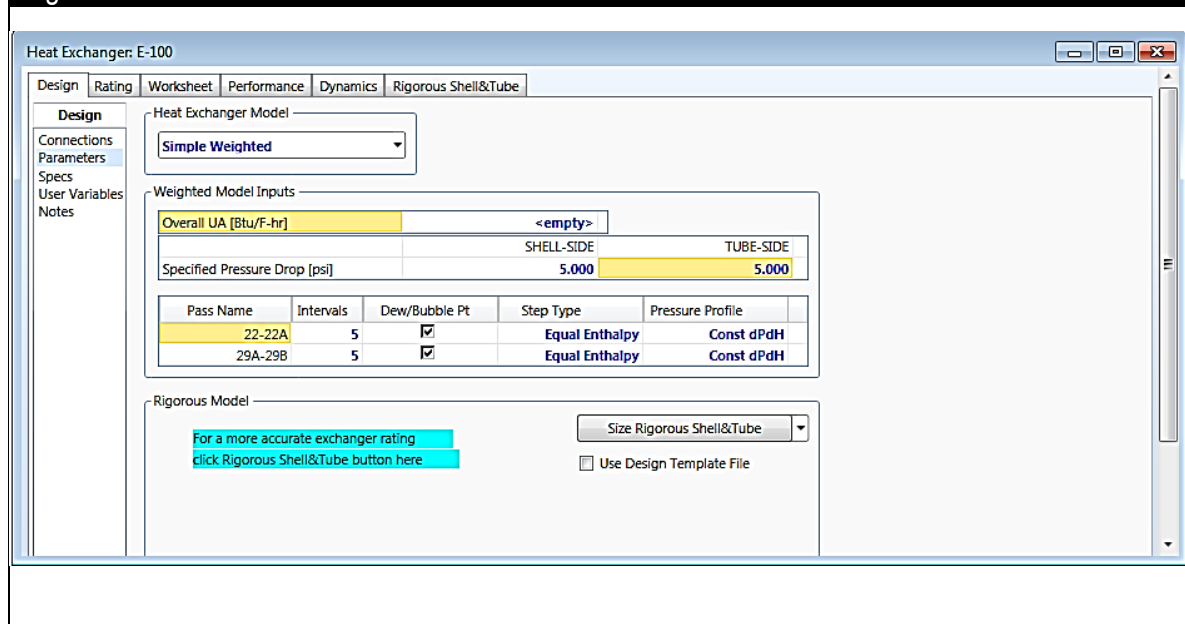


4.4. Seleccione Parámetros e ingrese la siguiente información.

4.4.1. En modelo del Intercambiador seleccionar “Simple Weighted”.

4.4.2. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.

Figura 4.



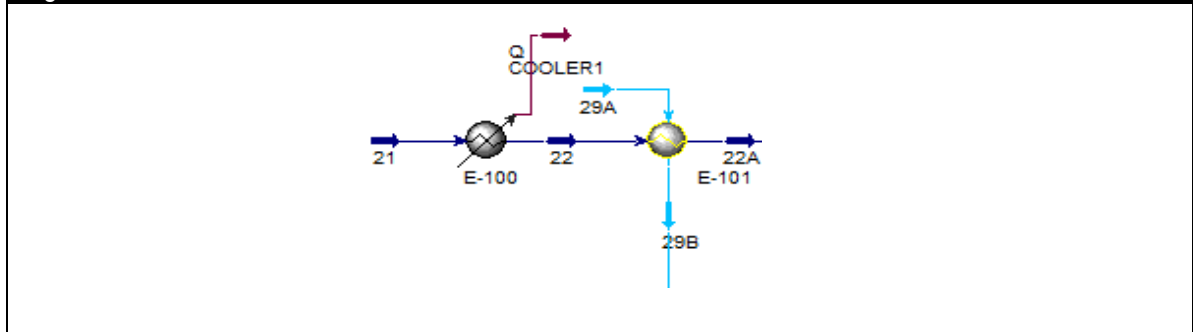
4.5. En la pestaña **Worksheet**, suministre la temperatura 26 °F (-3.333 °C) en la corriente 22A.

Elaborado por:

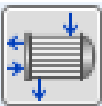
Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

Figura 5.



5. Adicionar Refrigeración Externa (C3)



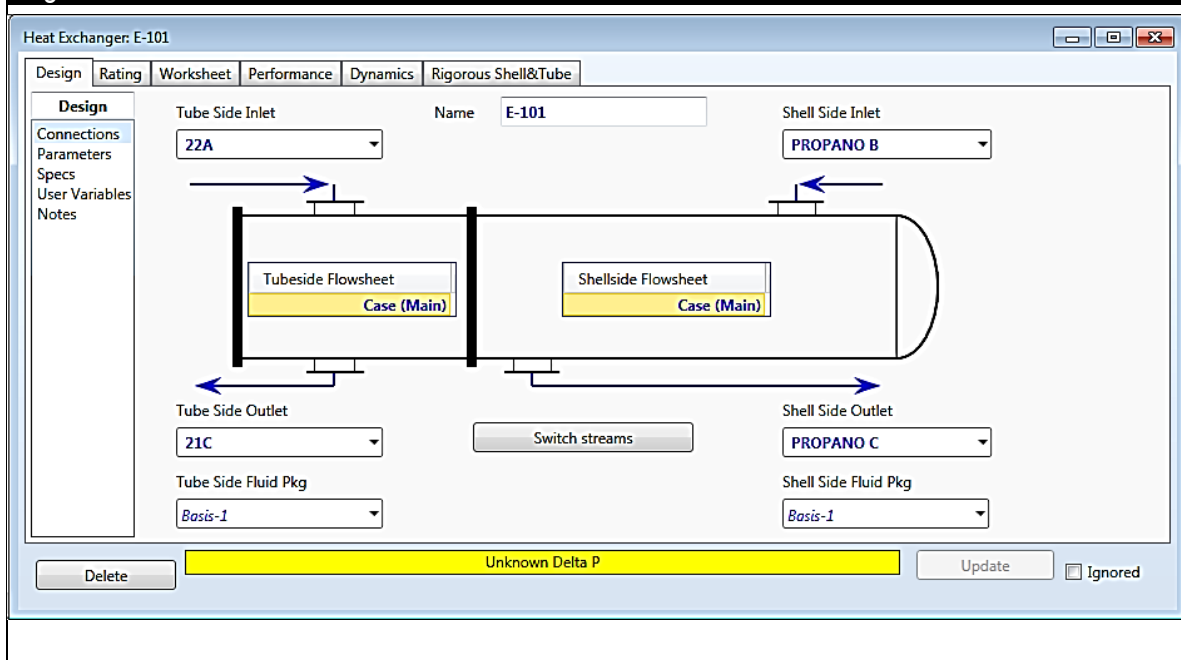
5.1. Adicione un Intercambiador de Calor

5.1.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor

5.1.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.

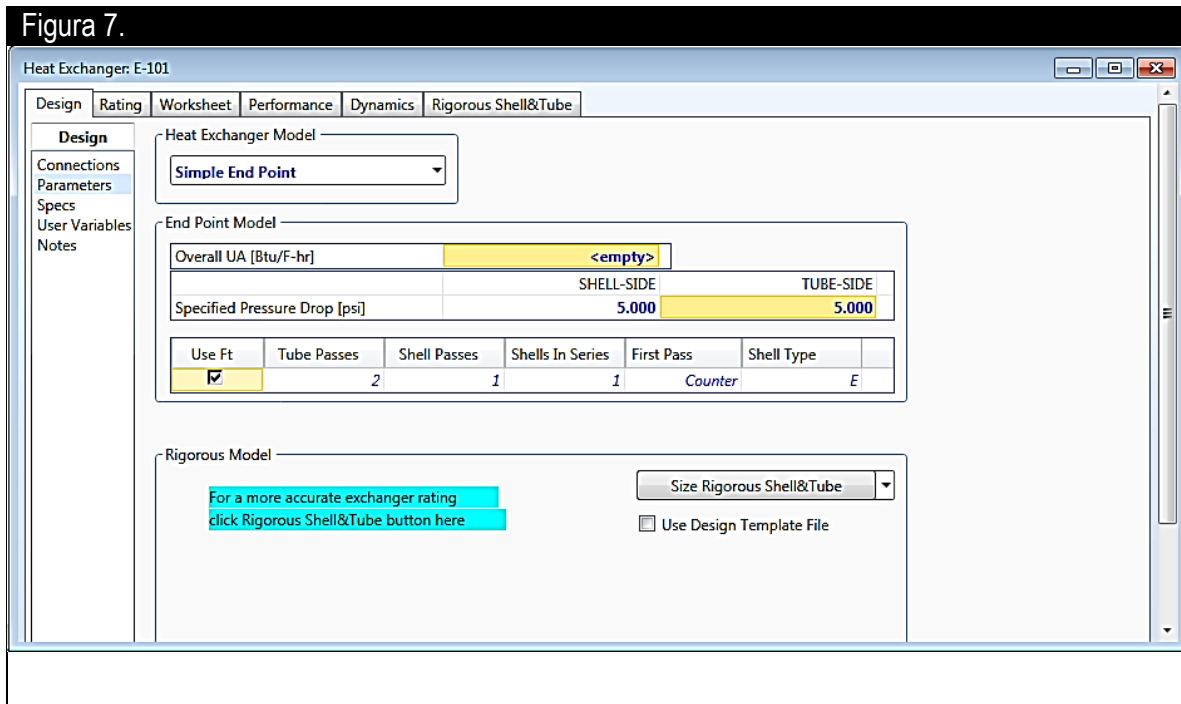
5.1.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

Figura 6.



5.1.4. Seleccione Parámetros.

5.1.5. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



5.1.6. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 21C	
Temperatura	12°F (-11°C)
Corriente PROPANO B	
Temperatura	2 °F (-16.67°C)
Corriente PROPANO C	
Vapor	1
Temperatura	2 °F (-16.67C)

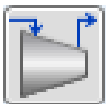
5.1.7. Doble **Click** en la corriente Propano B, en la pestaña **Worksheet** seleccione Composición e ingrese 1 en Propano (C3).

5.2. Adicione un Compresor.

5.2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Compresor

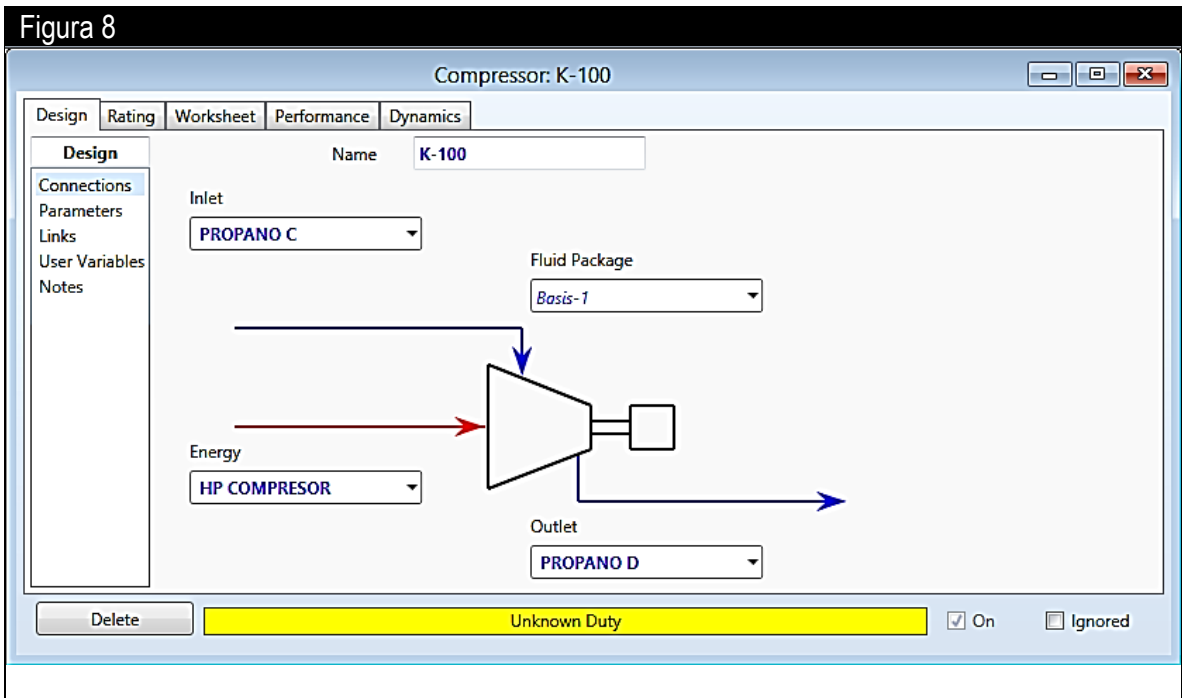
5.2.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.

5.2.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

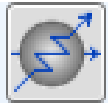


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO C

Salida	PROPANO D
Energía	HP COMPRESOR



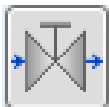
5.3. Adicionar un Cooler



- 5.3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Cooler.
- 5.3.2. Doble Click en el icono del Cooler.
- 5.3.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO D
Salida	PROPANO A
Energía	Q COOLER 2
Parámetros	
Delta P	5 psia

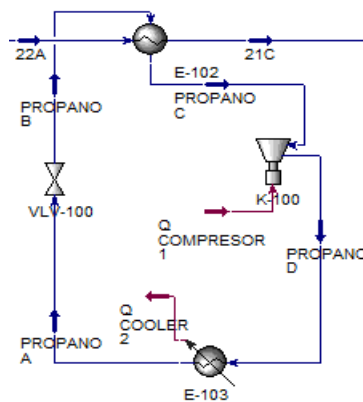
5.4. Adicionar una válvula.



- 5.4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 5.4.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 5.4.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO A
Salida	PROPANO B
Parámetros	
Delta P	170 psi

Figura 9.



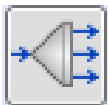
6. Adicionar un separador.



- 6.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un separador.
- 6.2. Doble **Click** en el icono del separador.
- 6.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	21C
Salida de Vapor	24
Salida de Líquido	28

7. En la corriente 24, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 7.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 7.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 7.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información



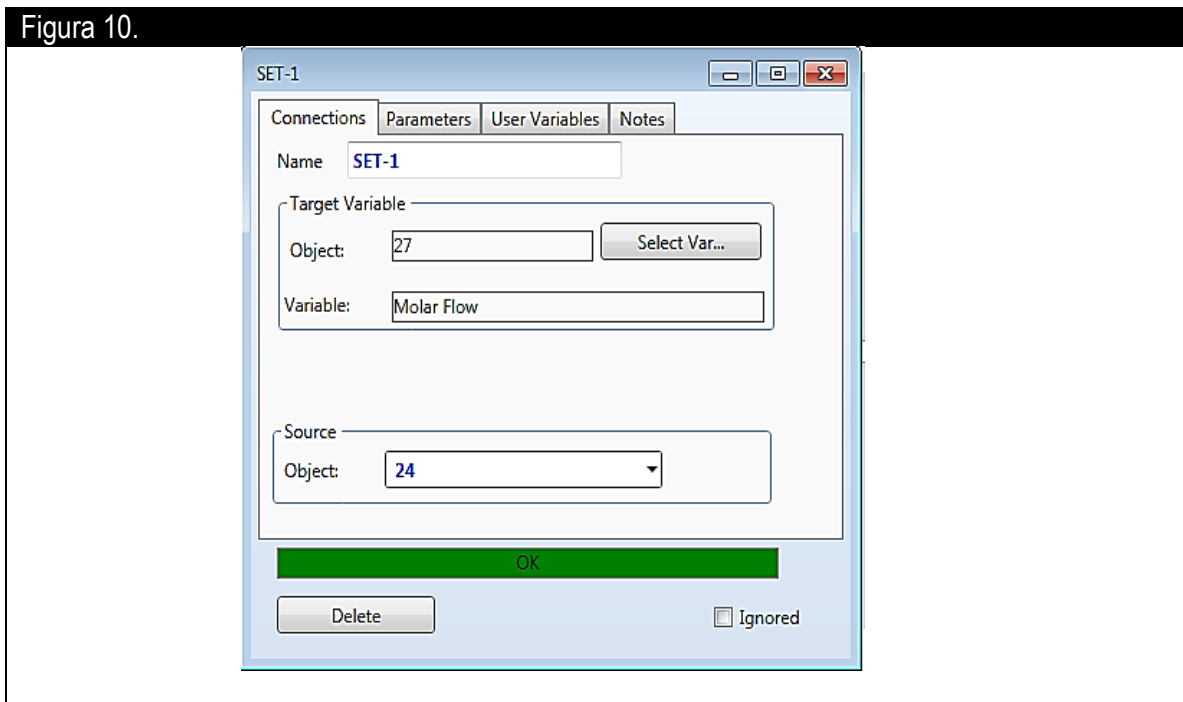
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	24
Salida 1	25
Salida 2	27

8. Adicionar una operación lógica (SET)

- 8.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 8.2. Doble **Click** en el icono del **Set**.
- 8.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información

Cn(A)

Figura 10.

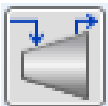


- 8.5 .En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.6

9. En la corriente 27, adicionar un Expansor.

- 9.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Expansor.
- 9.2. Doble **Click** en el icono del Expansor.
- 9.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz RodríguezCódigo: 2094634
Código: 2094632



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	27
Salida	27A
Energía	Q EXPANDER

9.4. En la pestaña Worksheet, ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 27A	
Presión	407 psia

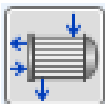
10. Retomando la corriente 25, adicionar un mezclador.



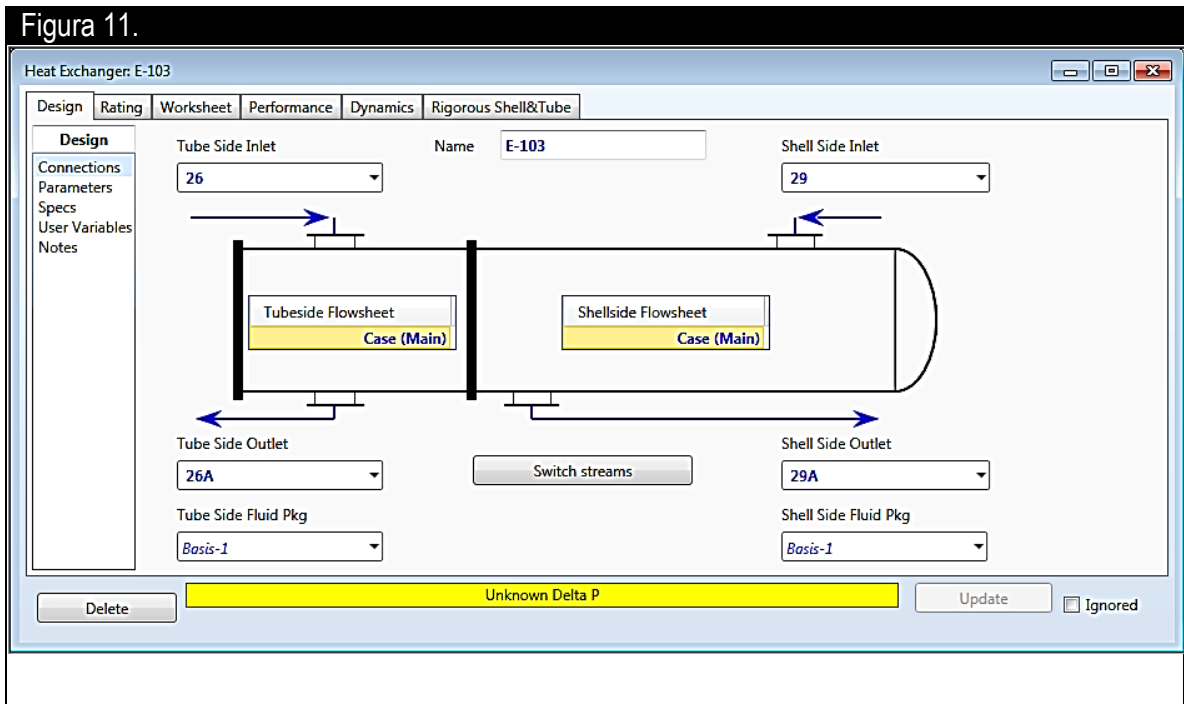
- 10.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 10.2. Doble **Click** en el icono del mezclador (mixer).
- 10.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	25
Entrada 2	28
Salida	26

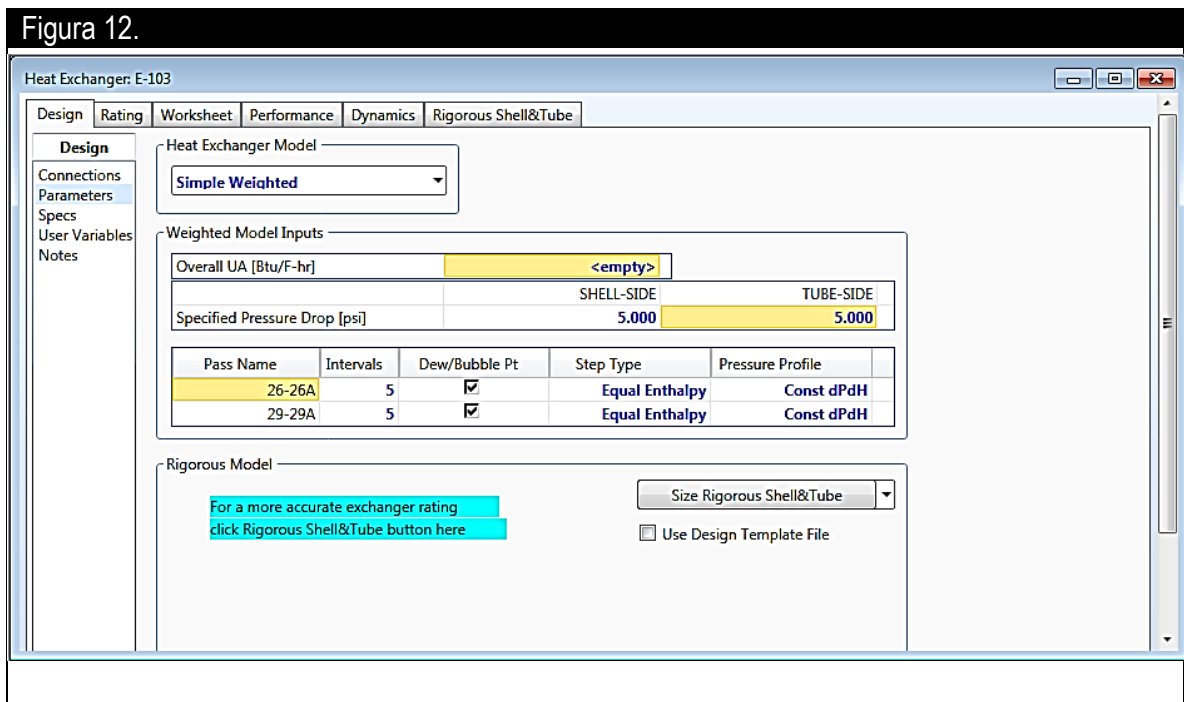
11. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 11.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 11.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 11.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:



- 11.4. Seleccione Parámetros.
- 11.5. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.
- 11.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.

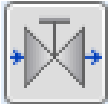




11.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 26A	
Temperatura	-142 °F (-96.67 °C)

12. Adicionar una válvula.



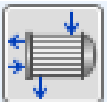
- 12.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 12.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 12.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	26A
Salida	26B

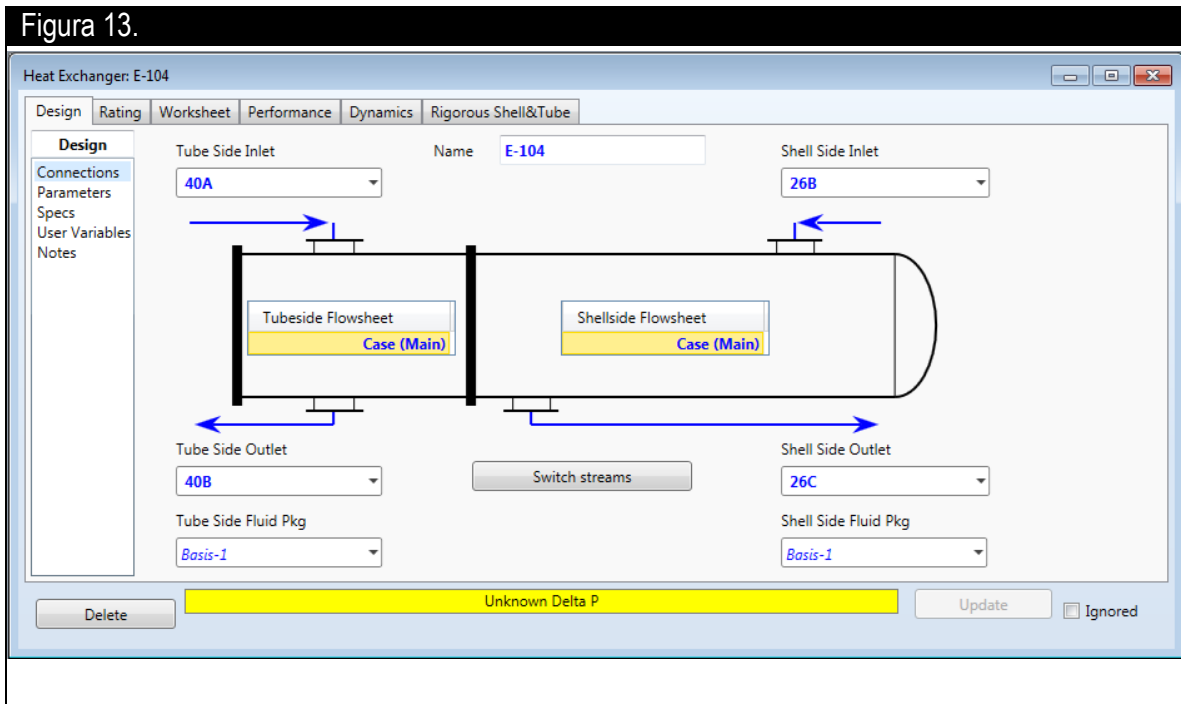
12.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 157	
Presión	412 psia

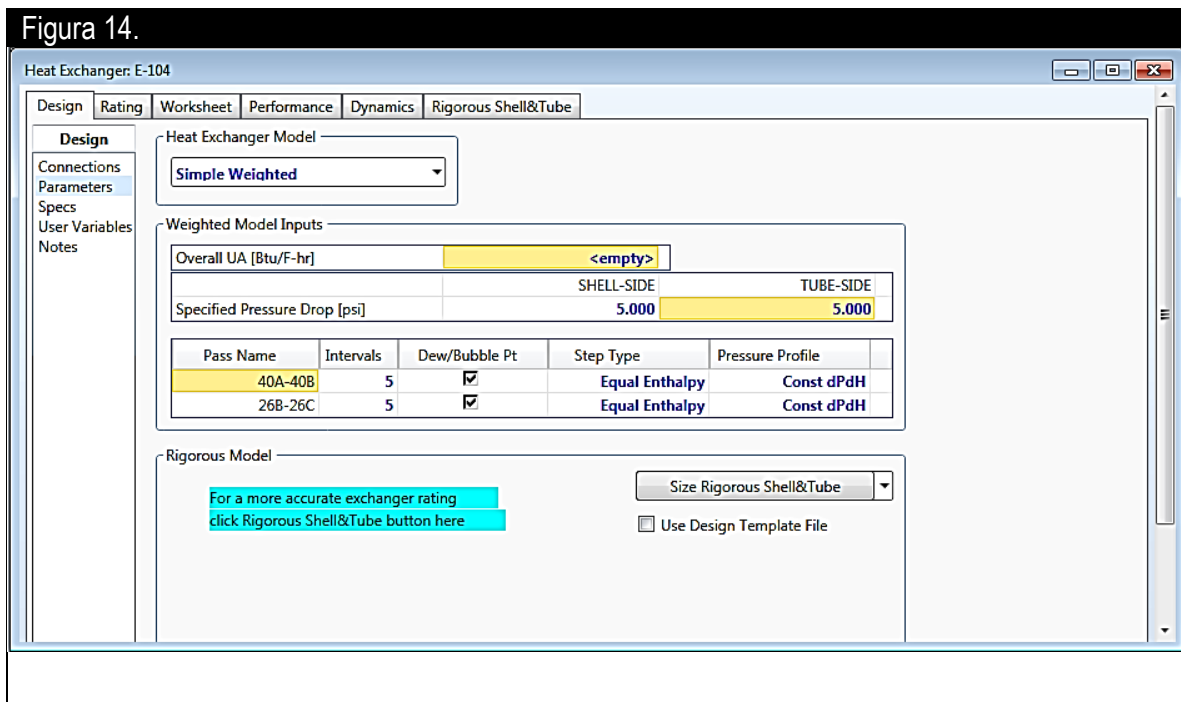
13. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 13.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 13.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 13.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:



- 13.4. Seleccione parámetros
- 13.5. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.
- 13.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



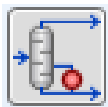
Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
 Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632



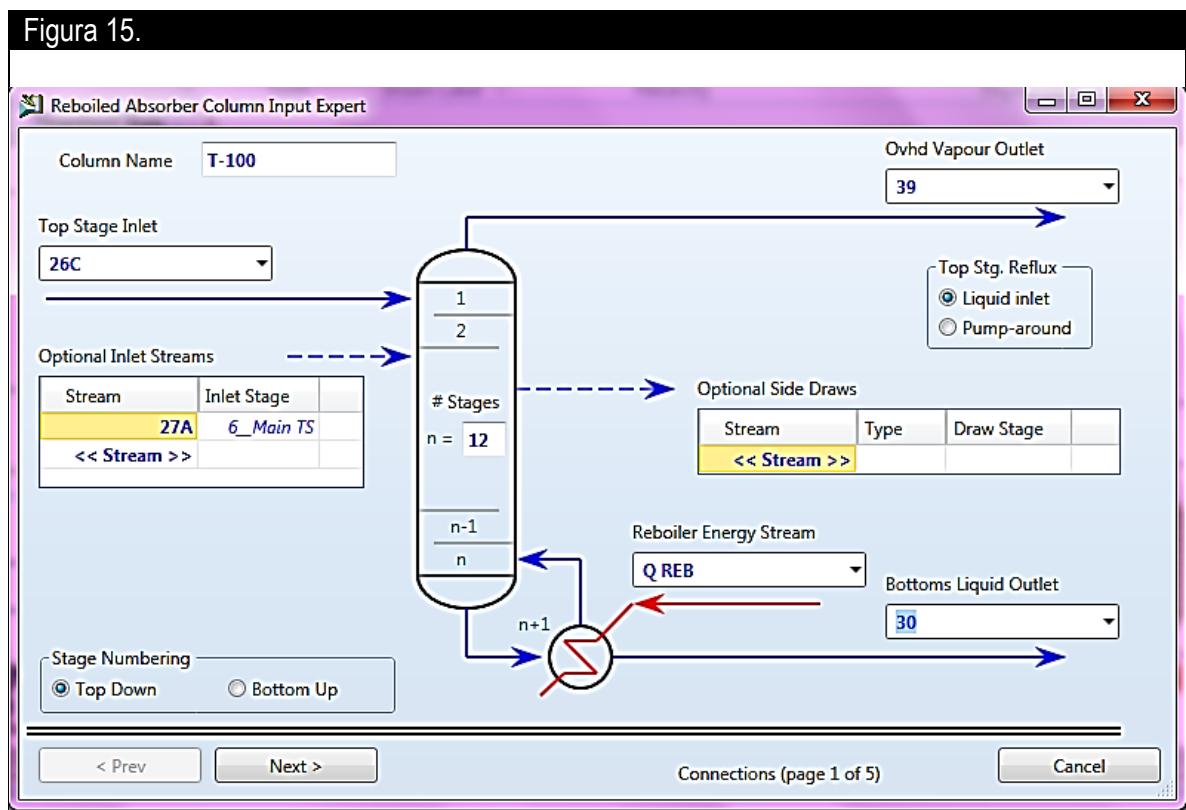
13.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 26C	
Temperatura	-136 °F (-93.33 °C)

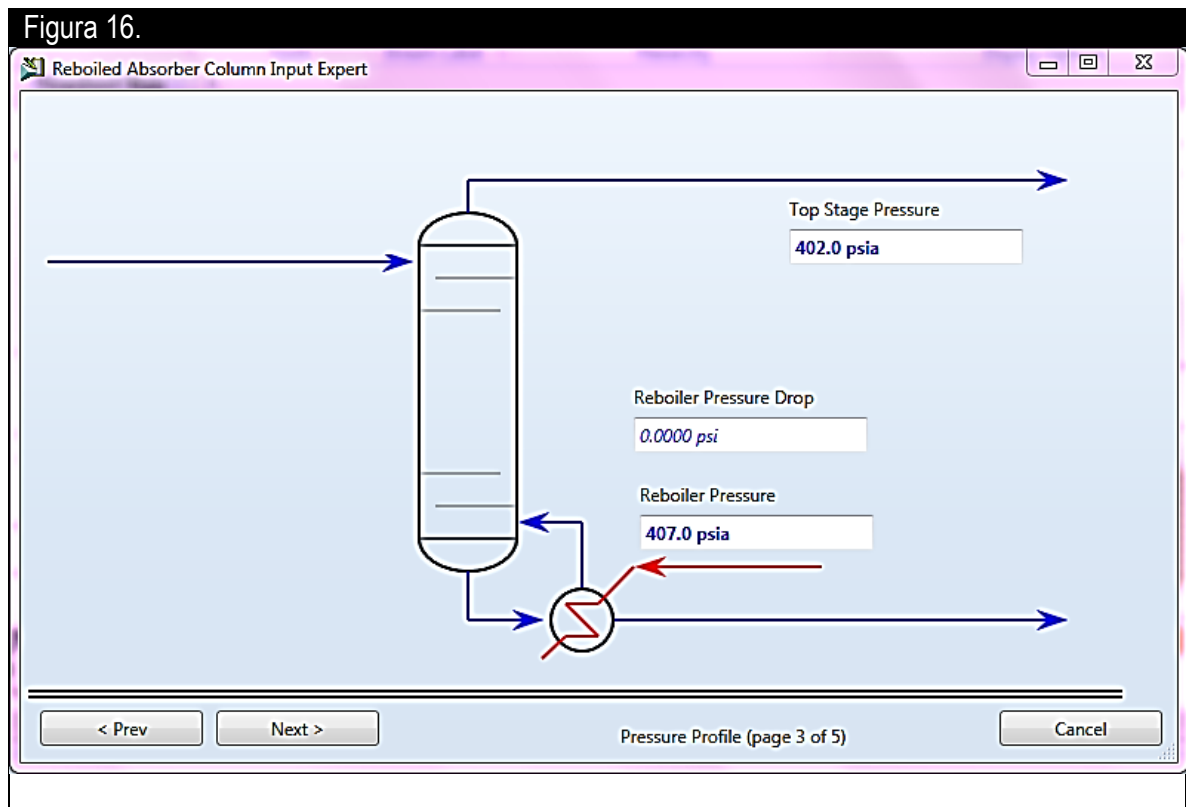
14. Adicionar una columna Demetanizadora (Reboiled Absorber Column) e ingresar la información como se muestra en las siguientes imágenes.



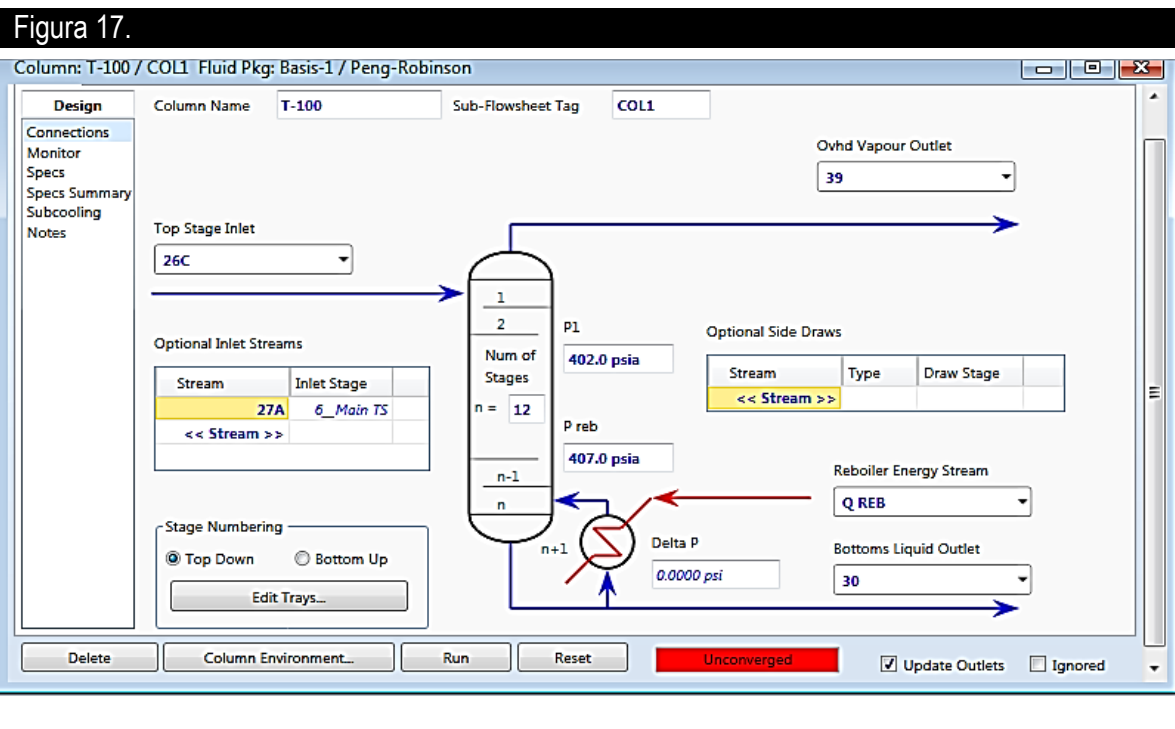
- 14.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione **Columns**.
- 14.2. Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 14.3. Doble Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 14.4. Ingrese la siguiente información.



- 14.5. Click en **Next** para continuar.
- 14.6. Click en **Next**, ya que se utilizará la configuración del Reboiler por defecto.
- 14.7. Suministrar la siguiente información de las presiones estimadas para este caso.



- 14.8. Click en **Next**.
- 14.9. Click en **Next**.
- 14.10. Para este caso no hay información suministrada y click en Done. Cuando se da click en el botón Done, HYSYS abrirá la pestaña de las propiedades de la columna.



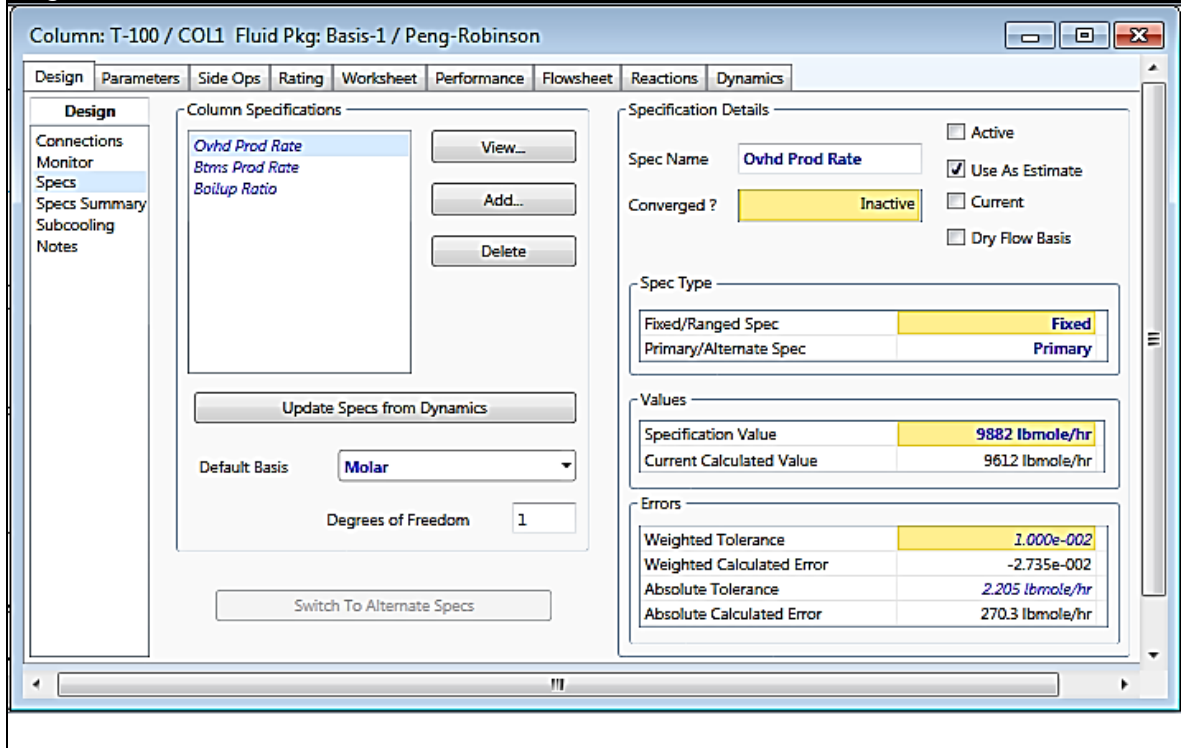
14.11. En el submenú **MONITOR**, indicar 9982 lbmol/h como Ovhd Prod Rate.

15. Adicionar una especificación

15.1. Ir a especificaciones (**specs**) en la pestaña Design de las propiedades de la columna

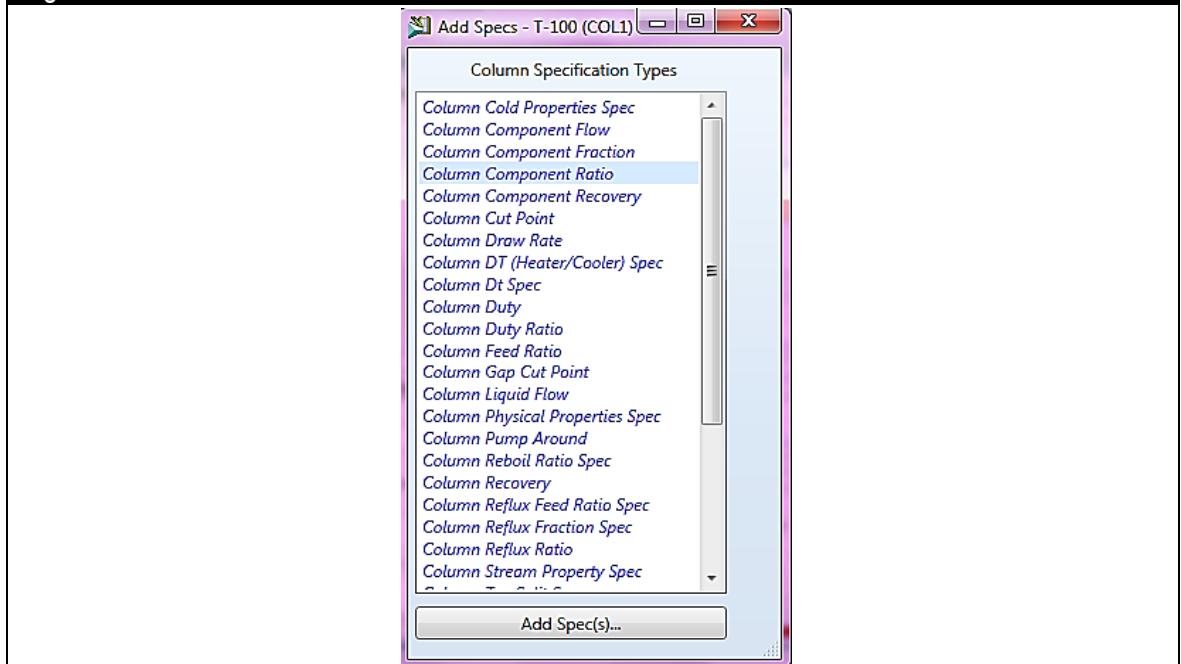


Figura 18.



- 15.2. Click en **ADD** en la columna de especificaciones para crear una nueva especificación.
- 15.3. Seleccionar **Column Component Ratio**

Figura 19.



Elaborado por:

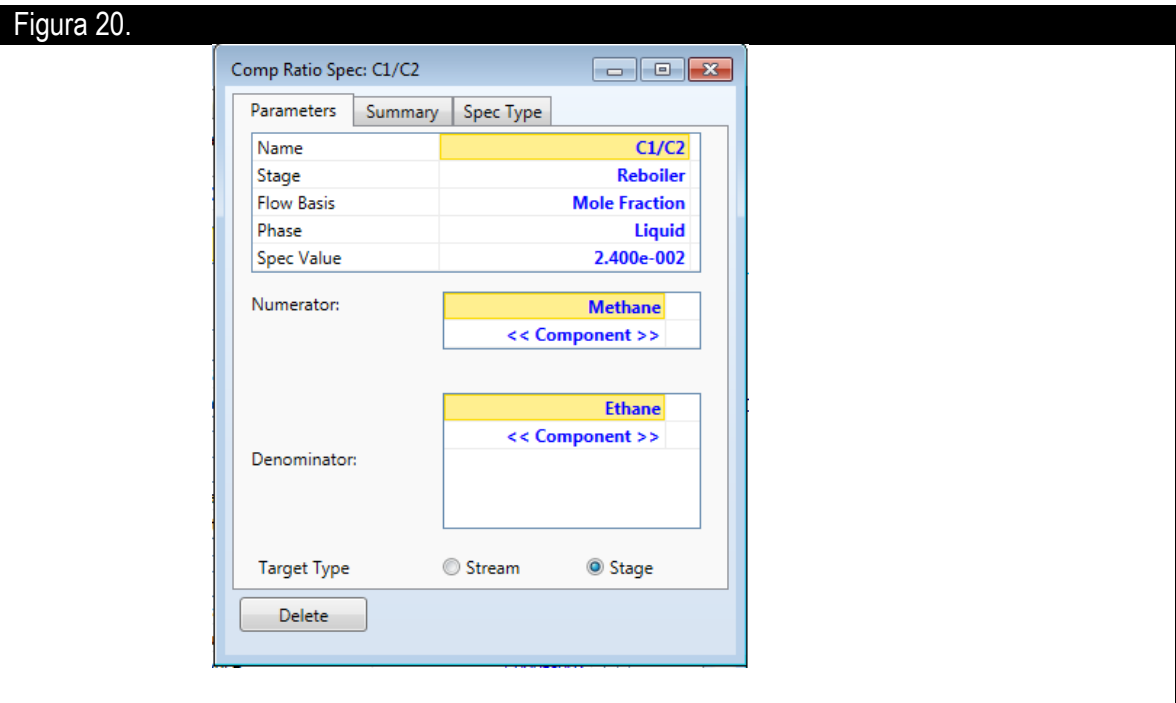
Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634

Código: 2094632

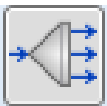


- 15.4. Click en el botón **Add Spec.**
- 15.5. Complete la especificación como se muestra en la siguiente figura:



- 15.6. Ir al submenú **Monitor**. Desactivar la especificación **Ovhd Prod Rate** y activar la especificación **C1/C2**.
- 15.7. Click en el botón **Run**

16. En la corriente 39, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 16.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 16.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 16.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39
Salida 1	29
Salida 2	40

17. Adicionar una operación lógica (SET)



- 17.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 17.2. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información

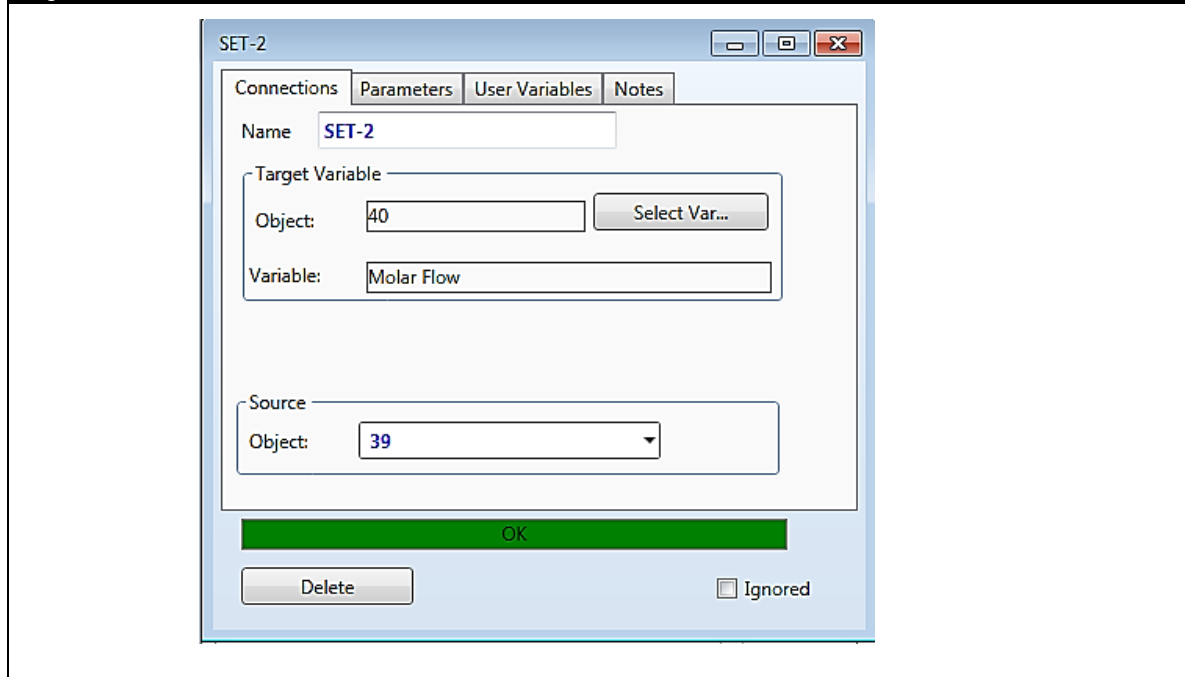
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



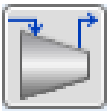
Figura 21.



17.3. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.27

18. En la corriente 40, adicionar un **Compresor**.



- 18.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 18.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 18.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	40
Salida	40A
Energía	Q COMPRESOR

18.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

Elaborado por:

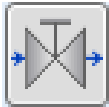
Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



En esta celda...	Ingresar...
40^a	
Presión	490 psia

19. En la corriente 40B, adicionar una válvula.



- 19.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 19.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 19.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	40B
Salida	40C

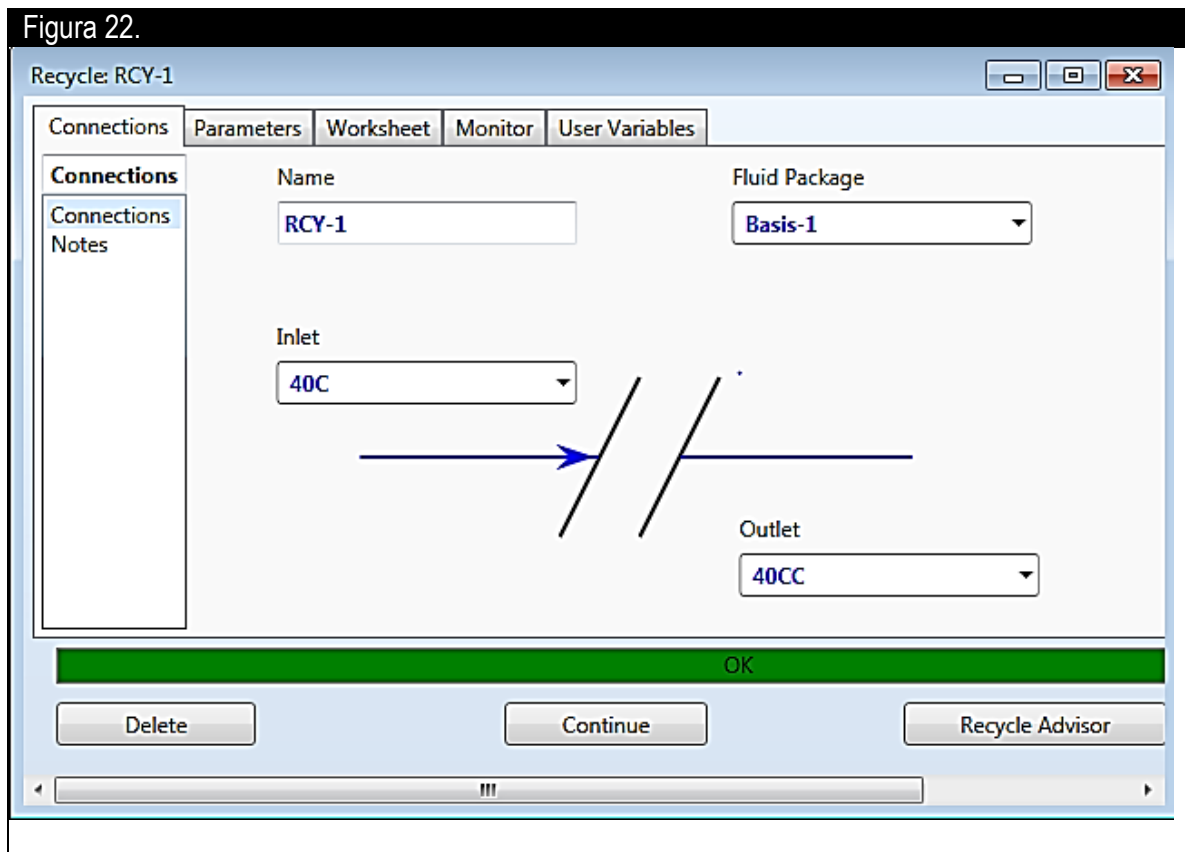
- 19.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 40C	
Presión	407 psia

20. En la corriente 40c, adicionar un recycle.

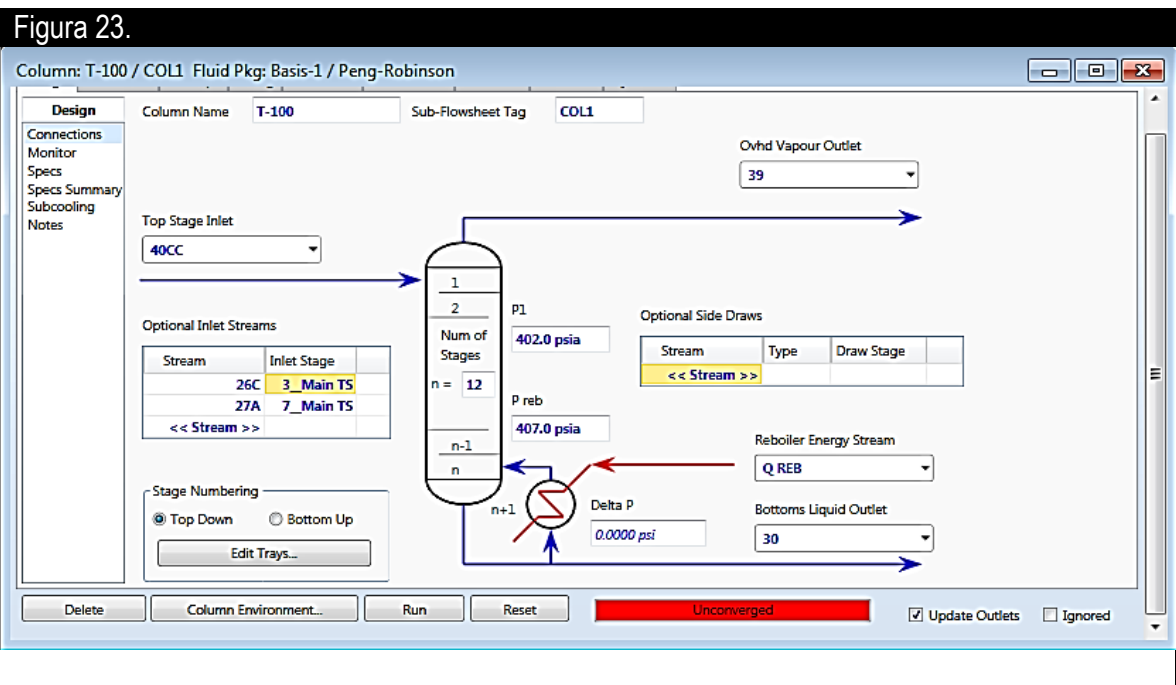


- 20.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Recycle**.
- 20.2. Doble **Click** en el icono del **Recycle**.
- 20.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información.



21. Adicionar la corriente 40CC como alimento en el tope de la columna Demetanizadora.

- 21.1. Dirijase a la columna Demetanizadora.
- 21.2. Doble **Click** en la columna.
- 21.3. Ingrese el nuevo alimento y cambie los anteriores como se muestra a continuación.



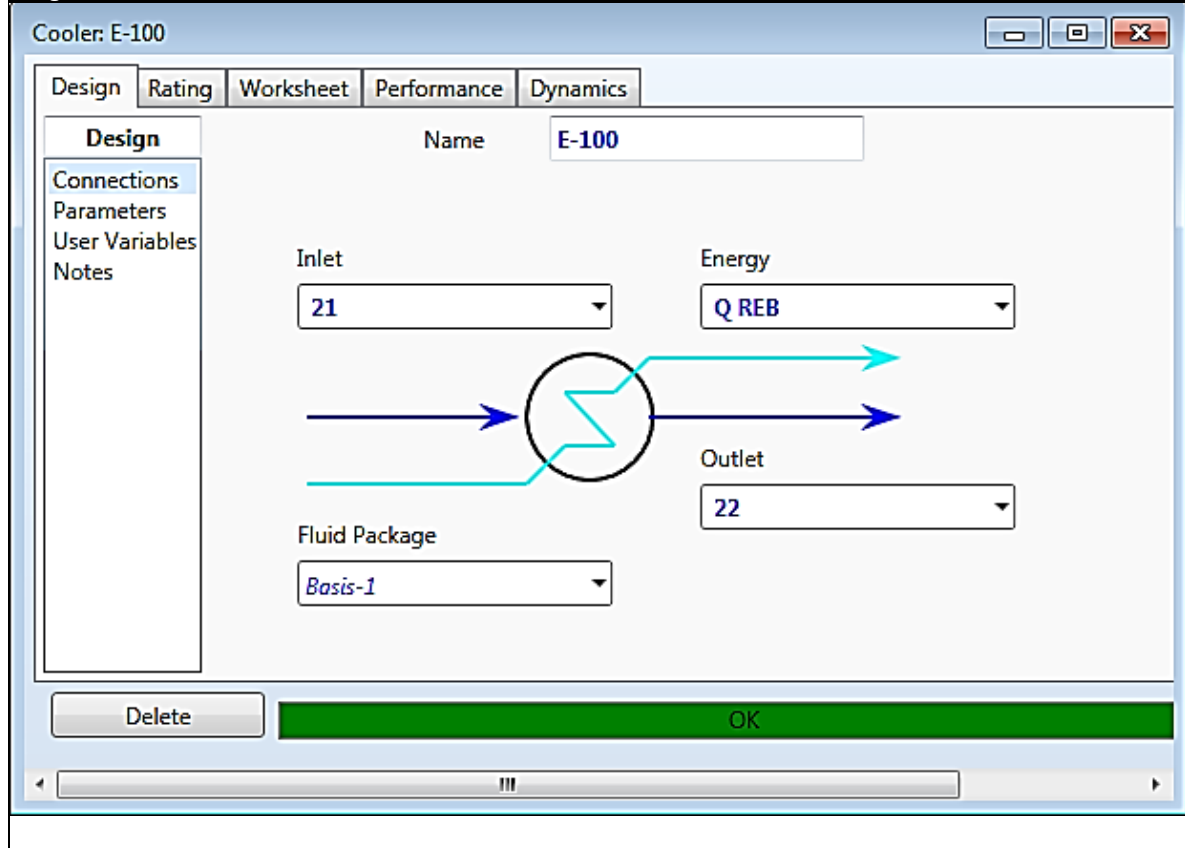
21.4. Click en el botón **Run** para correr la columna.

22. Retomamos el Cooler 1 en el cual la energía es cambiada por la energía de la columna es decir Q COOLER 1 por Q REB.

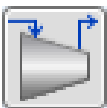
22.1. Eliminar Q COOLER 1.



Figura 24.



23. Retomando la corriente 29B, adicionar un compresor.



- 23.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 23.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 23.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

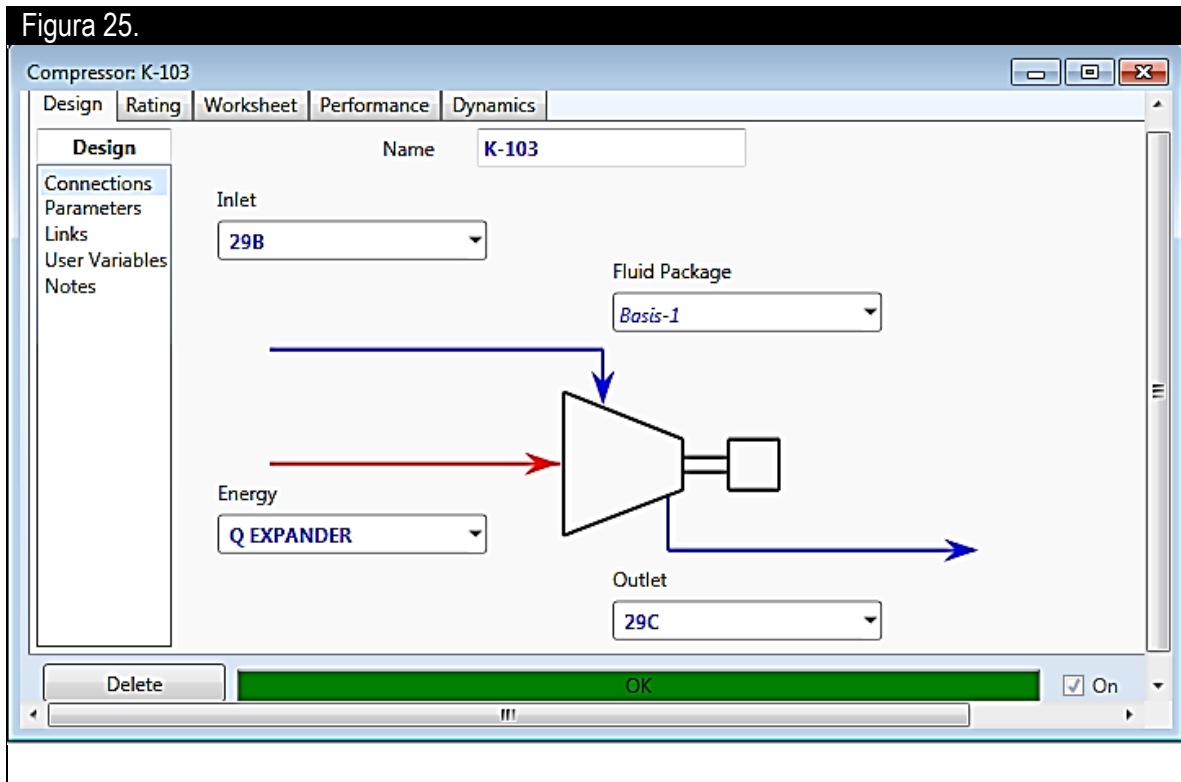
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	29B
Salida	29C
Energía	Q EXPANDER

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634

Código: 2094632



24. Adicionar un compresor.



- 24.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 24.2. Doble Click en el icono del Compresor.
- 24.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	29C
Salida	SALE GAS
Energía	Q RECOMPRESOR

- 24.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
SALE GAS	
Presión	1050 psia



Figura 26.

Compressor: K-104

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet

Name	29C	SALES GAS	Q RECOMPRESOI
Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Temperature [F]	94.85	235.4	<empty>
Pressure [psia]	481.5	1050	<empty>
Molar Flow [lbmole/hr]	1.067e+004	1.067e+004	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	1.713e+005	1.713e+005	<empty>
LiqVol Flow [barrel/day]	3.916e+004	3.916e+004	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.229e+004	-3.111e+004	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.88	37.32	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-3.446e+008	-3.320e+008	1.262e+007

Delete OK

GUARDA TU CASO.



ANEXO C: TUTORIAL PROCESO RSV. RECYCLE SPLIT-VAPOR

OBJETIVOS

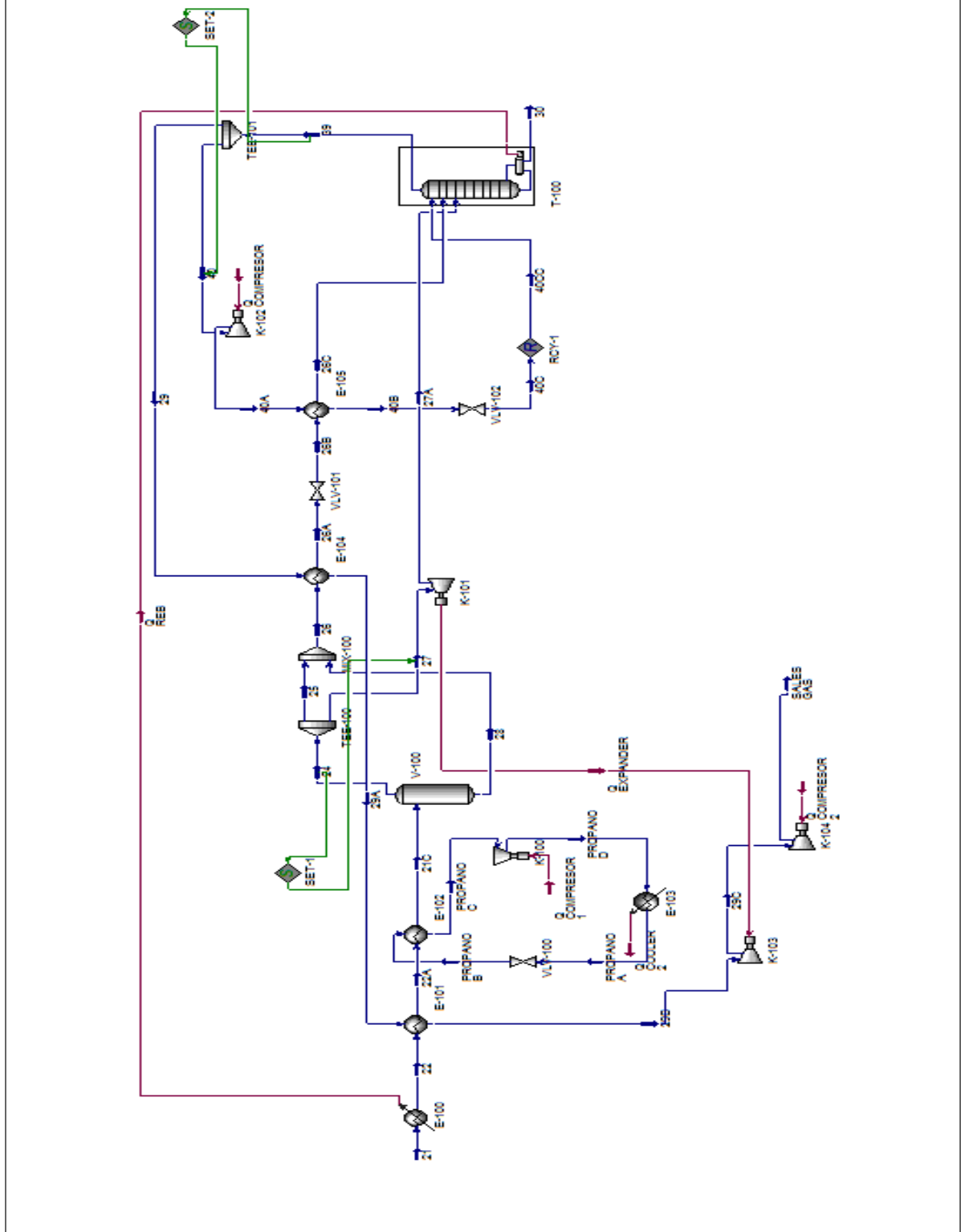
- Conocer y entender el Proceso de Recirculación de Vapor Dividido.
- Realizar la simulación en HYSYS del proceso RSV.

PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO (RSV)

Otro método para producir reflujo es reciclar una parte del gas residual, luego de la recompresión, hacia la cabeza de la torre. En esto se basa el proceso RSV. Como se muestra en la figura 1, el diseño es similar al GSP excepto por el hecho de que una porción del gas residual se recicla hacia el intercambiador de calor. En este punto, la corriente está totalmente condensada y a la presión del gasoducto. La corriente se vaporiza instantáneamente en la cabeza de la columna para proveer el reflujo. La entrada de gas sub-enfriado y la corriente de salida del turbo expander entran más abajo de la primera alimentación en la columna. El reflujo provee más refrigeración al sistema y permite alcanzar una alta recuperación de etano. El nivel de recuperación es función de la cantidad de reciclo en el diseño. El proceso RSV ha sido utilizado satisfactoriamente en muchas industrias. Tolera bien el CO₂ y la recuperación puede ajustarse cambiando la cantidad de reciclo. Este proceso puede usarse para muy altas recuperaciones de etano siendo sólo limitado por la cantidad de potencia provista.



Figura 1. Proceso RSV en Herramienta HYSYS



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Definir las bases de la simulación.

- 1.1. Iniciar un nuevo caso.
- 1.2. Adicionar los componentes in “Component Lists”
 - N₂, CO₂, C1-C10.
- 1.3. Seleccionar la ecuación de estado PENG ROBINSON en “Fluid Packages”
- 1.4. Ingrese a “Simulation Environment”

2. Adicionar la corriente de alimento.



- 2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione “**Material Stream**”.
- 2.2. Doble **Click** sobre el ícono de la corriente.

En esta celda...	Ingresar...
Nombre	21
Temperatura	120° F (48.89°C)
Presión	1040 psia (7171 kPa)
Tasa de Flujo	10980 lbmol/h (100 MSCFD)
Componentes	Fracción Molar
N ₂	0.0000
CO ₂	0.0000
C1	0.9717
C2	0.0189
C3	0.0029
i-C4	0.0013
n-C4	0.0012
i-C5	0.0007
n-C5	0.0005
C6	0.0004
C7	0.0024
C8	0.0000
C9	0.0000
C10	0.0000

3. Adicionar un Cooler.



- 3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 3.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 3.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

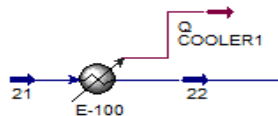
Código: 2094634

Código: 2094632

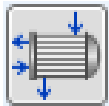


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	21
Energía	Q Cooler 1
Salida	22
Parámetros	
Delta P	5 psia
Duty	4.9 E6 Btu/h

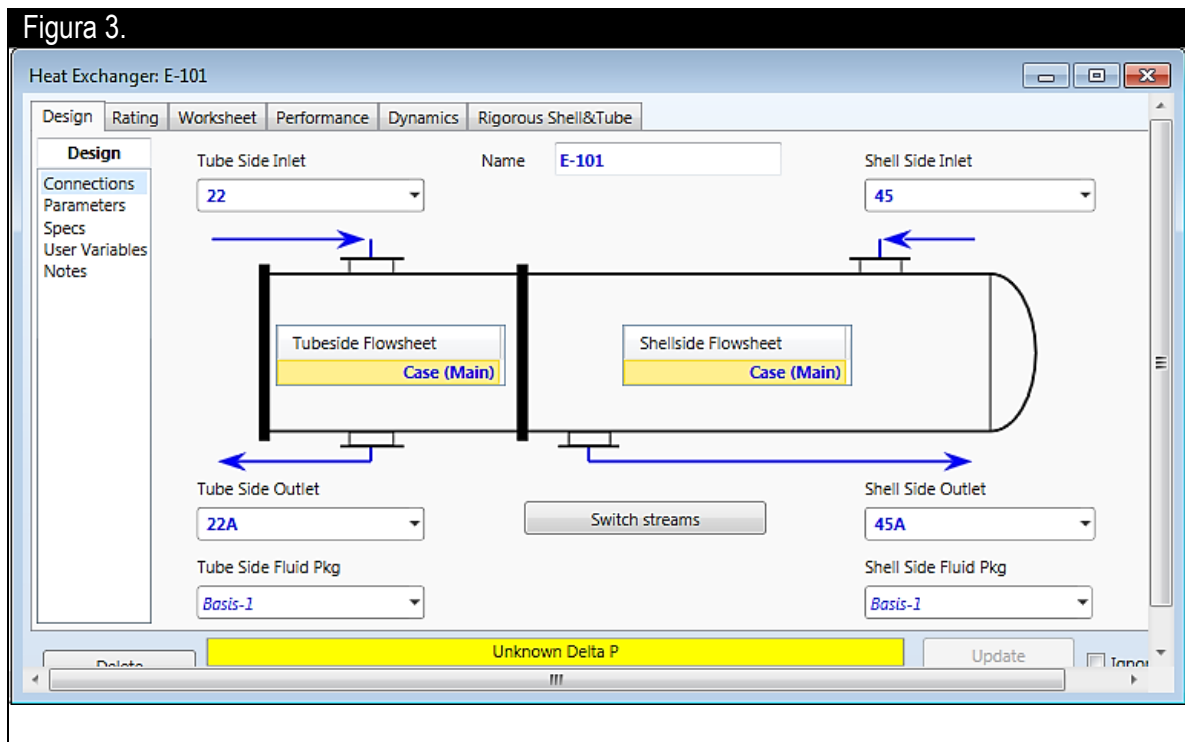
Figura 2.



4. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 4.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 4.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 4.3. En la pestaña Design seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



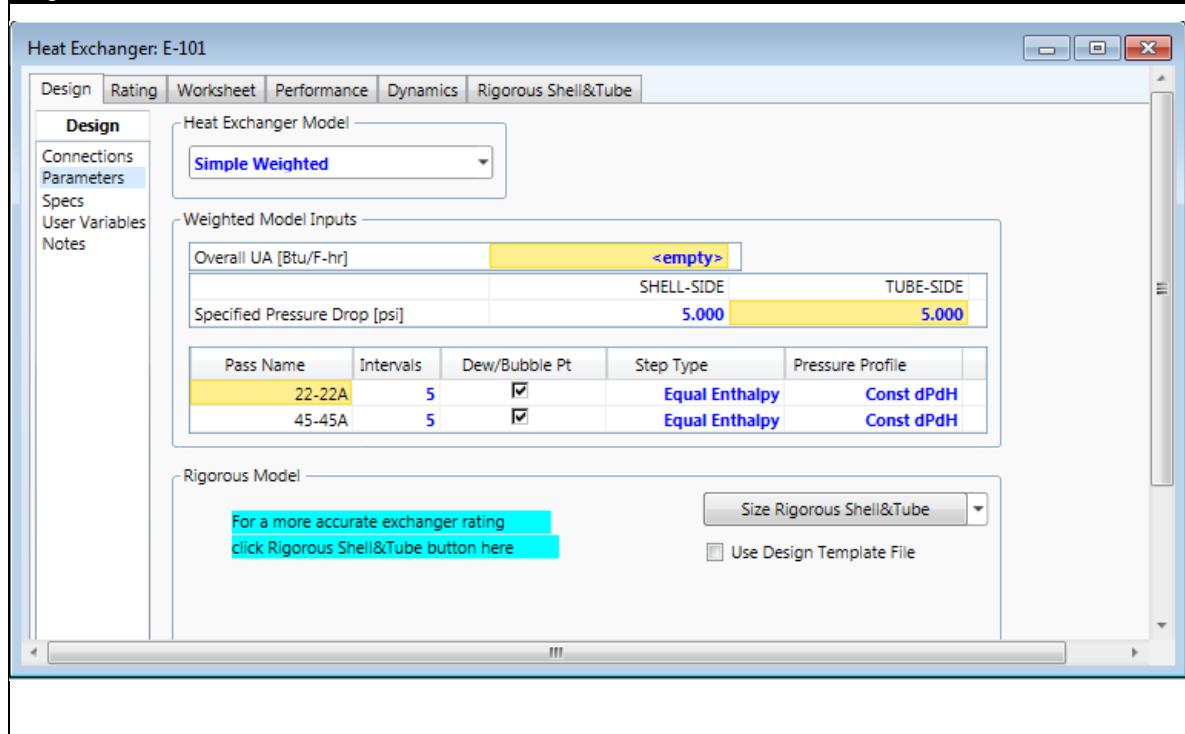
4.4. Seleccione Parámetros e ingrese la siguiente información.

4.4.1. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.

4.4.2. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.

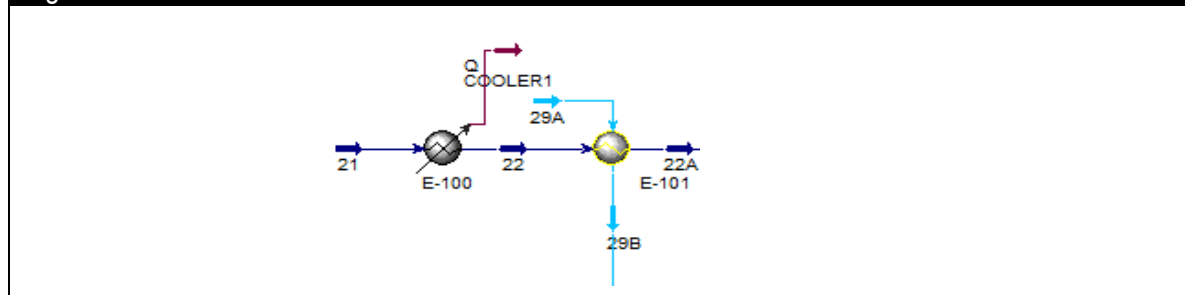


Figura 4.



4.5. En la pestaña **Worksheet**, suministre la temperatura 19°F (-7.22 °C) en la corriente 22A.

Figura 5.



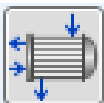
5. Adicionar Refrigeración Externa (C3)

5.1. Adicione un Intercambiador de Calor

5.1.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor

5.1.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.

5.1.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



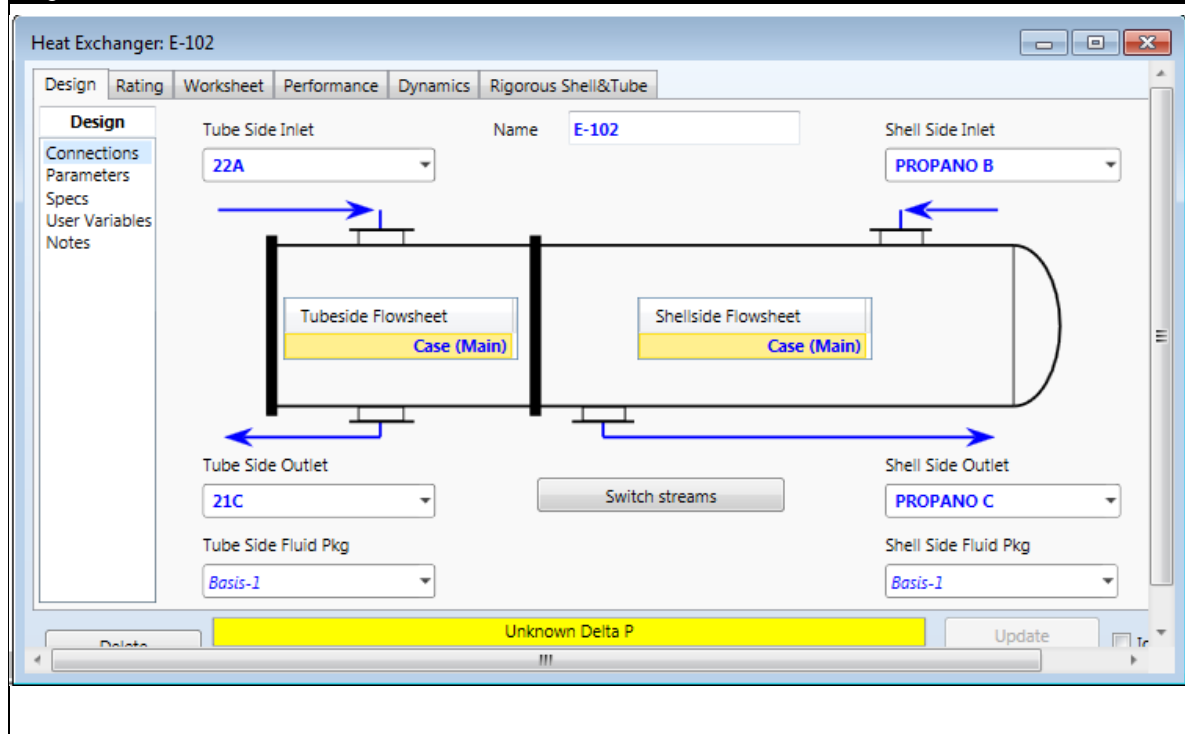
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



Figura 6.

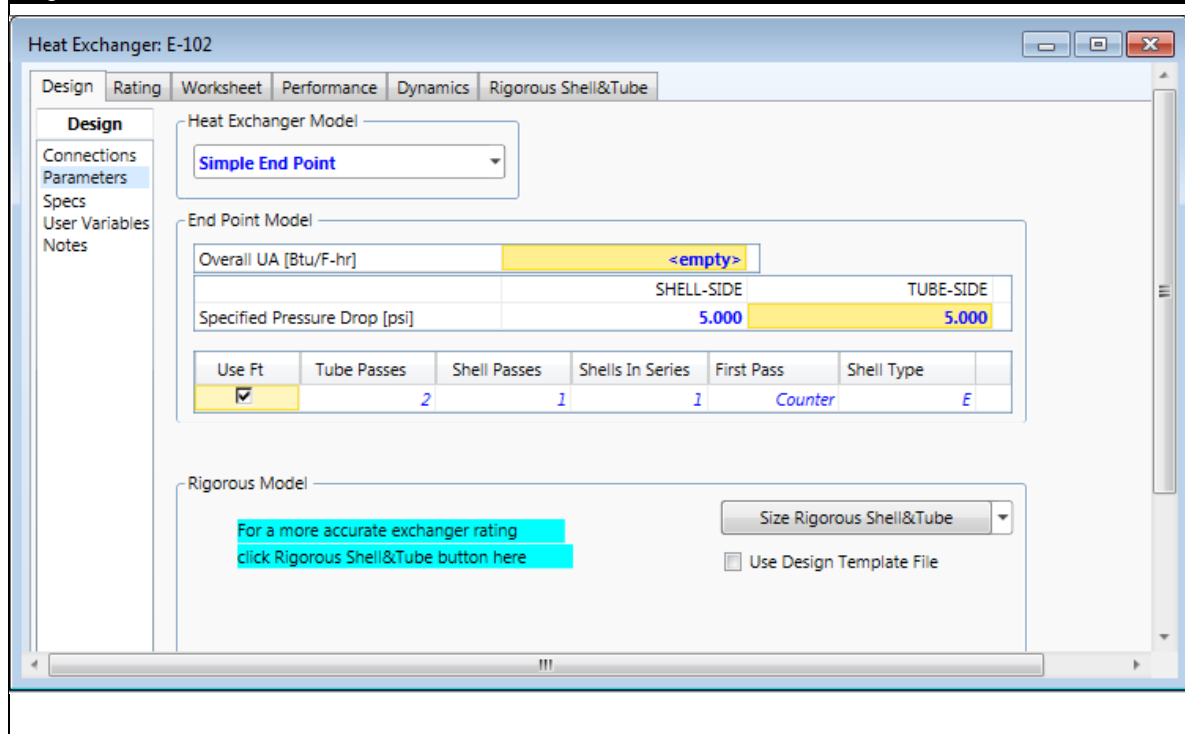


5.1.4. Seleccione **Parámetros**.

5.1.5. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



Figura 7.



5.1.6. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 21C	
Temperatura	6°F (-14.44°C)
Corriente PROPANO B	
Temperatura	-4 °F (-20°C)
Corriente PROPANO C	
Vapor	1
Temperatura	-4°F (-20°C)

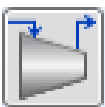
5.1.7. Doble **Click** en la corriente Propano B, en la pestaña **Worksheet** seleccione Composición e ingrese 1 en Propano (C3).

5.2. Adicione un Compresor.

5.2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Compresor

5.2.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.

5.2.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

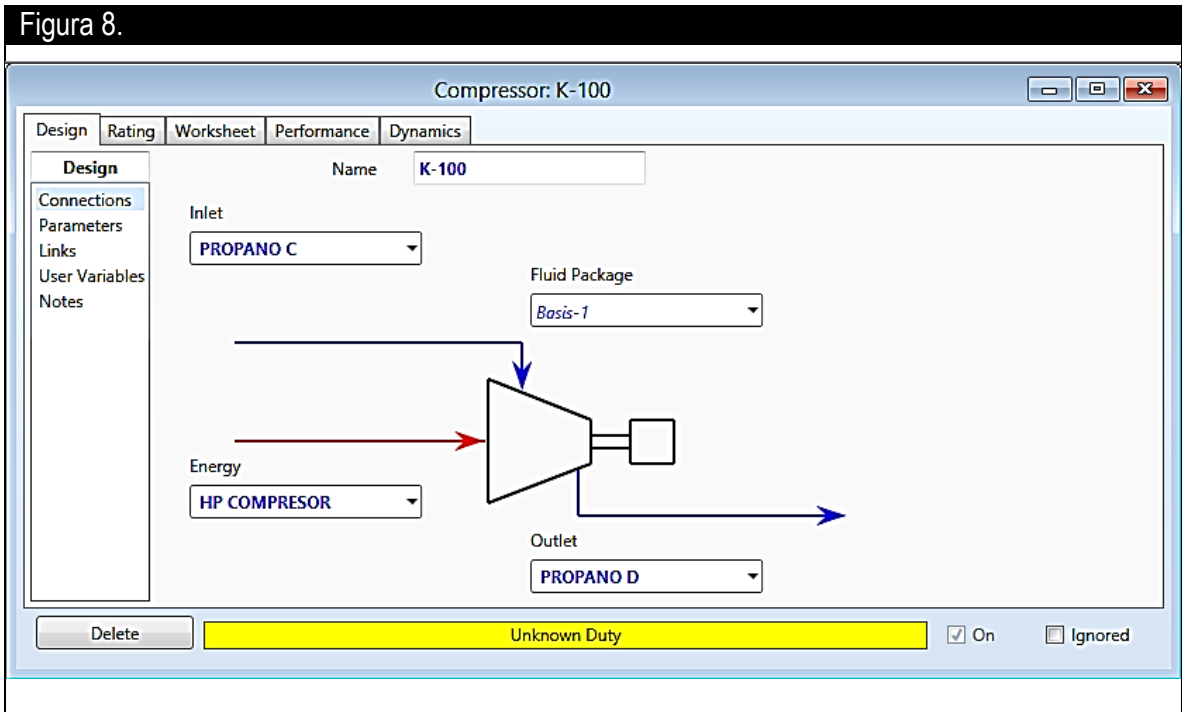


Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO C
Salida	PROPANO D
Energía	HP COMPRESOR



5.3. Adicionar un Cooler

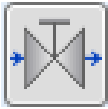


- 5.3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Cooler.
- 5.3.2. Doble Click en el icono del Cooler.
- 5.3.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO D
Salida	PROPANO A
Energía	Q COOLER 2
Parámetros	
Delta P	5 psia

5.4. Adicionar una válvula.

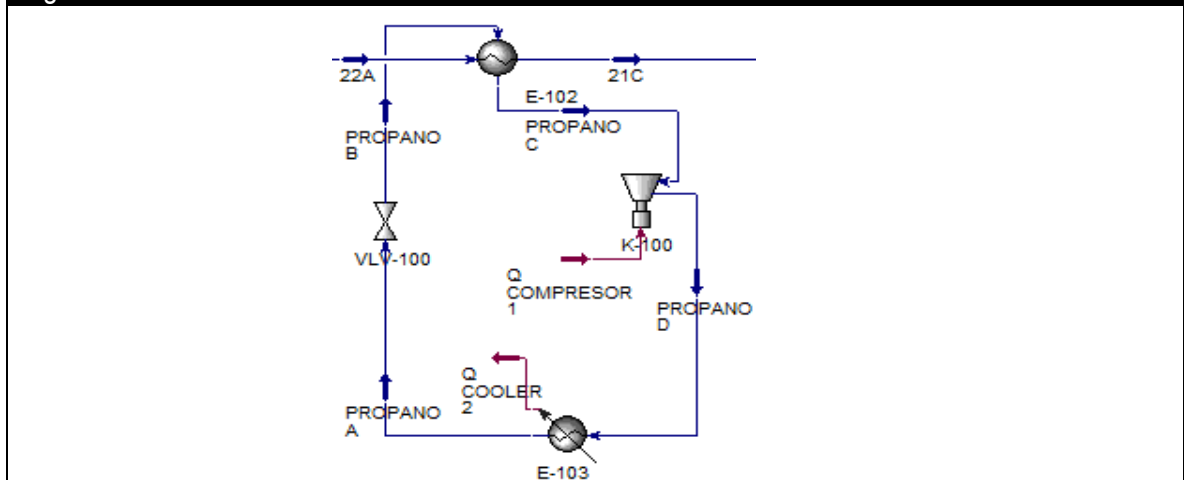
Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
 Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632



- 5.4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 5.4.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 5.4.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO A
Salida	PROPANO B
Parámetros	
Delta P	170 psi

Figura 9.



6. Adicionar un separador.

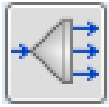


- 6.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un separador.
- 6.2. Doble **Click** en el icono del separador.
- 6.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	21C
Salida de Vapor	24
Salida de Líquido	28

7. En la corriente 24, adicionar un divisor de corriente (Tee).

Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632



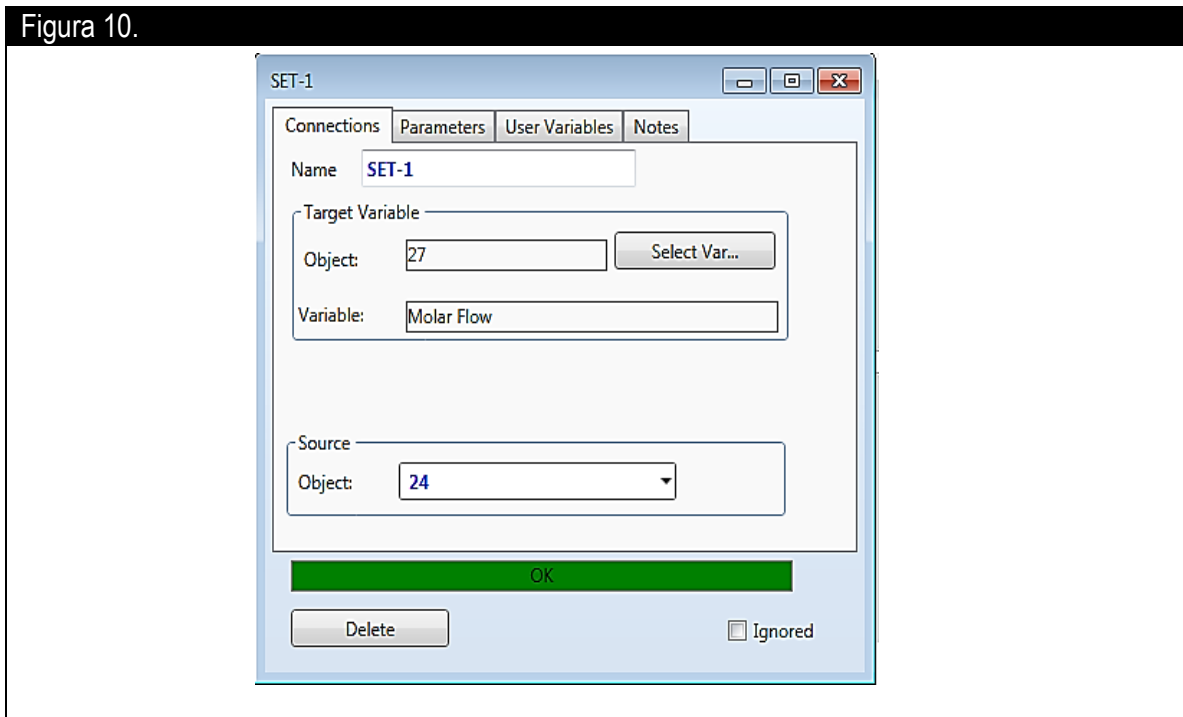
- 7.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 7.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 7.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	24
Salida 1	25
Salida 2	27

8. Adicionar una operación lógica (SET)

- 8.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 8.2. Doble **Click** en el icono del **Set**.
- 8.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información

Cn(A)



- 8.6 .En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.7

9. En la corriente 27, adicionar un Expansor.

Elaborado por:

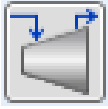
Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Expansor.

- 9.1. Doble Click en el icono del Expansor.
- 9.2. En la pestaña Design ingrese la siguiente información



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	27
Salida	27A
Energía	Q EXPANDER

- 9.3. En la pestaña Worksheet, ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 27A	
Presión	423 psia

10. Retomando la corriente 25, adicionar un mezclador.

- 10.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 10.2. Doble **Click** en el icono del mezclador (Mixer).
- 10.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	25
Entrada 2	28
Salida	26

11. Adicionar un Intercambiador de Calor.

- 11.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 11.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 11.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:

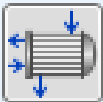
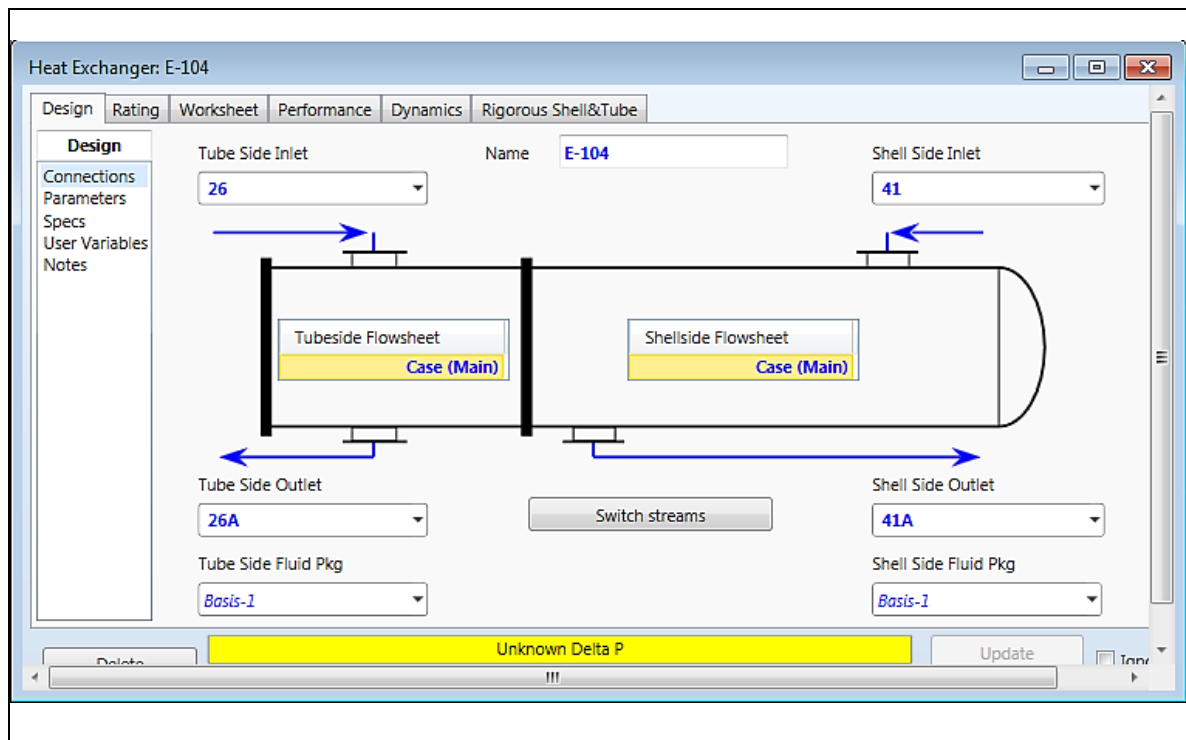


Figura 11.



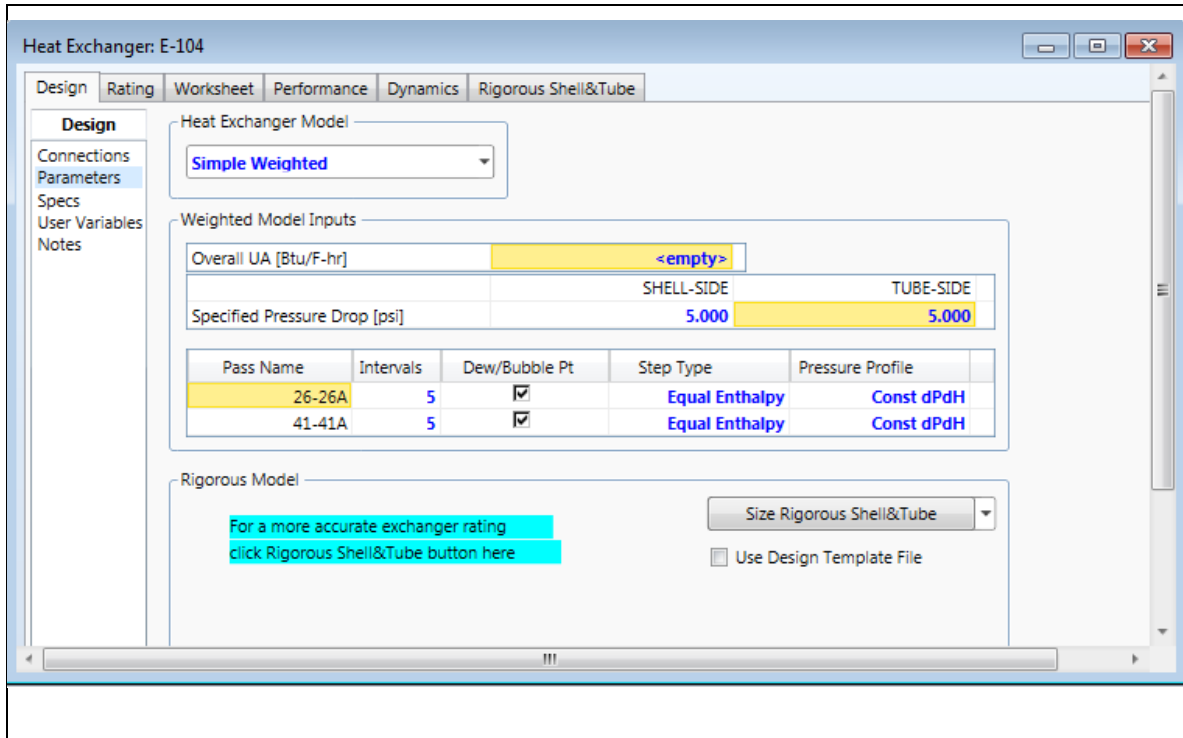
- 11.4. Seleccione **Parámetros**.
- 11.5. En modelo del Intercambiador seleccionar "**Simple Weighted**".
- 11.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.

Figura 12.

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

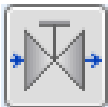
Código: 2094634
Código: 2094632



11.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 26A	
Temperatura	-138 °F (-94.44 °C)

12. Adicionar una válvula.



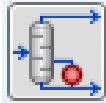
- 12.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 12.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 12.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	26A
Salida	26B

12.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

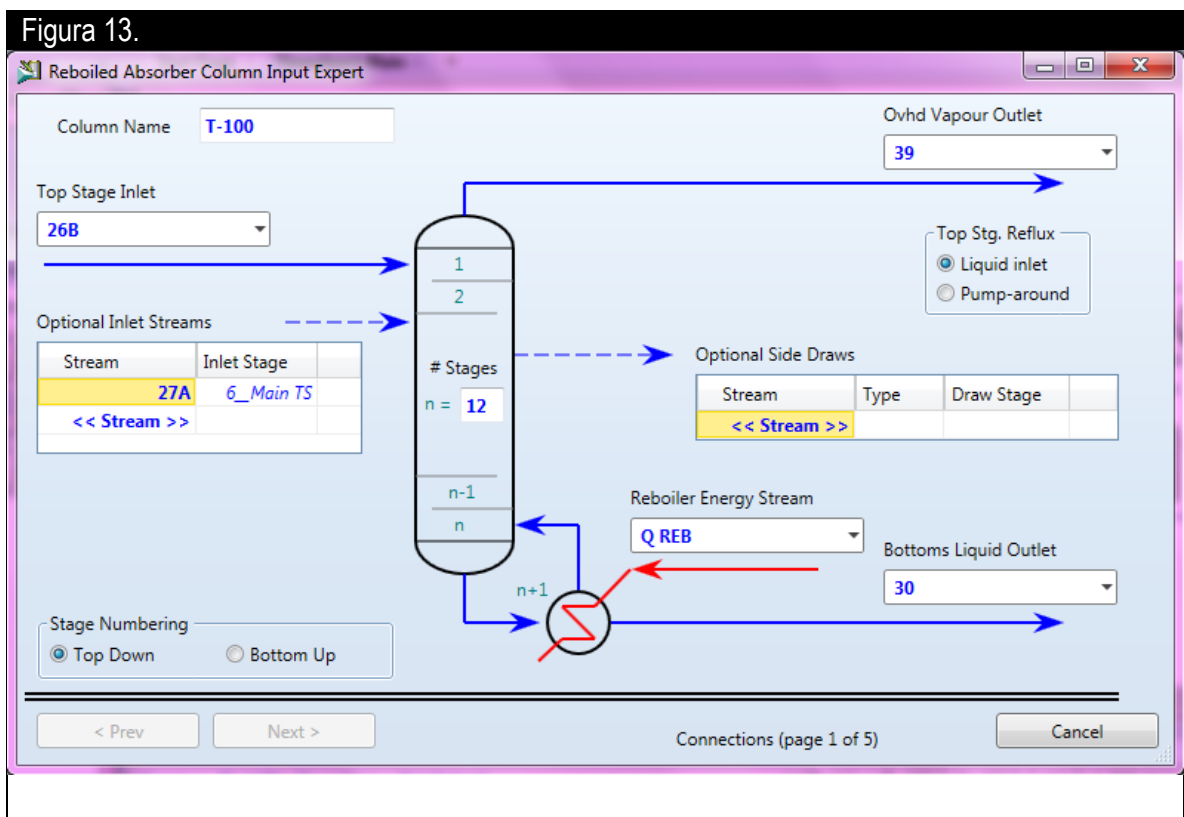
En esta celda...	Ingresar...
Corriente 157	
Presión	423 psia

13. Adicionar una columna Demetanizadora (Reboiled Absorber Column) e ingresar la información como se muestra en las siguientes imágenes.



- 13.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Columns**.
- 13.2. Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 13.3. Doble Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 13.4. Ingrese la siguiente información.

Figura 13.



Column Name: T-100

Ovhd Vapour Outlet: 39

Top Stage Inlet: 26B

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
27A	6_Main TS
<< Stream >>	

Stages: n = 12

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

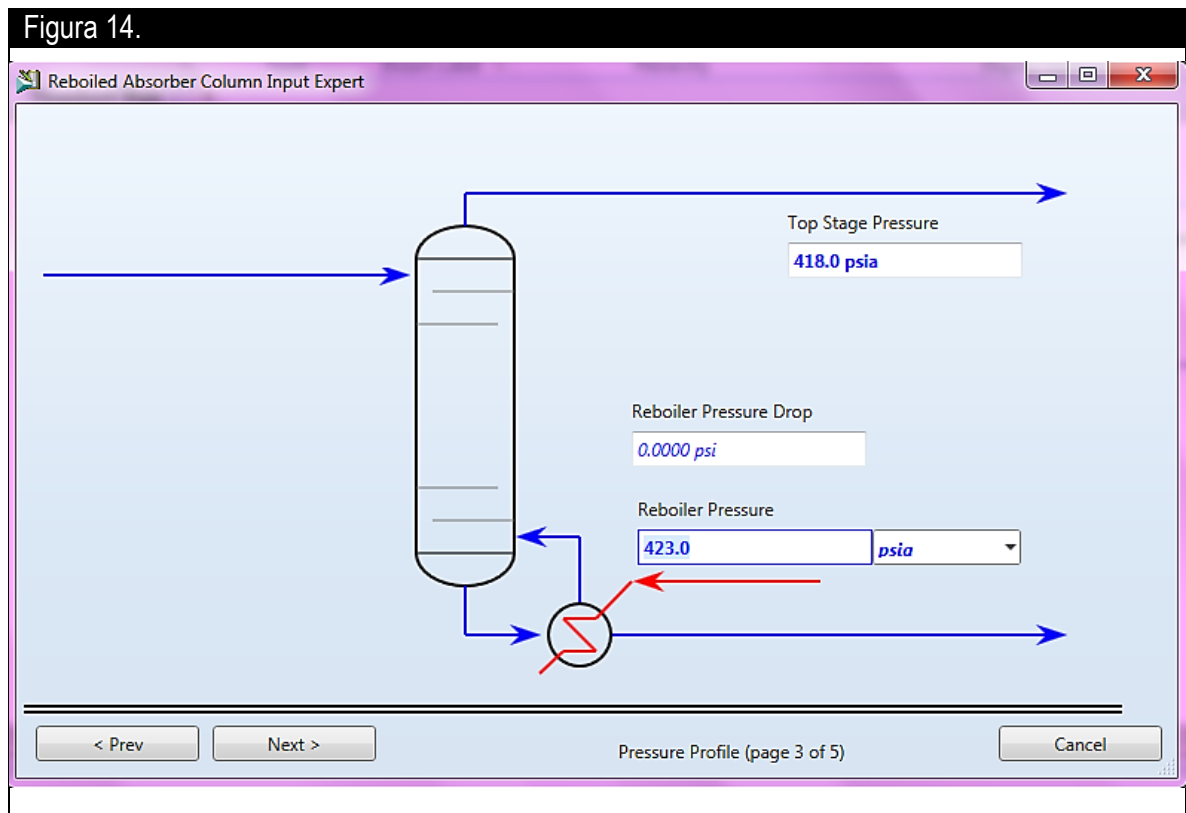
Reboiler Energy Stream: Q REB

Bottoms Liquid Outlet: 30

Top Stg. Reflux: Liquid inlet Pump-around

Connections (page 1 of 5)

- 13.5. Click en Next para continuar.
- 13.6. Click en Next, ya que se utilizará la configuración del Reboiler por defecto.
- 13.7. Suministrar la siguiente información de las presiones estimadas para este caso.



- 13.8. Click en **Next**.
- 13.9. Click en **Next**.
- 13.10. Para este caso no hay información suministrada y click en Done.

Cuando se da click en el botón Done, HYSYS abrirá la pestaña de las propiedades de la columna.



Figura 15.

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters: Column Name: T-100, Sub-Flowsheet Tag: COL1

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
27A	6_Main TS
<< Stream >>	

Optional Side Draws:

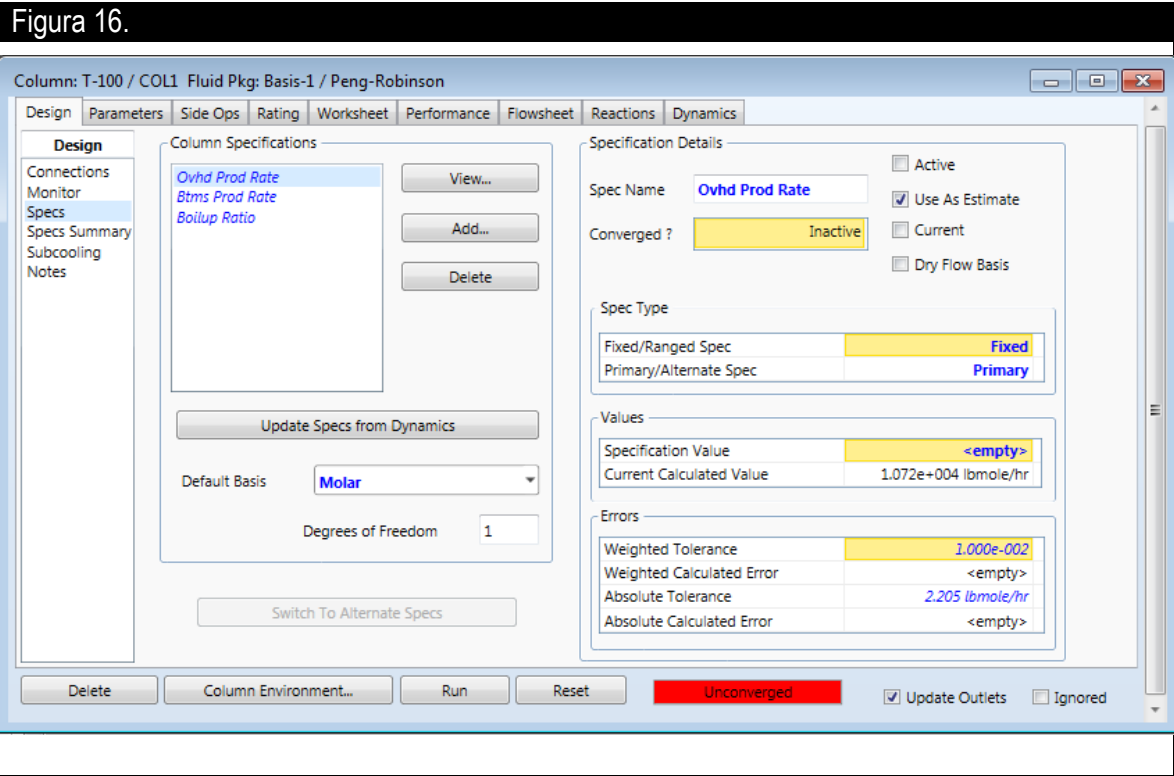
Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

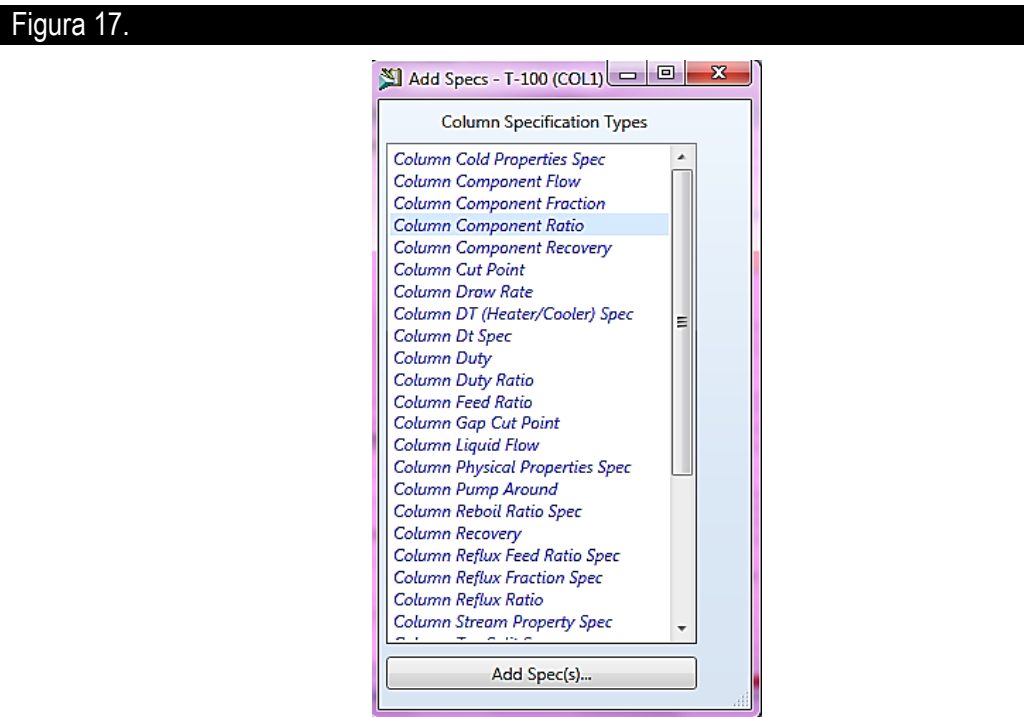
Buttons: Delete, Column Environment..., Run, Reset, Unconverged, Update Outlets, Ignored

14. Adicionar una especificación

14.1. Ir a especificaciones (**specs**) en la pestaña Design de las propiedades de la columna



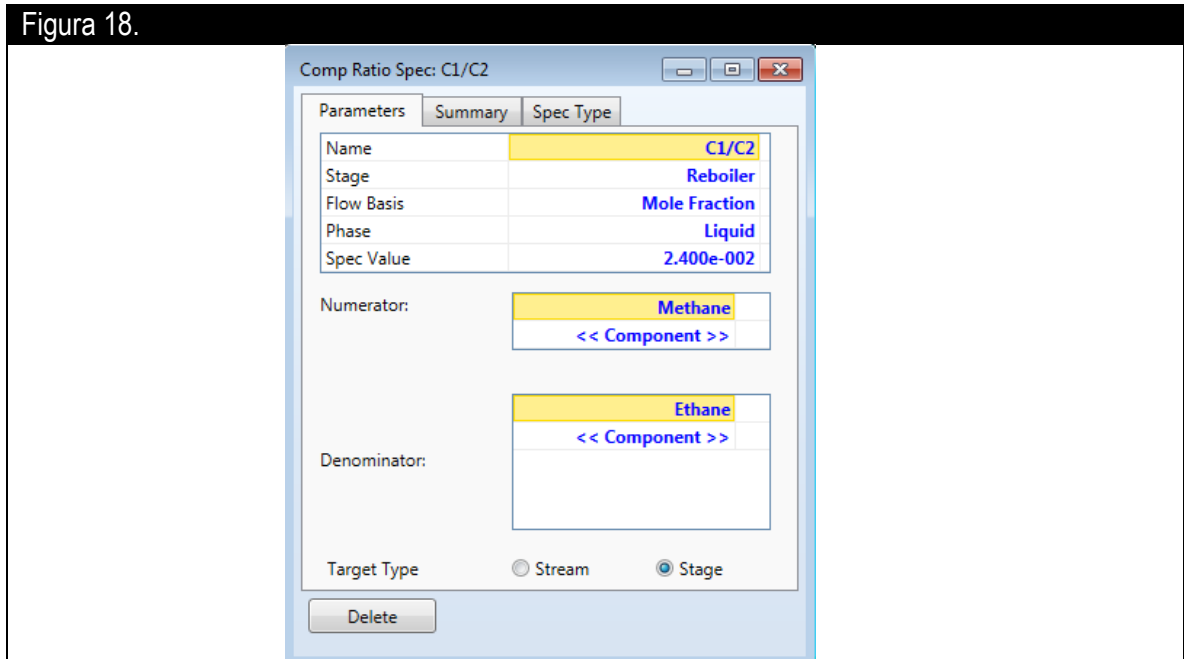
- 14.2. Click en **ADD** en la columna de especificaciones para crear una nueva especificación.
- 14.3. Seleccionar Column Component Ratio



Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
 Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632

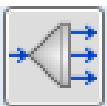


- 14.4. Click en el botón **Add Spec**.
- 14.5. Complete la especificación como se muestra en la siguiente figura:



- 14.6. Ir a la pestaña **Monitor**. Desactivar la especificación **Ovhd Prod Rate** y activar la especificación **C1/C2**.
- 14.7. Click en el botón **Run**

15. En la corriente 39, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 15.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 15.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 15.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39
Salida 1	40
Salida 2	41

16. Adicionar una operación lógica (SET)



- 16.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione Set.

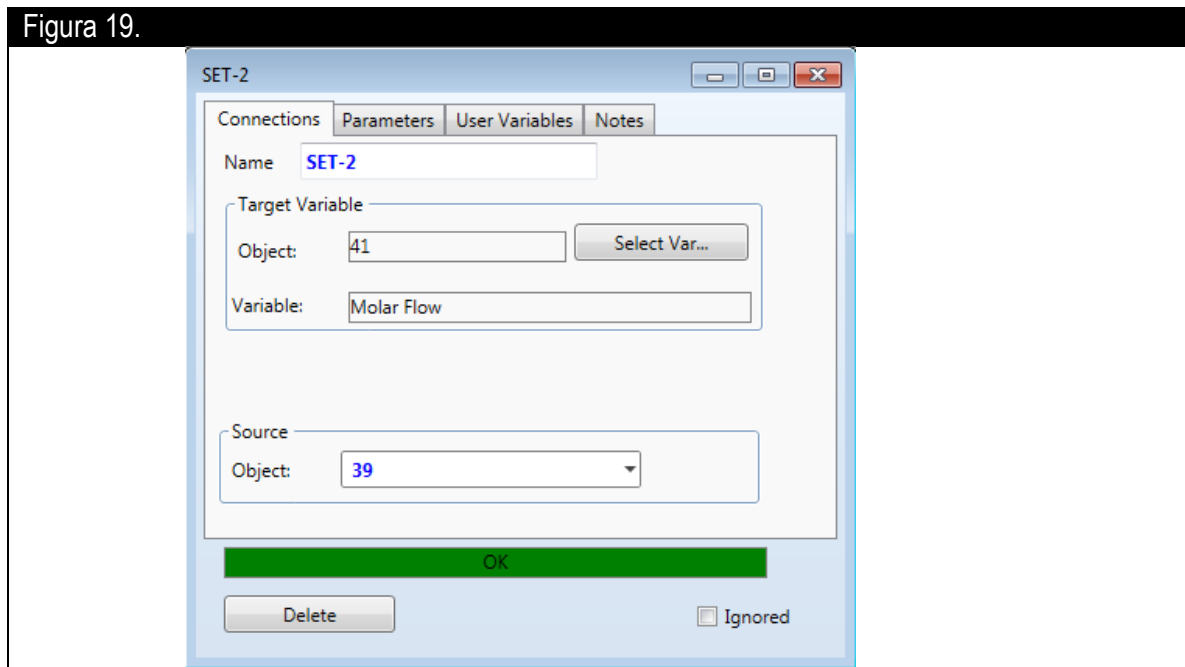
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



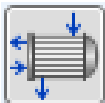
16.2. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información



16.3. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.63

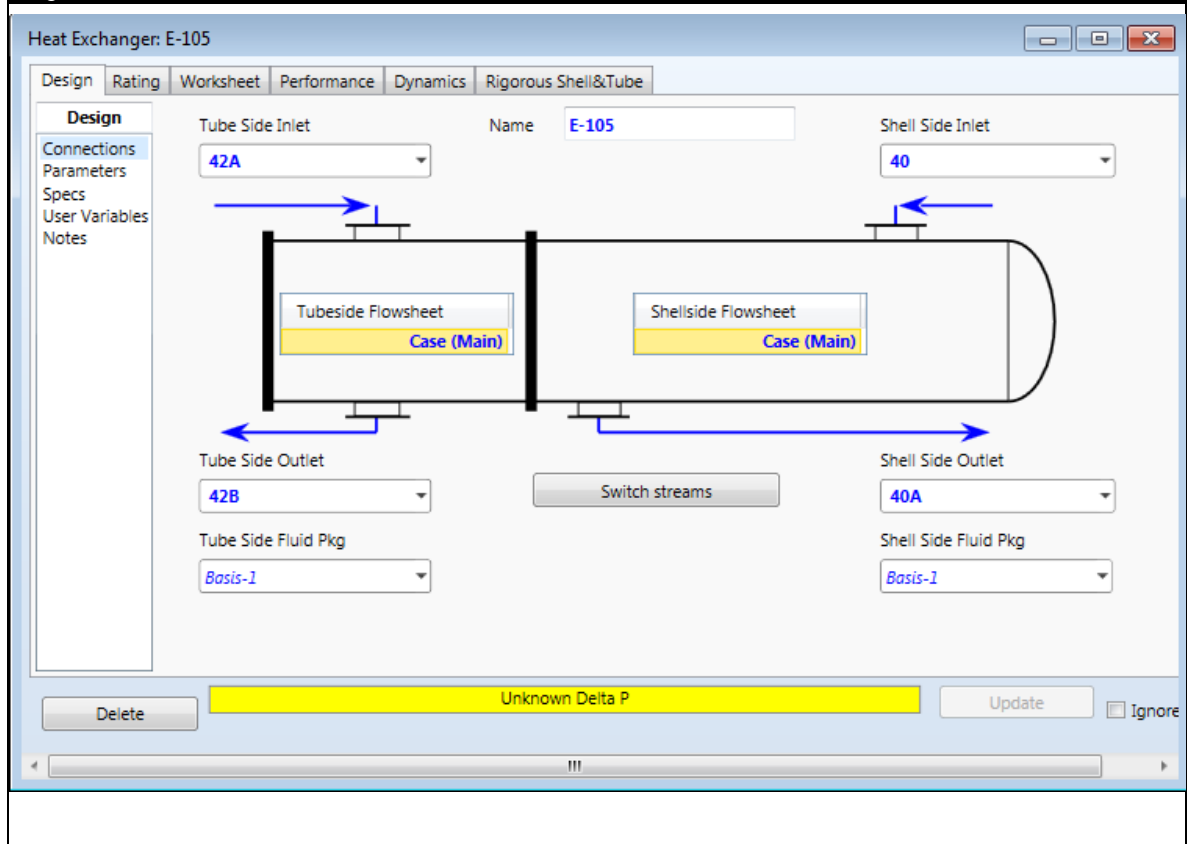
17. Retomando la corriente 40, Adicionar un intercambiador de calor



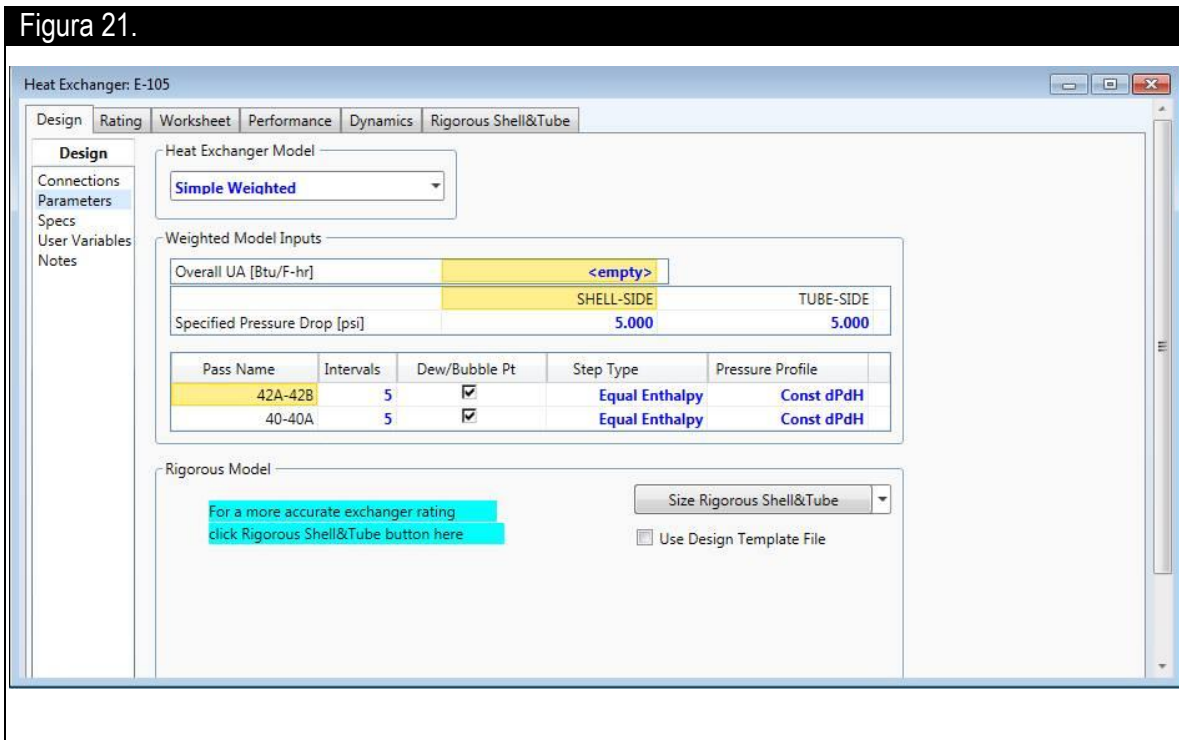
- 17.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 17.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 17.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:



Figura 20.



- 17.4. Seleccione **Parámetros**.
- 17.5. En modelo del Intercambiador seleccionar "**Simple Weighted**".
- 17.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



17.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

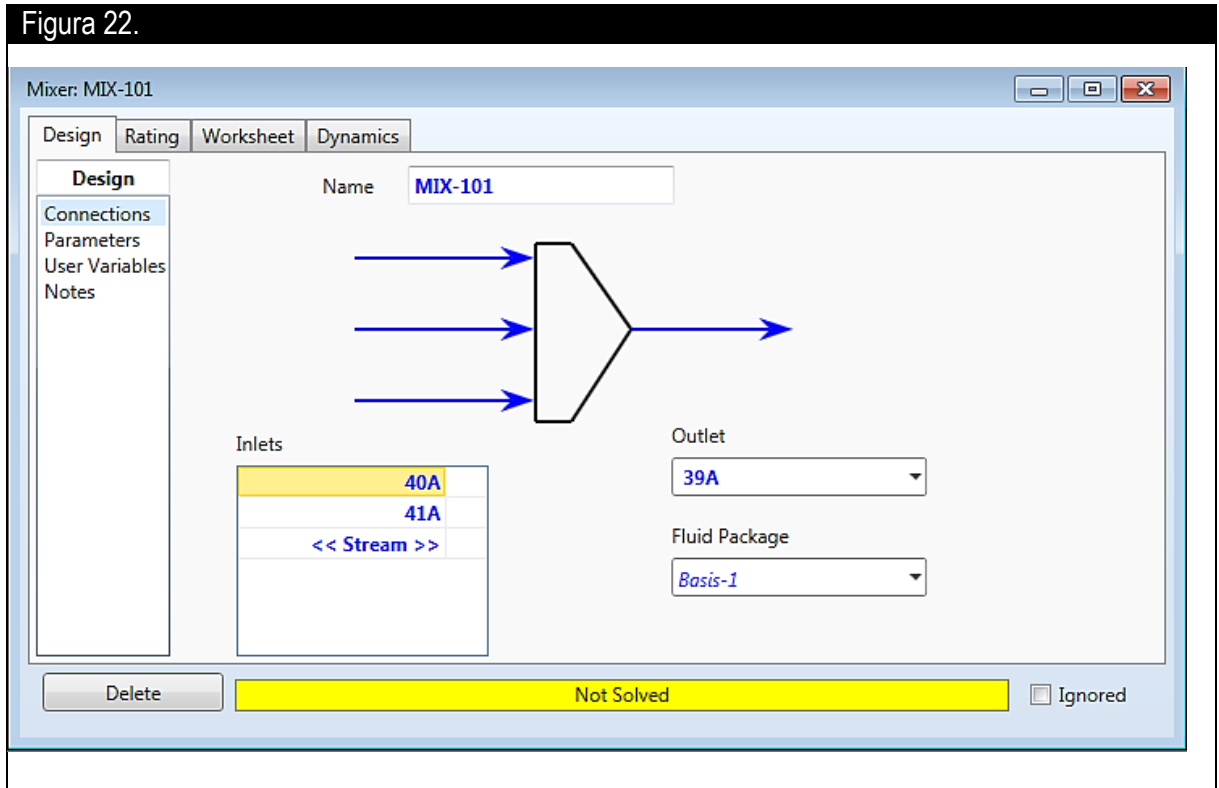
En esta celda...	Ingresar...
Corriente 40A	
Temperatura	-31 °F (-35°C)

18. Retomando la corriente 41A, Adicionar un Mezclador.

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

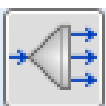
Código: 2094634
Código: 2094632



- 18.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 18.2. Doble **Click** en el icono del mezclador (Mixer).
- 18.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	40A
Entrada 2	41A
Salida	39A

19. En la corriente 39A, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 19.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 19.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 19.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

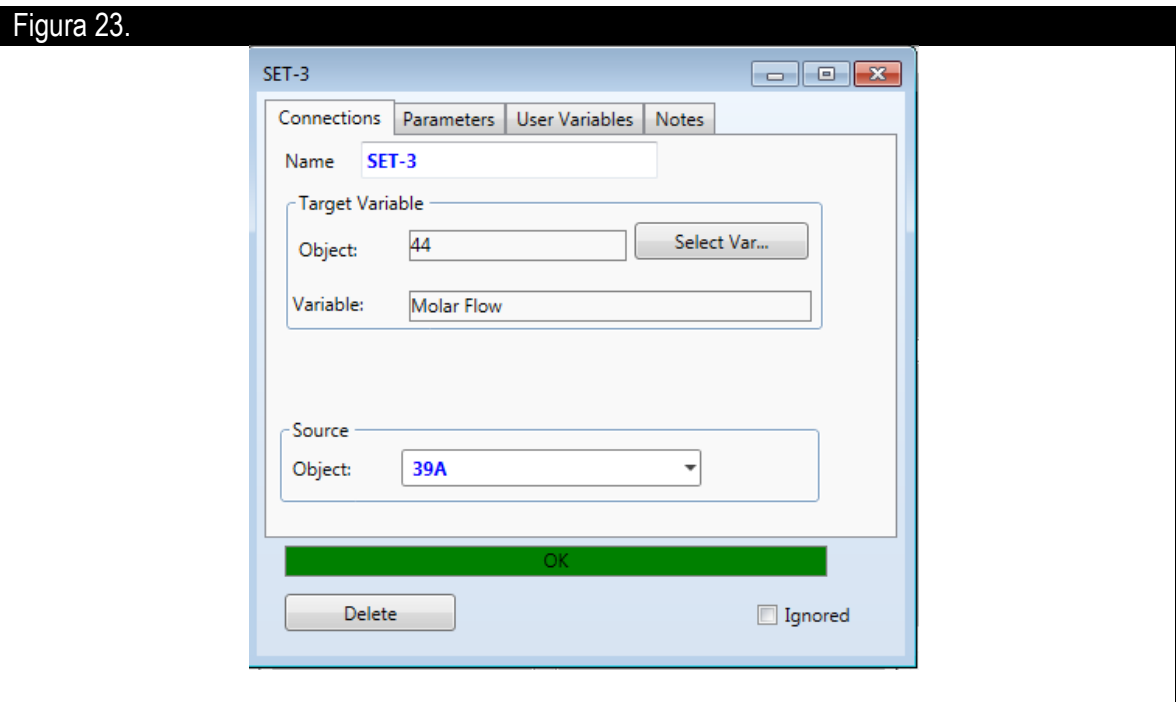


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39A
Salida 1	44
Salida 2	45

20. Adicionar una operación lógica (SET)



- 20.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 20.2. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información



- 20.3. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.27

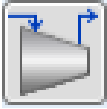
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



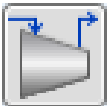
21. En la corriente 45A, adicionar un Compresor.



- 21.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 21.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 21.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	45A
Salida	39C
Energía	Q EXPANDER

22. Adicionar un Compresor.



- 22.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 22.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 22.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39C
Salida	39D
Energía	Q COMPRESOR 2

- 22.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
39D	
Presión	1050 psia

23. Adicionar un Cooler.



- 23.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 23.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 23.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632

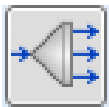


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39D
Energía	Q COOLER 3
Salida	39E
Parámetros	
Delta P	5 psia

22.4 En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
39E	
Temperatura	120°F (48.89°C)

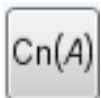
24. En la corriente 39E, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 24.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 24.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 24.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39E
Salida 1	29
Salida 2	42

25. Adicionar una operación lógica (SET)



- 25.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 25.2. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información.



Figura 24.

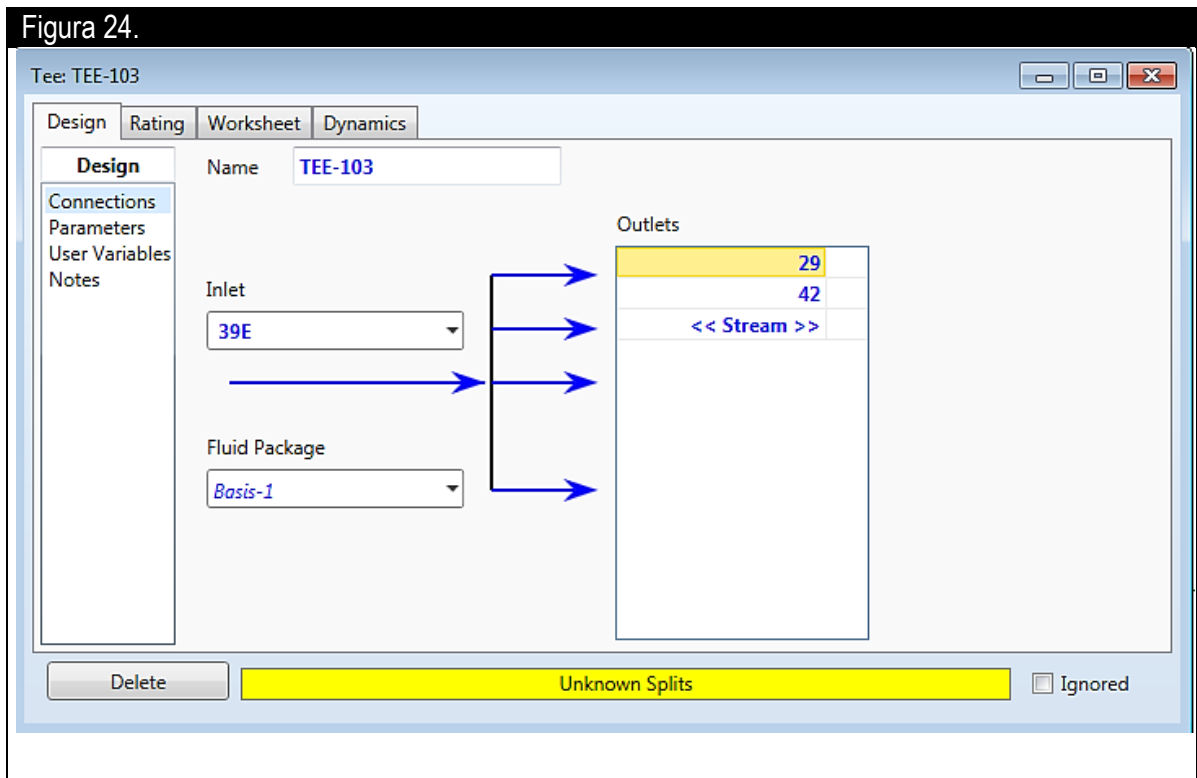
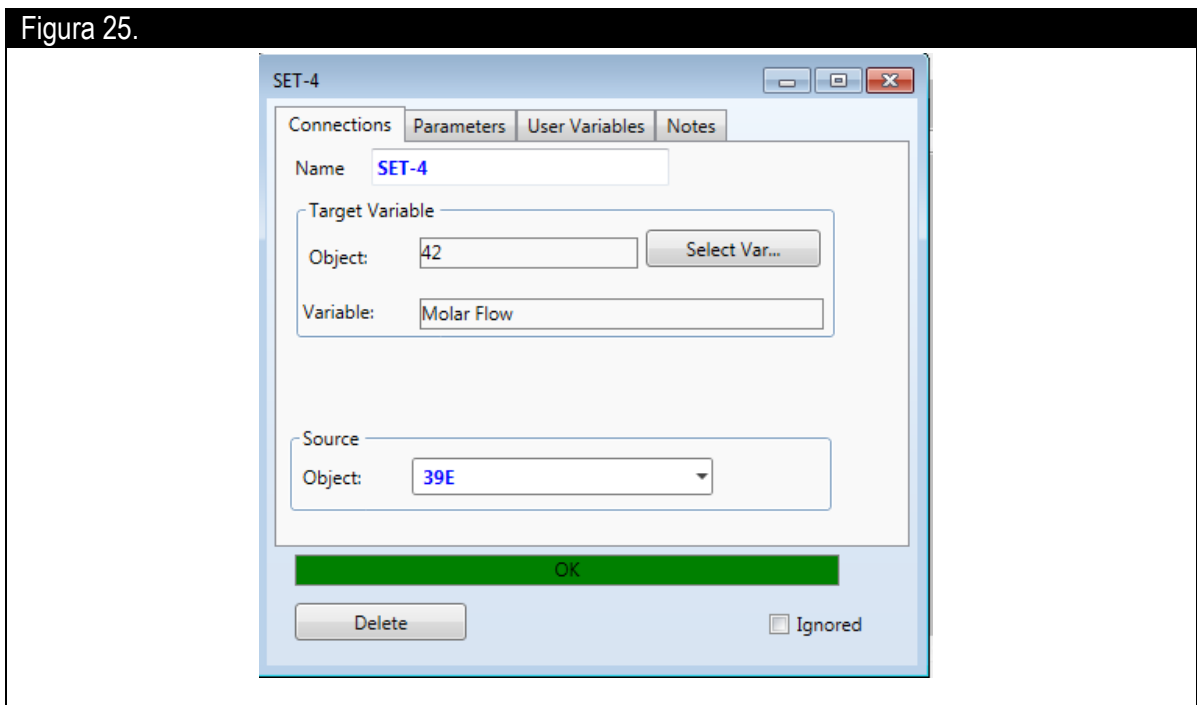


Figura 25.



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



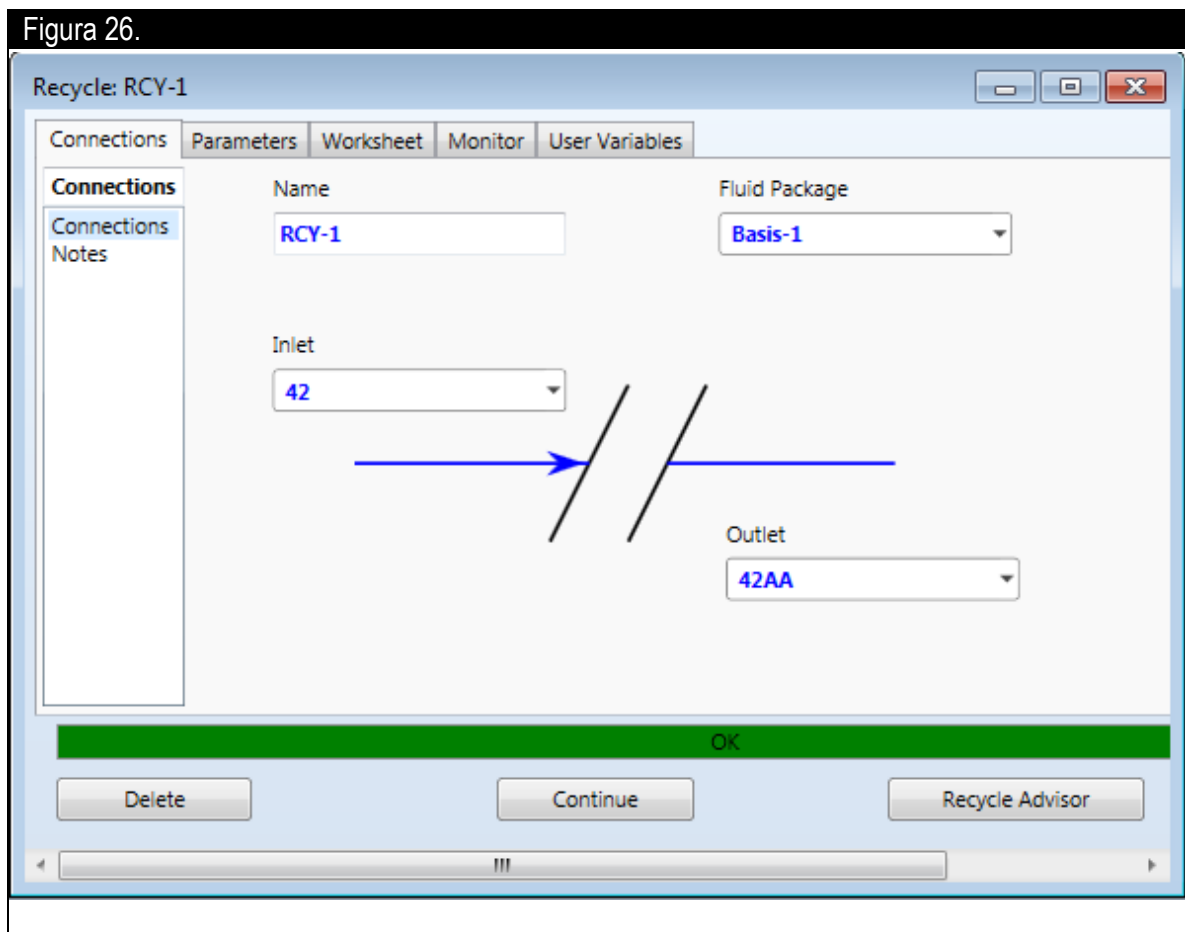
25.3. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.15340

26. En la corriente **42**, adicionar un recycle.



- 26.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un **Recycle**.
- 26.2. Doble **Click** en el icono del **Recycle**.
- 26.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información.



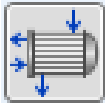
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

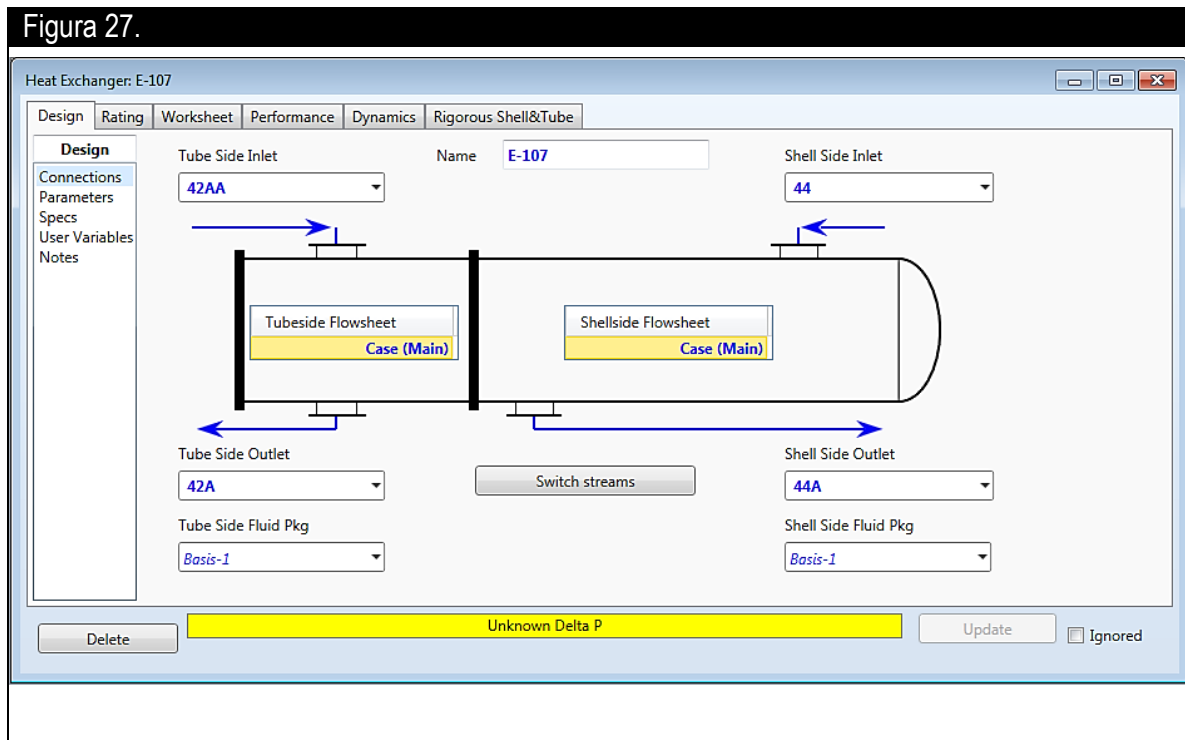
Código: 2094634
Código: 2094632



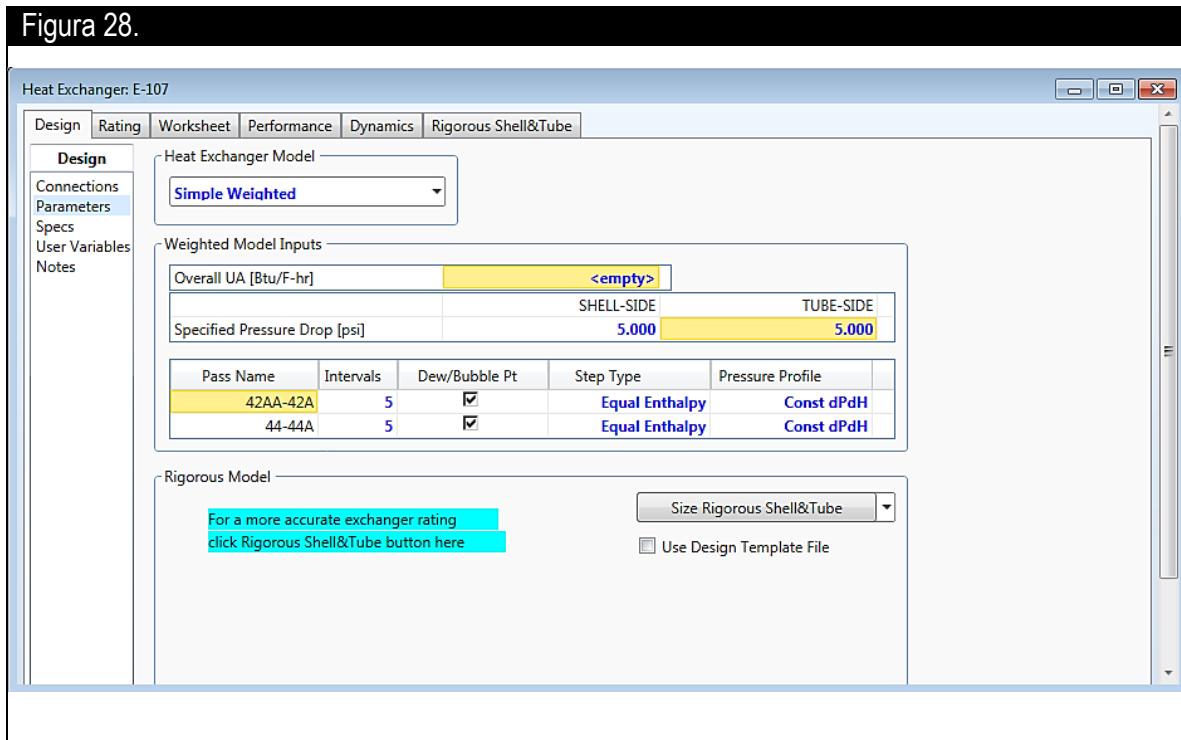
27. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 27.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor.
- 27.2. Doble Click en el icono del Intercambiador de Calor.
- 27.3. En la pestaña Design, en Conexiones ingrese la siguiente información:



- 27.4. Seleccione Parámetros.
- 27.5. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.
- 27.6. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcasa de 5 psia.

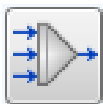


27.7. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 42A	
Temperatura	-6°F (-21.11 °C)

28. Ajuste en la corriente 45A, adicionar un mezclador.

- 28.1. Dirijase a la barra menú y seleccione **Flowsheet/Modify**.
- 28.2. Click en **Break Connection** y separe la corriente 45A del compresor K-102.
- 28.3. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 28.4. Doble **Click** en el icono del mezclador (Mixer).
- 28.5. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	45A
Entrada 2	44A
Salida	39B

28.6. Ingrese en el compresor K-102 la corriente 39B en la entrada.

Figura 29.

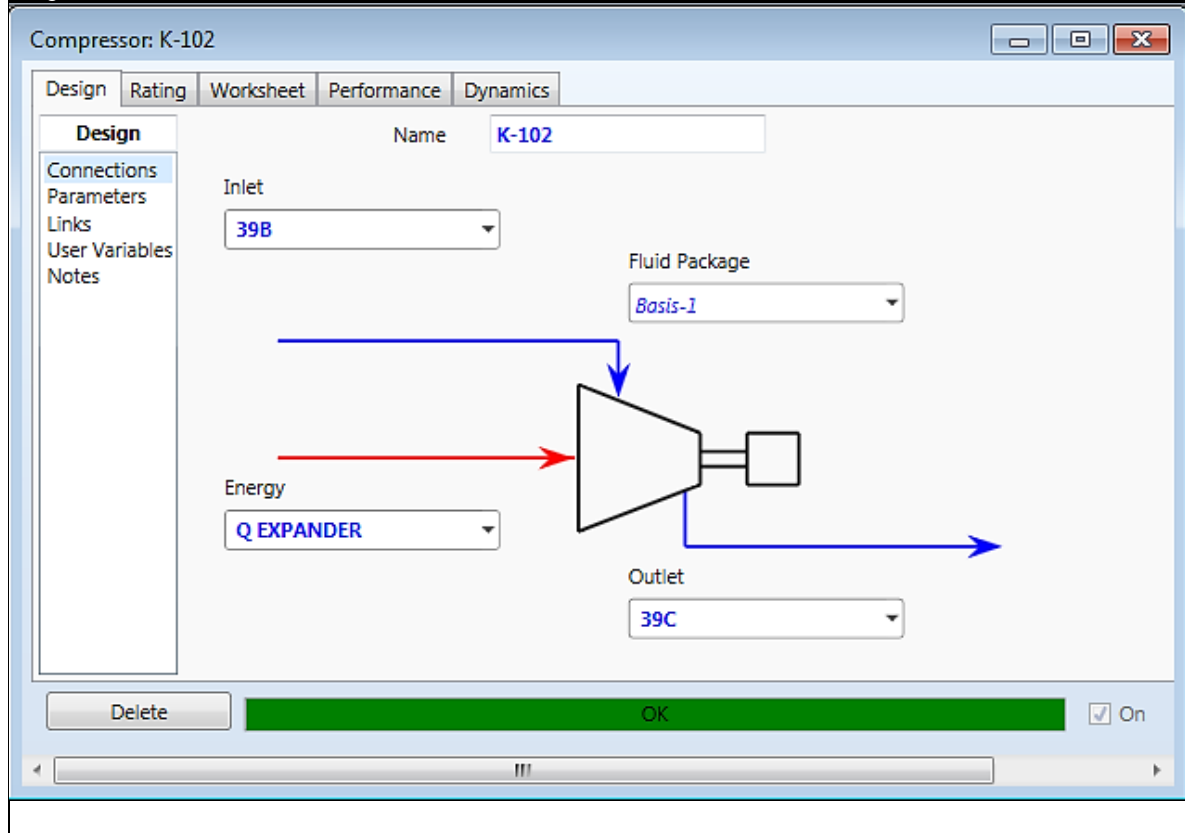
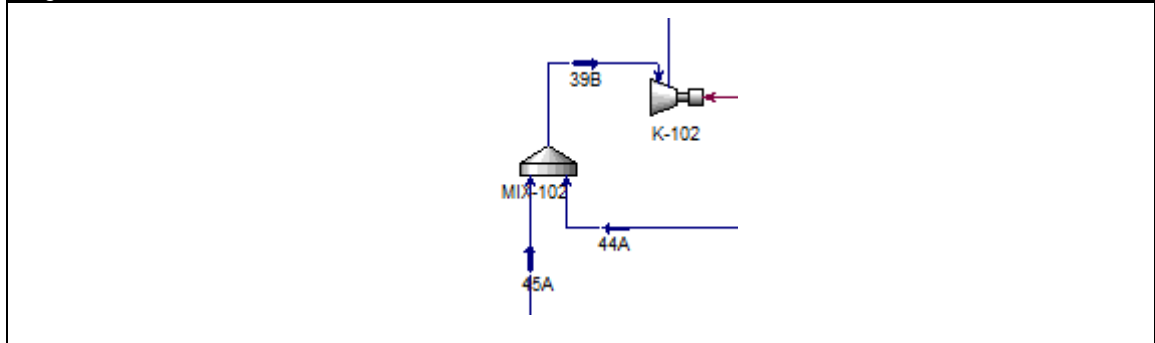


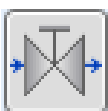
Figura 30.



29. Borrar temperatura en Corriente 40A (-31°F) e ingresar temperatura a corriente 42B (-138°F)

30. En la corriente 42B, adicionar una válvula.

- 30.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 30.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 30.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	42B
Salida	42C

30.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 42C	
Presión	423 psia

31. Adicionar la corriente 42C como alimento en el tope de la columna Demetanzadora.

- 31.1. Dirijase a la columna Demetanzadora.
- 31.2. Doble **Click** en la columna.
- 31.3. Ingrese el nuevo alimento y cambie los anteriores como se muestra a continuación.

Figura 31.

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters: Column Name: T-100, Sub-Flowsheet Tag: COL1

Connections: Top Stage Inlet: 42C

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
27A	8_Main TS
26B	2_Main TS
<< Stream >>	

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Reboiler Energy Stream: Q REB

Bottoms Liquid Outlet: 30

Delta P: 0.0000 psi

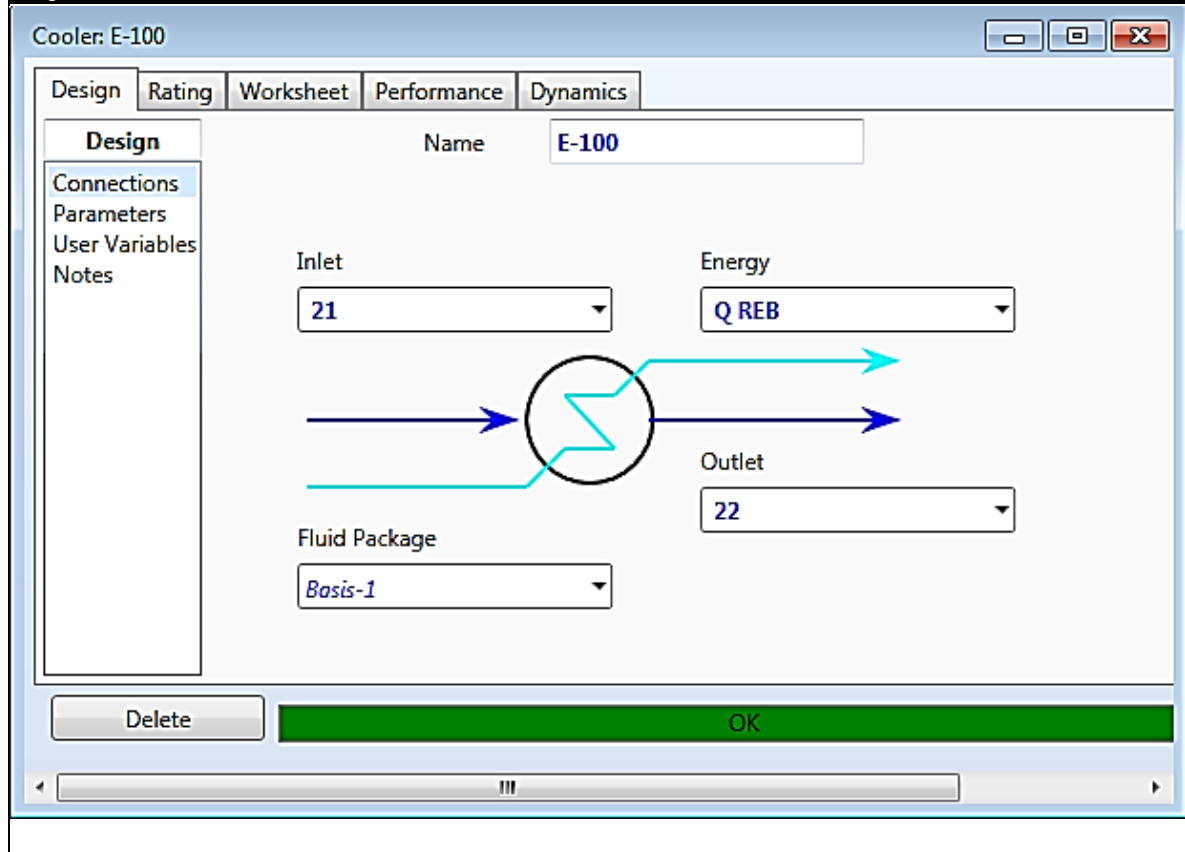
Unconverged

31.4. Click en el botón **Run** para correr la columna.

32. Retomamos el Cooler 1 en el cual la energía es cambiada por la energía de la columna es decir Q COOLER 1 por Q REB.



Figura 32.



GUARDA TU CASO.



ANEXO D: TUTORIAL PROCESO RSVE. RECYCLE SPLIT-VAPOR ENRICHMENT PROCESS

OBJETIVOS

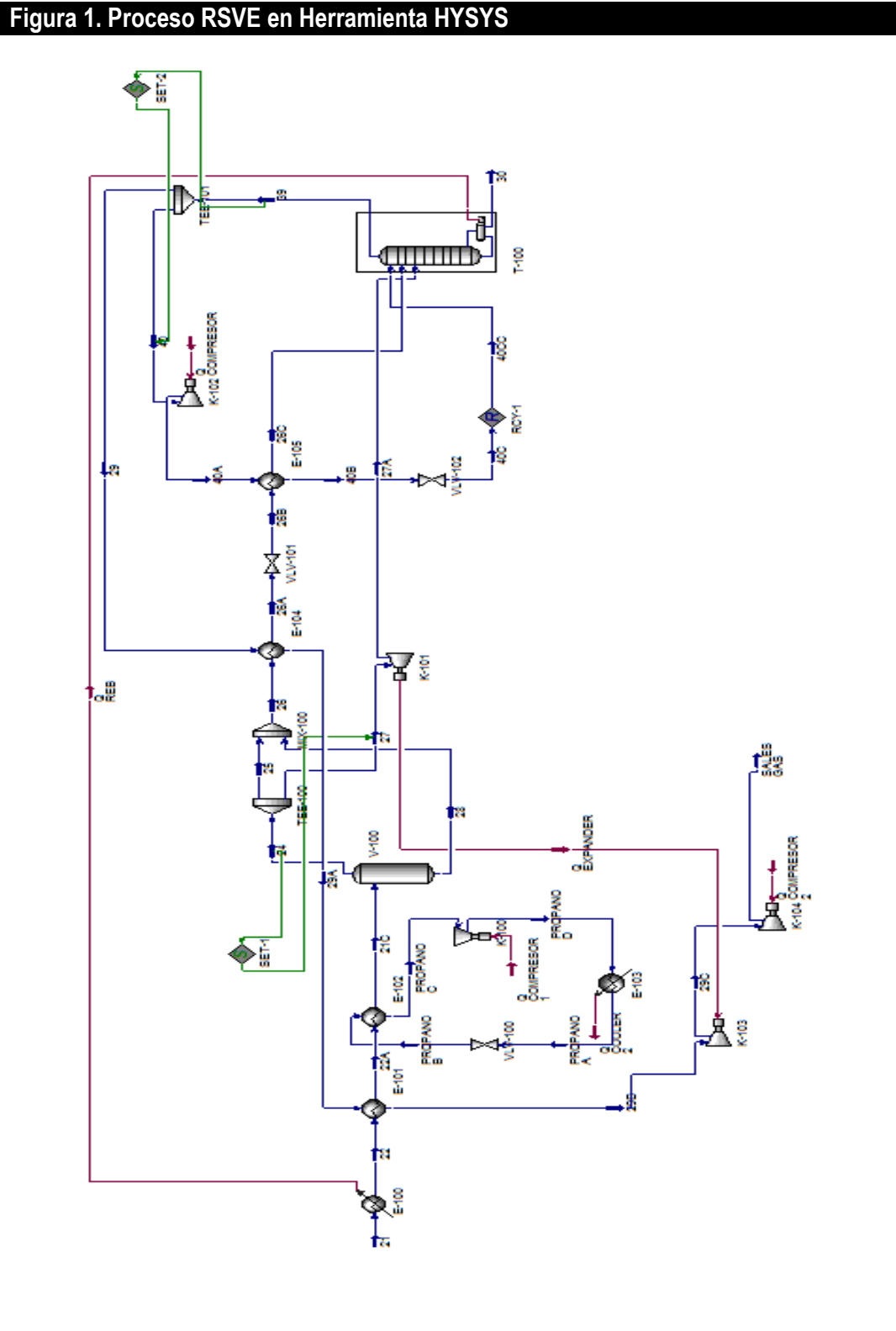
- Conocer y entender el Proceso de Recirculación de vapor dividido con Enriquecimiento.
- Realizar la simulación en HYSYS del proceso RSVE.

PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE VAPOR DIVIDIDO CON ENRIQUECIMIENTO (RSVE)

The Recycle Split Vapor Enrichment o Enriquecimiento del Vapor Dividido Reciclado fue desarrollado por Campbell y Wilkinson en 1999 como mejora para la recuperación de líquidos. En este proceso el gas de alimento es dividido en dos corrientes, una de ellas (aproximadamente el 79%) es enfriada y parcialmente condensada por corrientes del proceso y/o refrigeración externa si es necesario y luego suministrada a un separador de alta presión donde el vapor es separado de la parte líquida condensada. El vapor que sale del separador ingresa a un turboexpansor donde es expandido a la presión de operación de la columna demetanizadora y es suministrado a la torre en una segunda posición.

El líquido que sale del separador es expandido a través de una válvula de expansión a la presión de operación de la torre de fraccionamiento e ingresa a la columna en una tercera posición. La corriente de tope de la demetanizadora pasa a través de un intercambiador de calor para proporcionar enfriamiento a la corriente de recirculación, luego es dividida en dos partes, una de ellas (30%) ingresa a una caja fría donde absorbe calor de la corriente de recirculación mientras que la otra parte (70%) ingresa a un intercambiador de calor para enfriar el gas de alimento; estas dos corrientes son recombinadas, comprimidas en dos etapas y enfriadas.

La corriente comprimida y fría es dividida en dos porciones: una porción será el Gas de Residuo (90%) y la otra (10%) será la corriente de recirculación la cual se mezclará con la corriente de gas de alimento (21%) y pasará a través de una caja fría donde se enfriará por medio de una porción de la corriente de tope de la columna y un ciclo de refrigeración externa de propano, luego de esto ingresará a un intercambiador de calor y a una válvula de expansión donde será expandida a la presión de operación de la columna y será suministrada como corriente de tope. En este proceso, la recuperación de etano excede el 95%; de la misma manera, en los casos donde no se desea recuperar etano, la recuperación de propano puede mantenerse o superar el 95%.



Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Definir las bases de la simulación.

- 1.1. Iniciar un nuevo caso.
- 1.2. Adicionar los componentes in "Component Lists"
 - N₂, CO₂, C1-C10.
- 1.3. Seleccionar la ecuación de estado PENG ROBINSON en "Fluid Packages"
- 1.4. Ingrese a "Simulation Environment"

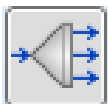
2. Adicionar la corriente de alimento.



- 2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione "**Material Stream**".
- 2.2. Doble **click** sobre el ícono de la corriente.

En esta celda...	Ingresar...
Nombre	31
Temperatura	120° F (48.89°C)
Presión	1040 psia (7171 kPa)
Tasa de Flujo	10980 lbmol/h (100 MSCFD)
Composición	Fracción Molar
N ₂	0.0000
CO ₂	0.0000
C1	0.9717
C2	0.0189
C3	0.0029
i-C4	0.0013
n-C4	0.0012
i-C5	0.0007
n-C5	0.0005
C6	0.0004
C7	0.0024
C8	0.0000
C9	0.0000
C10	0.0000

3. Adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 3.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 3.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

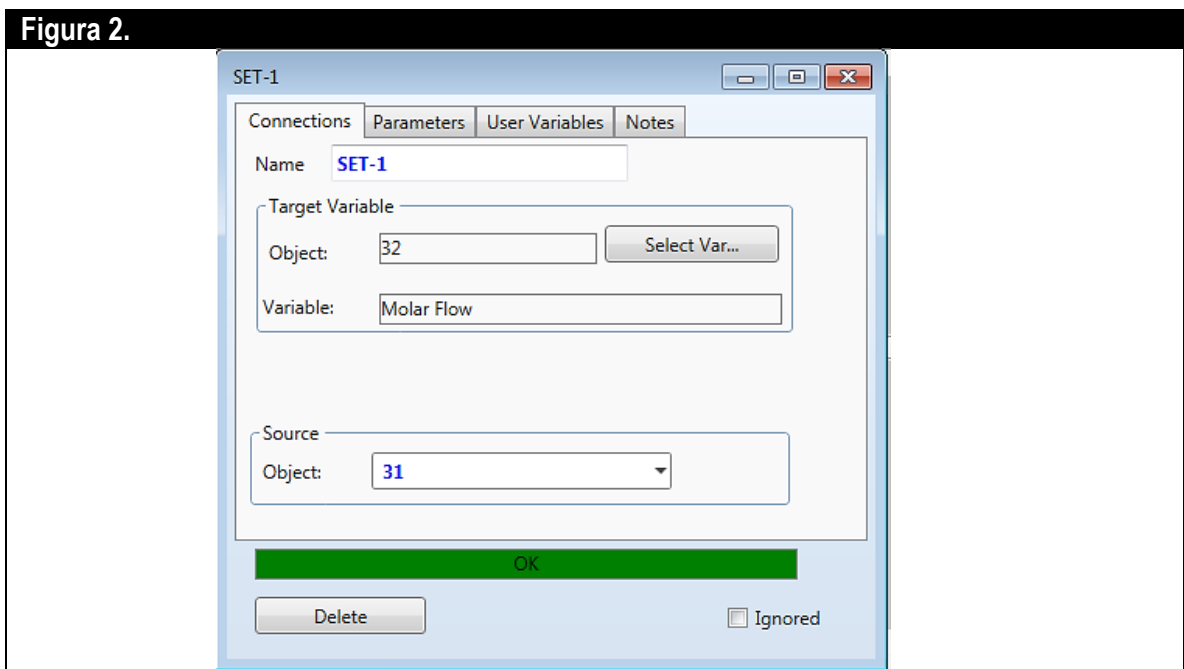


En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	31
Salida 1	35
Salida 2	32

4. Adicionar una operación lógica (SET)

- 4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 4.2. Doble **Click** en el icono del **Set**.
- 4.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información

Cn(A)



8.7 En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.79

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

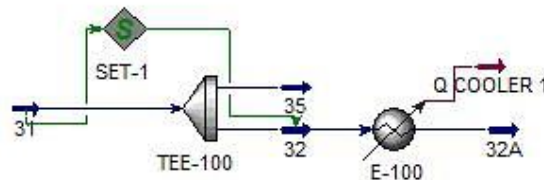
5. Adicionar un Cooler.



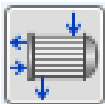
- 5.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 5.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 5.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	32
Energía	Q COOLER 1
Salida	32A
Parámetros	
Delta P	5 psia
Duty	5.38 E6 Btu/h

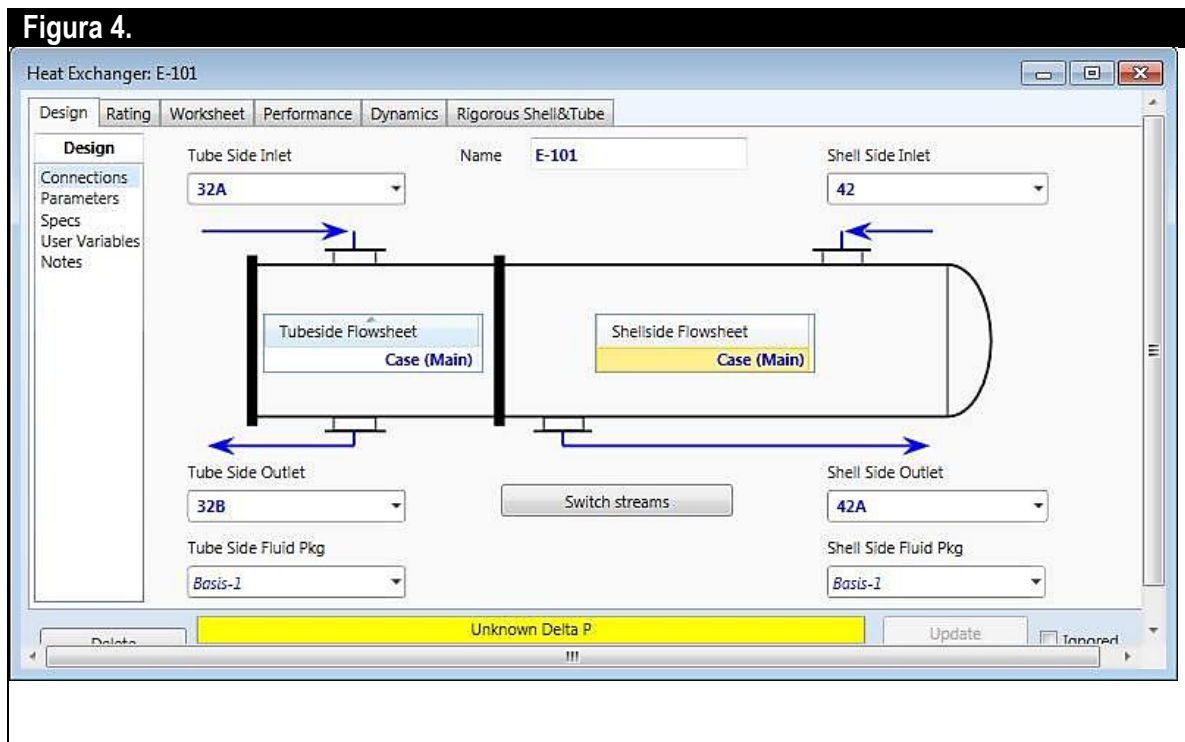
Figura 3.



6. Adicionar un Intercambiador de Calor.



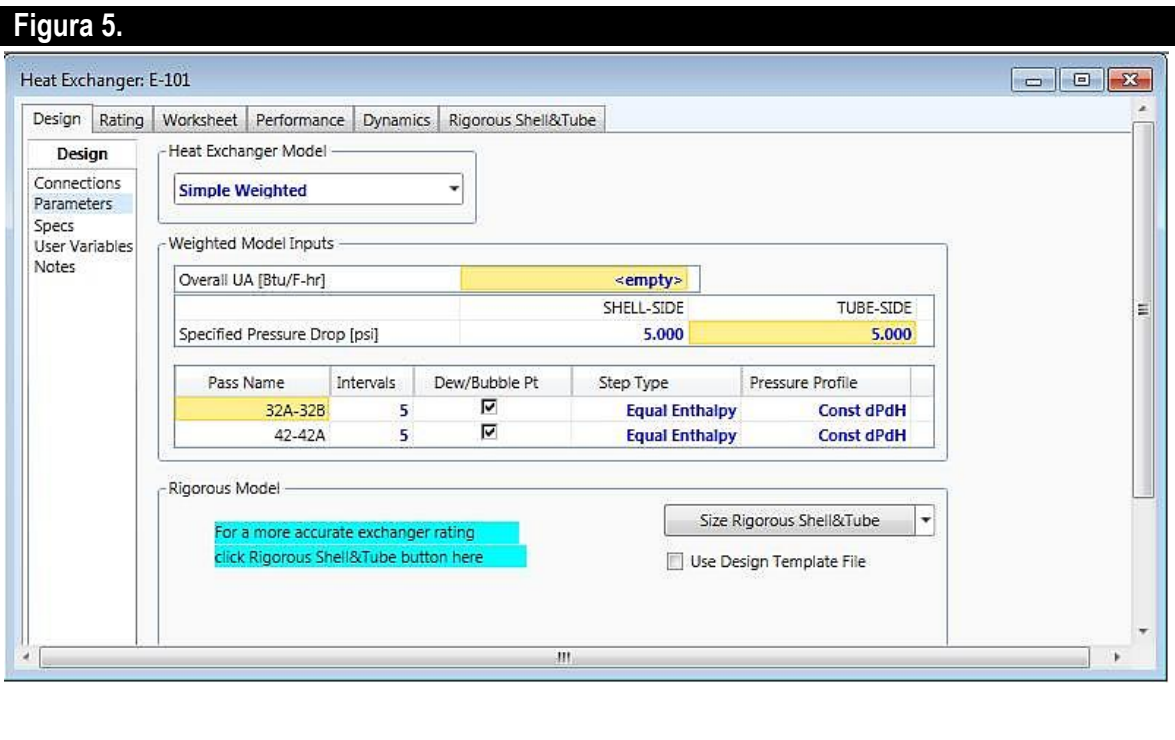
- 6.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 6.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 6.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



6.4. Seleccione Parámetros e ingrese la siguiente información.

6.4.1. En modelo del Intercambiador seleccionar **“Simple Weighted”**.

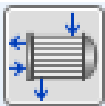
6.4.2. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



6.5. En la pestaña Worksheet, suministre la temperatura 12oF (-11.11 °C) en la corriente 32B.

7. Adicionar Refrigeración Externa (C3)

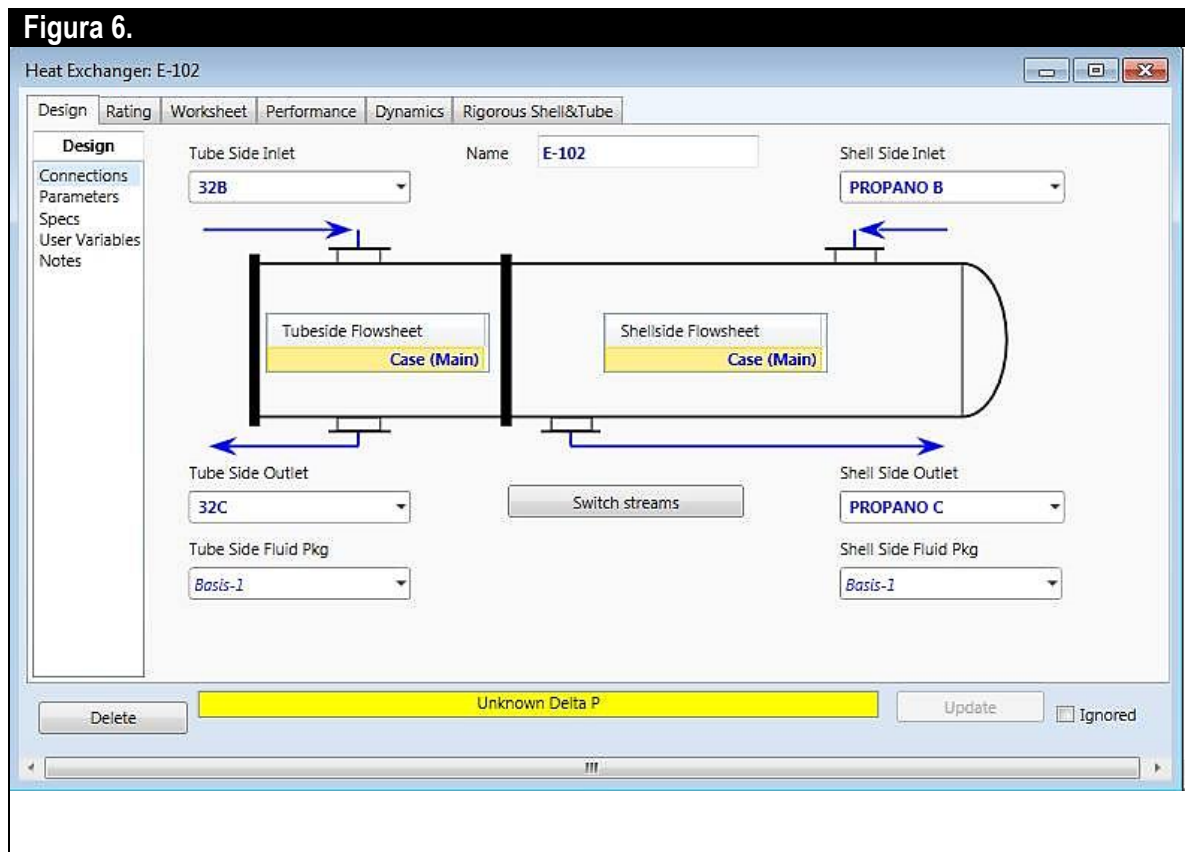
7.1. Adicione un Intercambiador de Calor



7.1.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor

7.1.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.

7.1.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



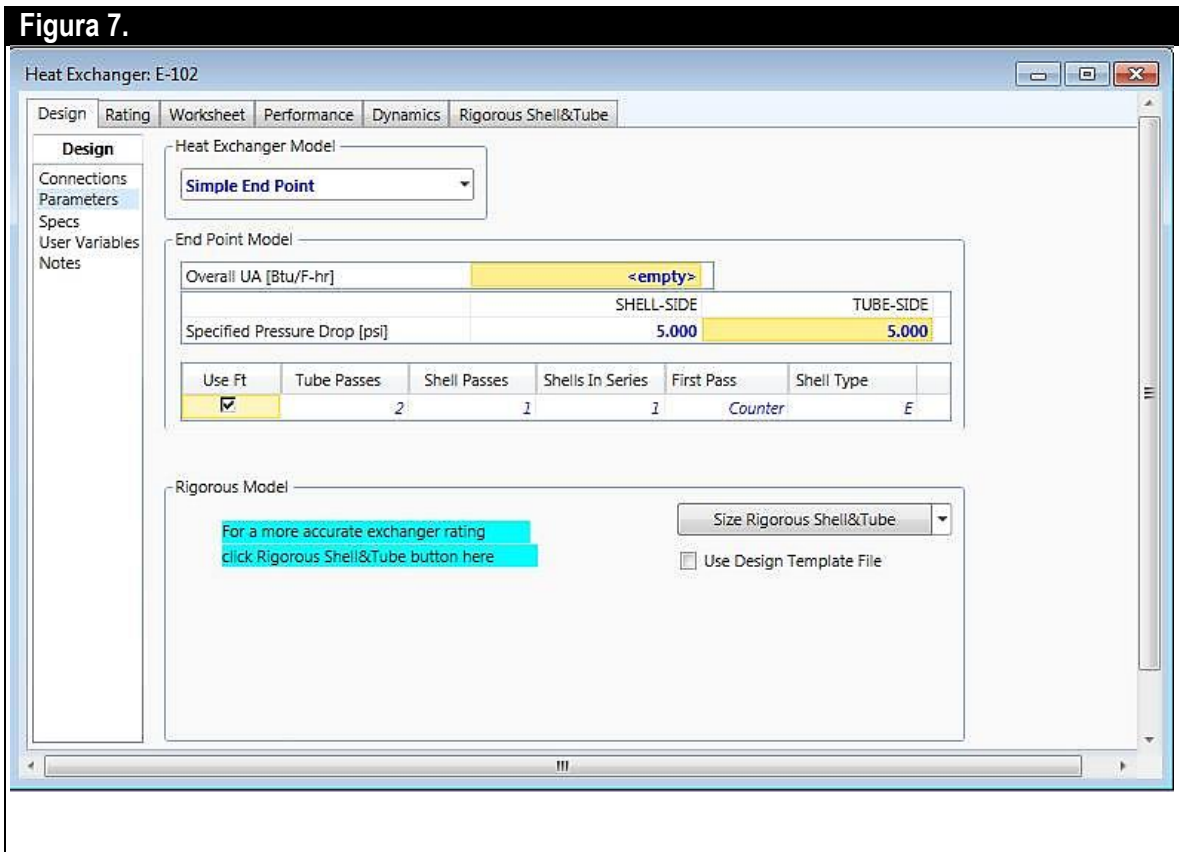
7.1.4. Seleccione Parámetros.

7.1.5. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



7.1.6. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 32C	
Temperatura	-50°F (-45.56°C)
Corriente PROPANO B	
Temperatura	-60 °F (-51.11°C)
Corriente PROPANO C	
Vapor	1
Temperatura	-60°F (-51.11°C)

7.1.7. Doble **Click** en la corriente Propano B, en la pestaña **Worksheet** seleccione Composición e ingrese 1 en Propano (C3).

7.2. Adicione un Compresor.

Elaborado por:

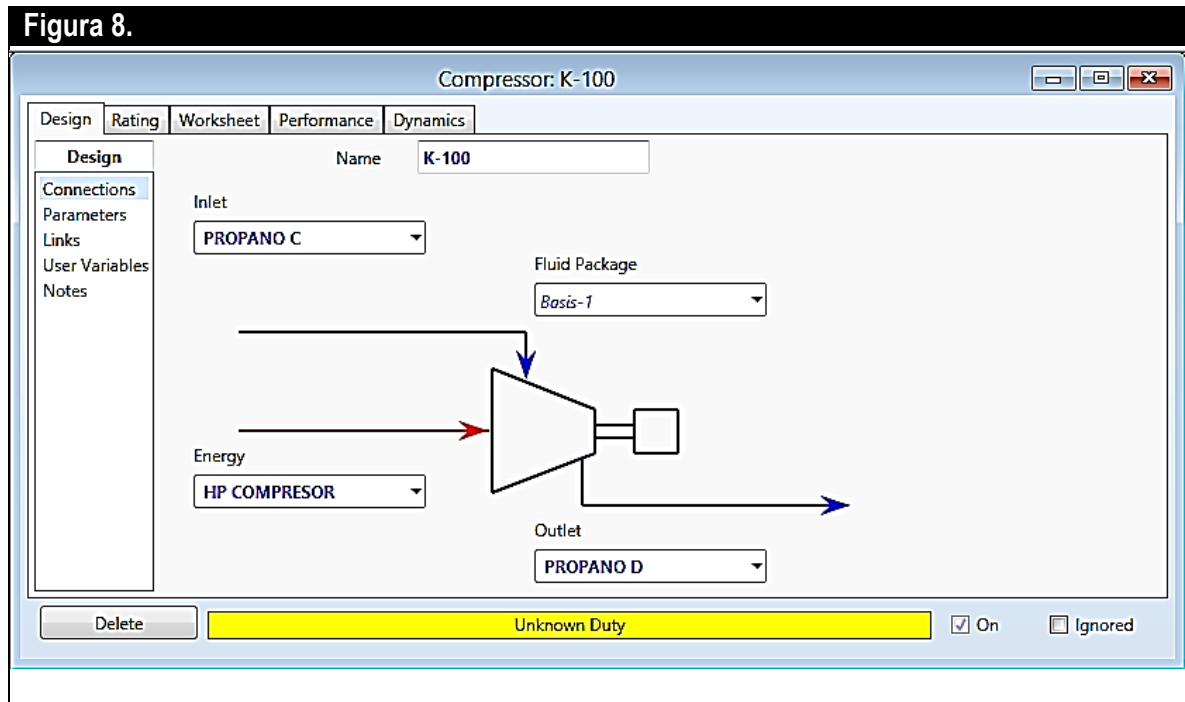
Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632

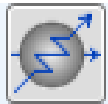


- 7.2.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Compresor
- 7.2.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 7.2.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO C
Salida	PROPANO D
Energía	HP COMPRESOR



7.3. Adicionar un Cooler

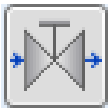


- 7.3.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione un Cooler.
- 7.3.2. Doble Click en el icono del Cooler.
- 7.3.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO D
Salida	PROPANO A
Energía	Q COOLER 2
Parámetros	
Delta P	5 psia

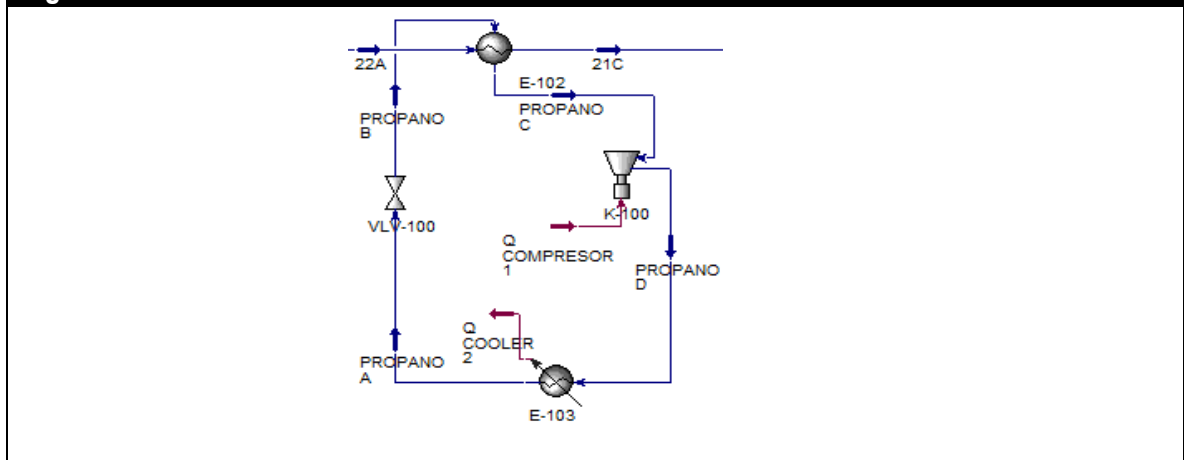
7.4. Adicionar una válvula.



- 7.4.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 7.4.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 7.4.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO A
Salida	PROPANO B
Parámetros	
Delta P	170 psi

Figura 9.





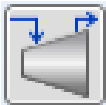
8. Adicionar un separador.



- 8.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un separador.
- 8.2. Doble **Click** en el icono del separador.
- 8.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	32C
Salida de Vapor	33
Salida de Líquido	34

9. En la corriente 33, adicionar un Expansor.



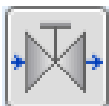
- 9.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Expansor.
- 9.2. Doble Click en el icono del Expansor.
- 9.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	33
Salida	33A
Energía	Q EXPANDER

- 9.4. En la pestaña Worksheet, ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Corriente 27A	
Presión	305 psia

10. Adicionar una válvula.



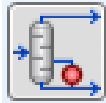
- 10.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 10.2. Doble Click en el icono de la válvula.
- 10.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	34
Salida	34A

- 10.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

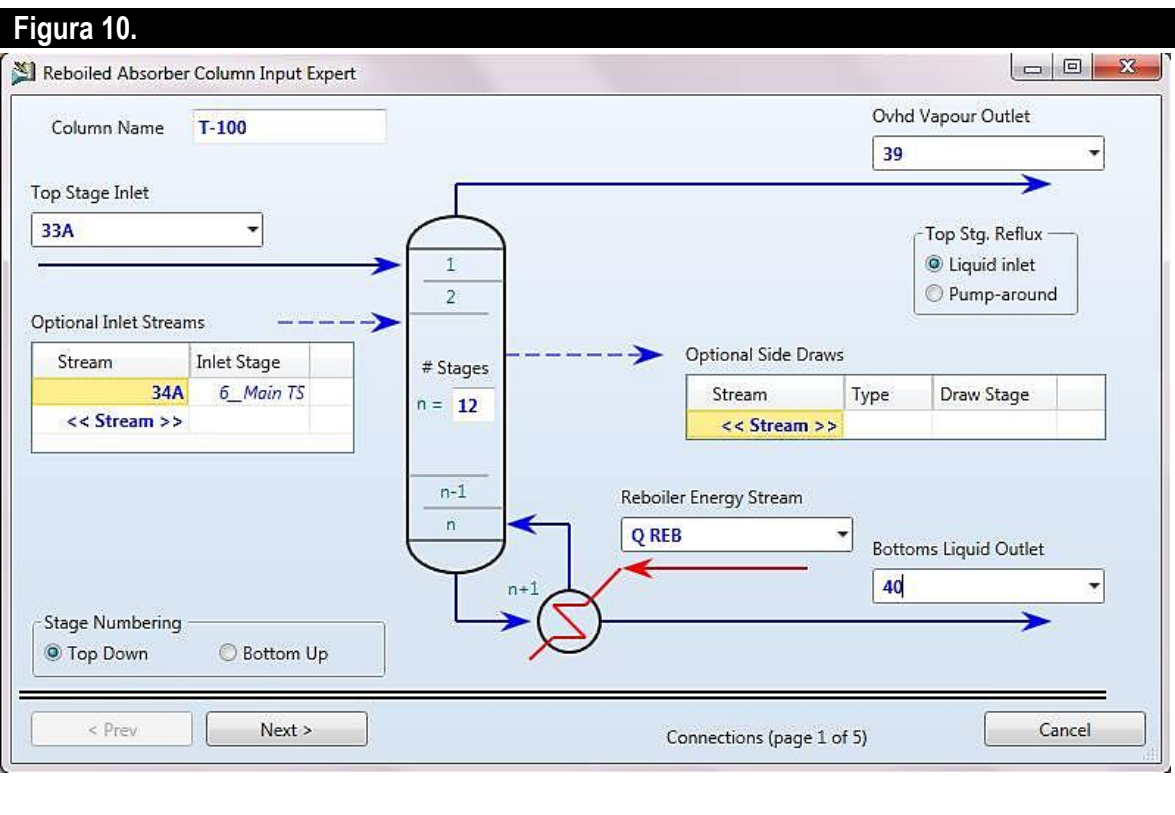
En esta celda...	Ingresar...
Corriente 157	
Presión	305 psia

11. Adicionar una columna Demetanizadora (Reboiled Absorber Column) e ingresar la información como se muestra en las siguientes imágenes.



- 11.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Columns**.
- 11.2. Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 11.3. Doble Click en el icono de **Reboiled Absorber Column**.
- 11.4. Ingrese la siguiente información.

Figura 10.



Reboiled Absorber Column Input Expert

Column Name: T-100

Ovhd Vapour Outlet: 39

Top Stage Inlet: 33A

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
34A	6_Main TS
<< Stream >>	

Stages: n = 12

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Reboiler Energy Stream: Q REB

Bottoms Liquid Outlet: 40

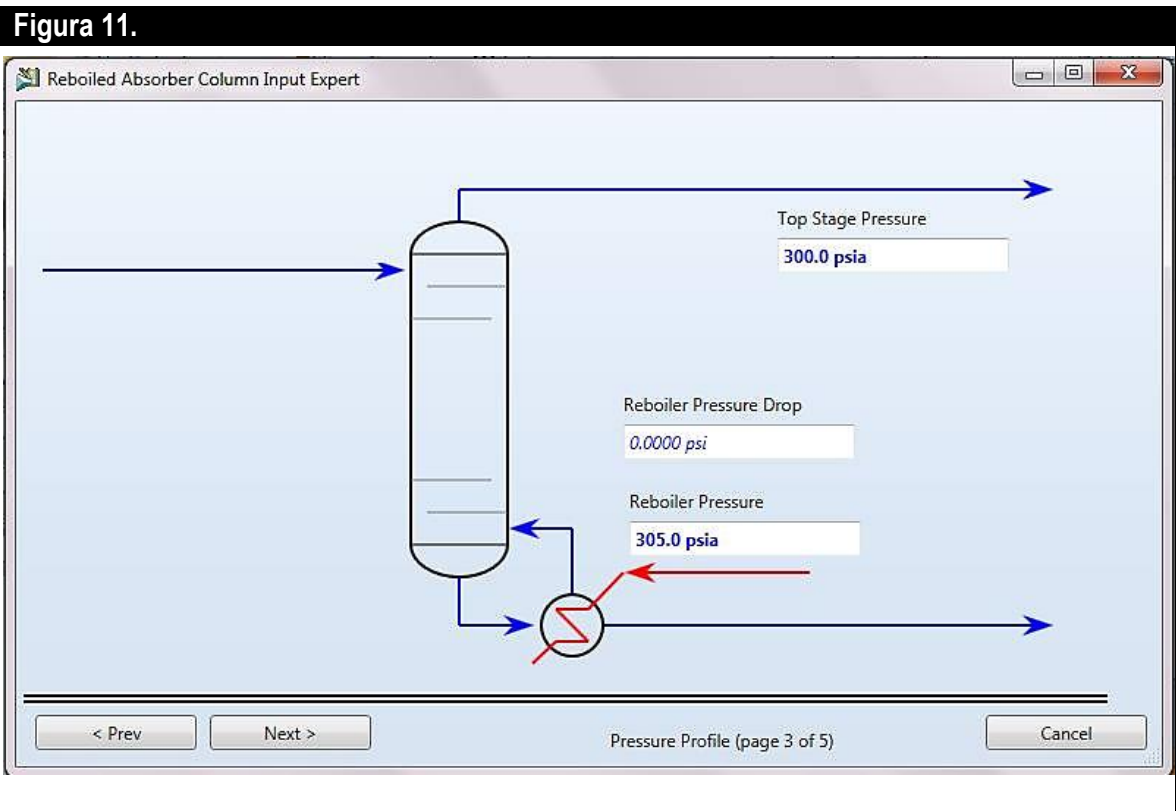
Top Stg. Reflux: Liquid inlet Pump-around

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

< Prev Next >

Connections (page 1 of 5) Cancel

- 11.5. Click en Next para continuar.
- 11.6. Click en Next, ya que se utilizará la configuración del Reboiler por defecto.
- 11.7. Suministrar la siguiente información de las presiones estimadas para este caso.

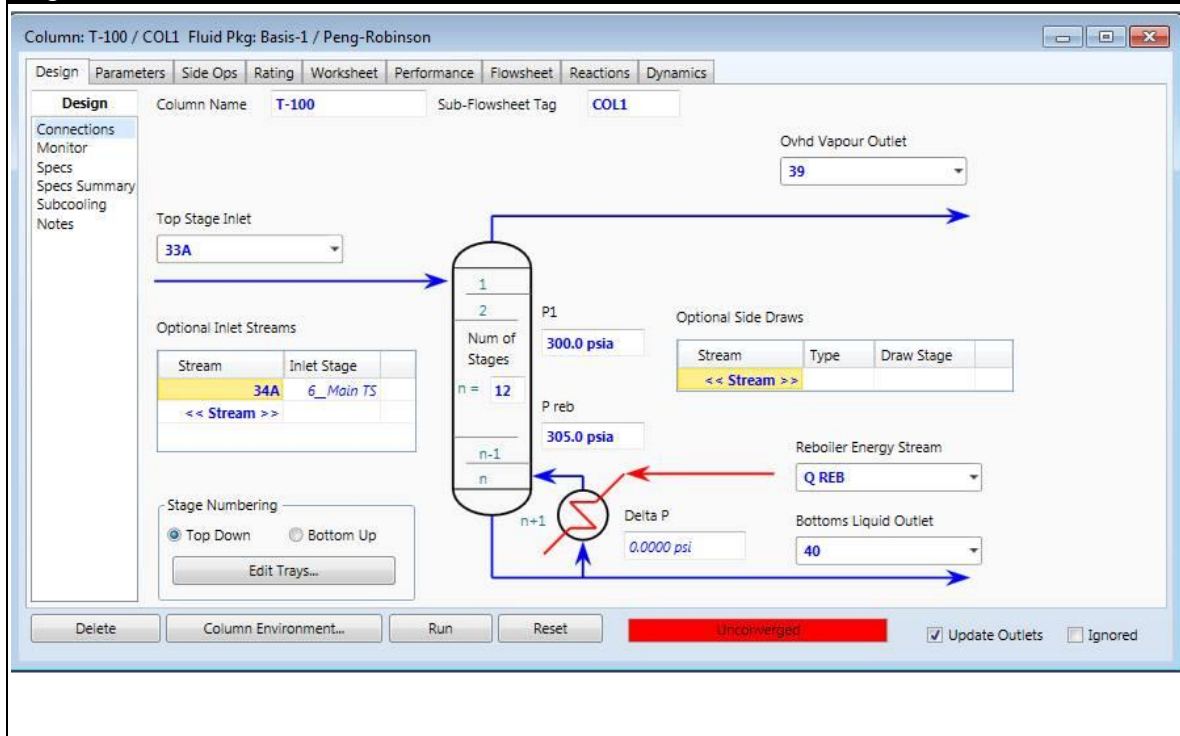


- 11.8. Click en **Next**.
- 11.9. Click en **Next**.
- 11.10. Para este caso no hay información suministrada y click en Done.

Cuando se da click en el botón Done, HYSYS abrirá la pestaña de las propiedades de la columna.

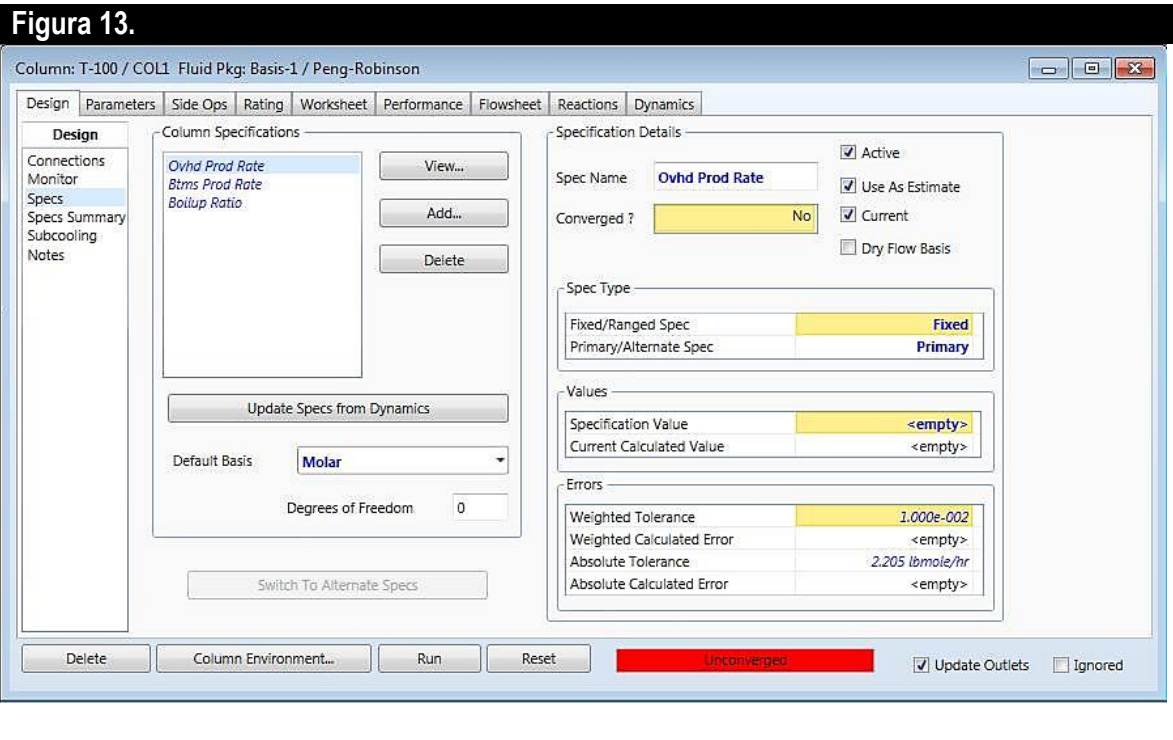


Figura 12.

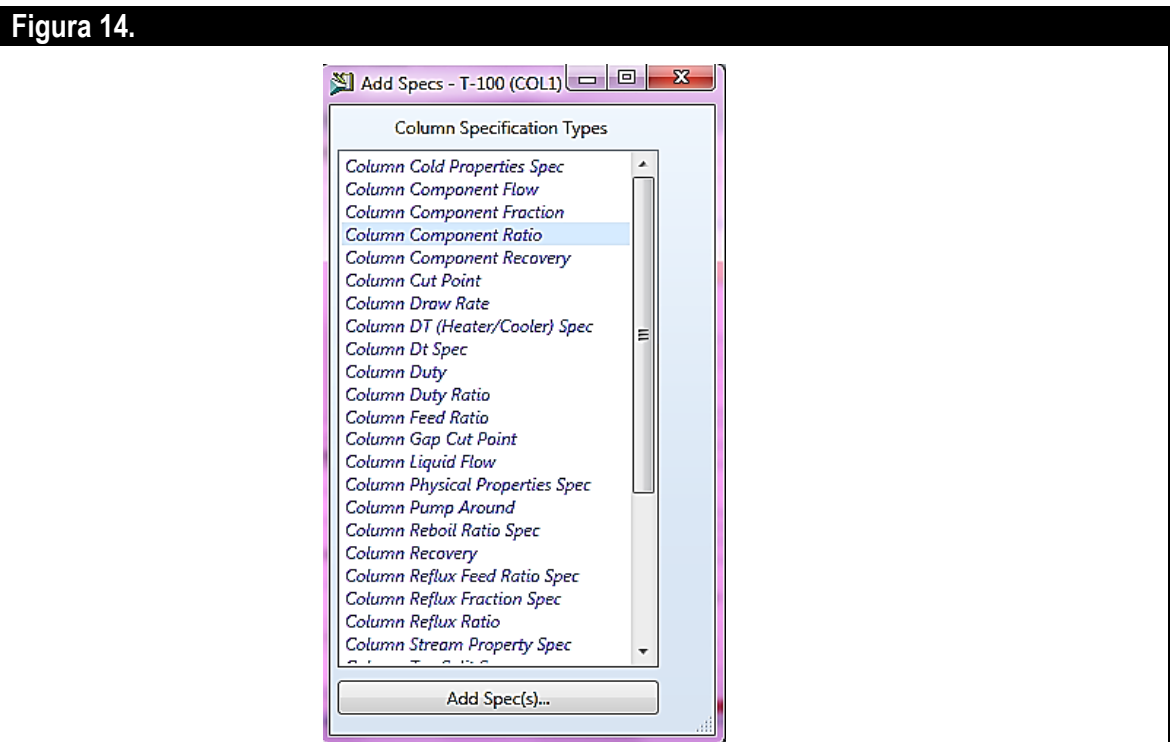


12. Adicionar una especificación

12.1. Ir a especificaciones (**specs**) en la pestaña Design de las propiedades de la columna



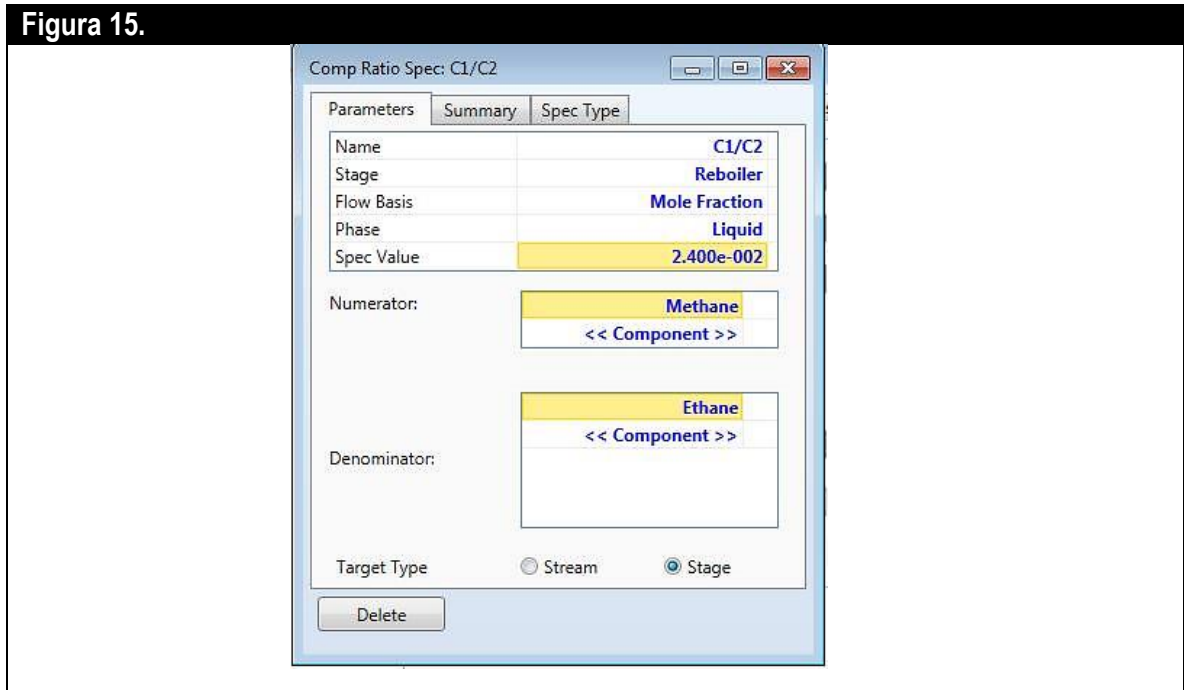
- 12.2. Click en **ADD** en la columna de especificaciones para crear una nueva especificación.
- 12.3. Seleccionar Column Component Ratio



Elaborado por: Stephany Alejandra Bogoya Contreras Código: 2094634
 Sandra Marcela Díaz Rodríguez Código: 2094632

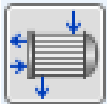


- 12.4. Click en el botón **Add Spec.**
- 12.5. Complete la especificación como se muestra en la siguiente figura:



- 12.6. Ir a la pestaña **Monitor**. Desactivar la especificación **Ovhd Prod Rate** y activar la especificación **C1/C2**.
- 12.7. Click en el botón **Run**.

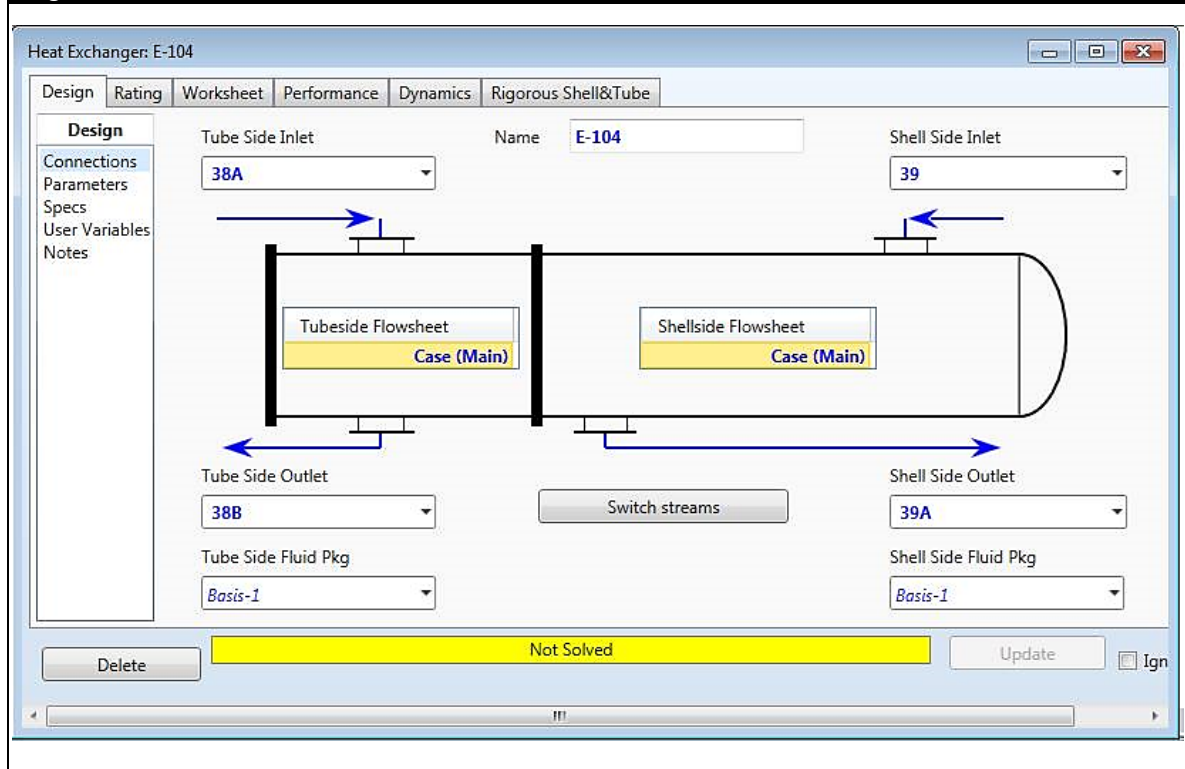
13. Adicionar un Intercambiador de Calor.



- 13.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Intercambiador de Calor
- 13.2. Doble **Click** en el icono del Intercambiador de Calor.
- 13.3. En la pestaña Design seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

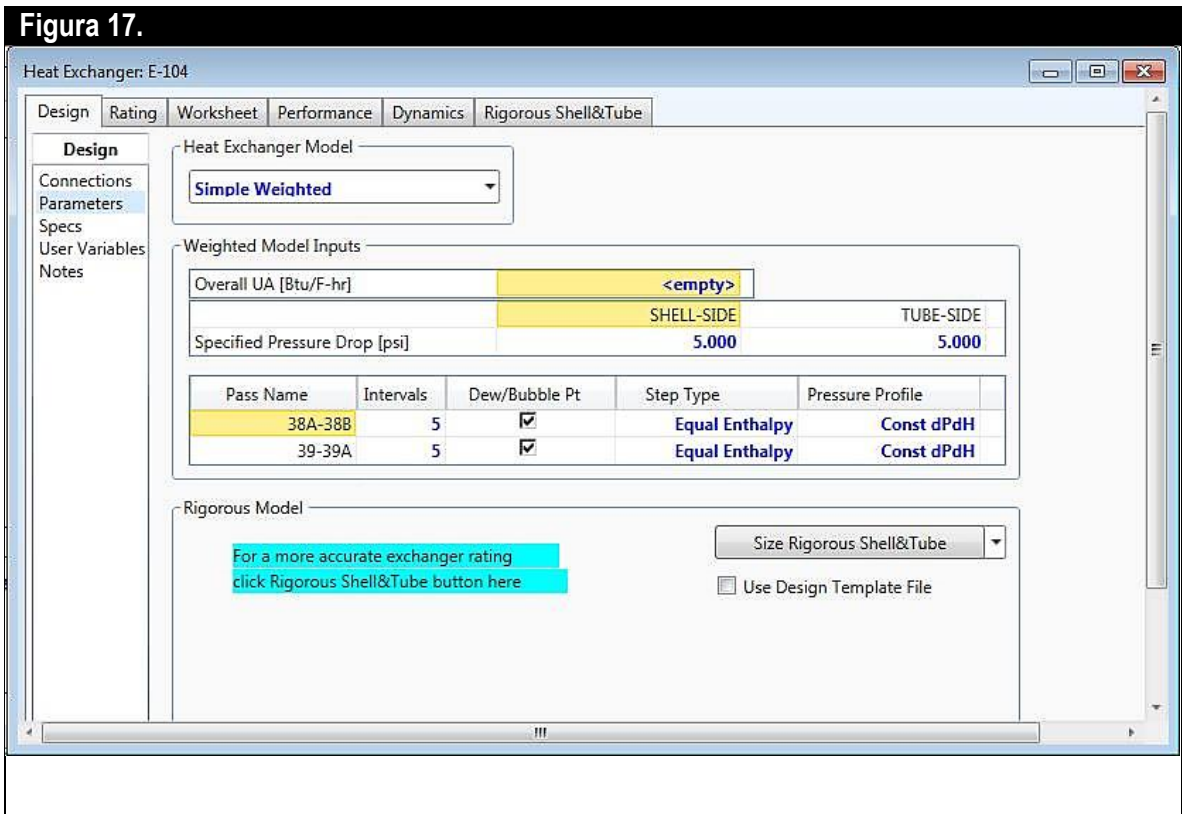


Figura 16.



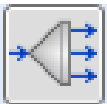
13.4. Seleccione Parámetros e ingrese la siguiente información.

- 13.4.1. En modelo del Intercambiador seleccionar “**Simple Weighted**”.
- 13.4.2. Ingresar un delta de presión en lado tubos y lado carcaza de 5 psia.



13.5. En la pestaña Worksheet, suministre la temperatura -30 °F (-14.44 °C) en la corriente 39A.

14. En la corriente 39A, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 14.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 14.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 14.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39A
Salida 1	41
Salida 2	42

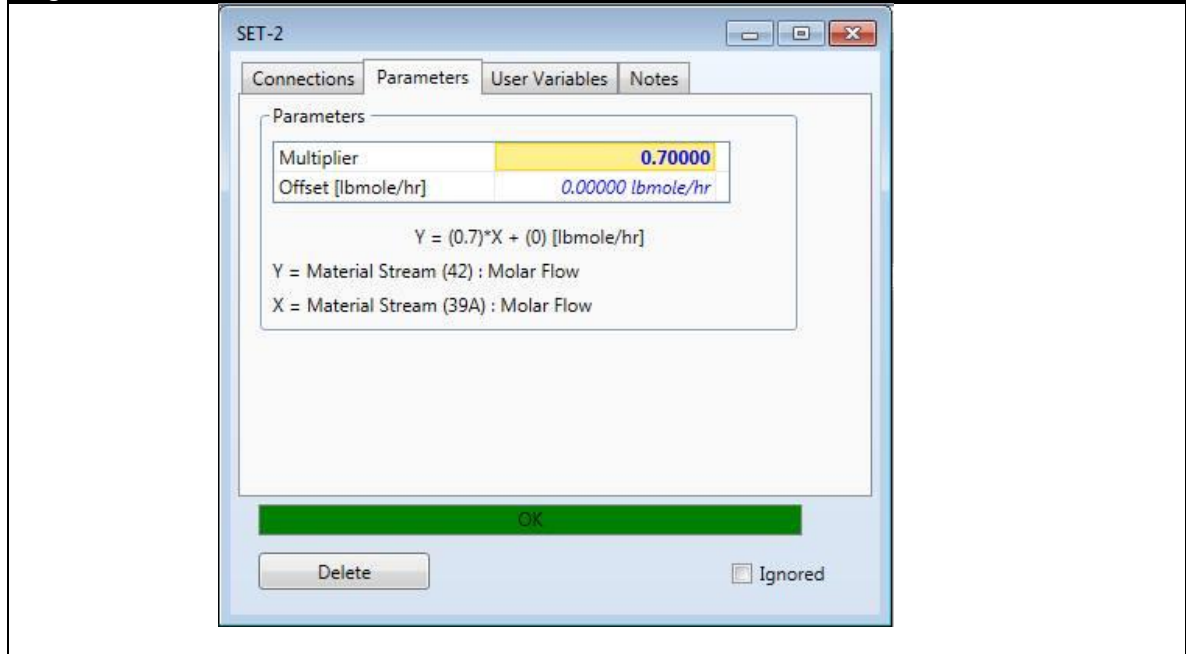
15. Adicionar una operación lógica (SET)



- 15.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 15.2. Doble **Click** en el icono del **Set**.
- 15.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información



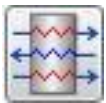
Figura 18.



8.8 En la pestaña parámetros (Parameters) ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	0.7

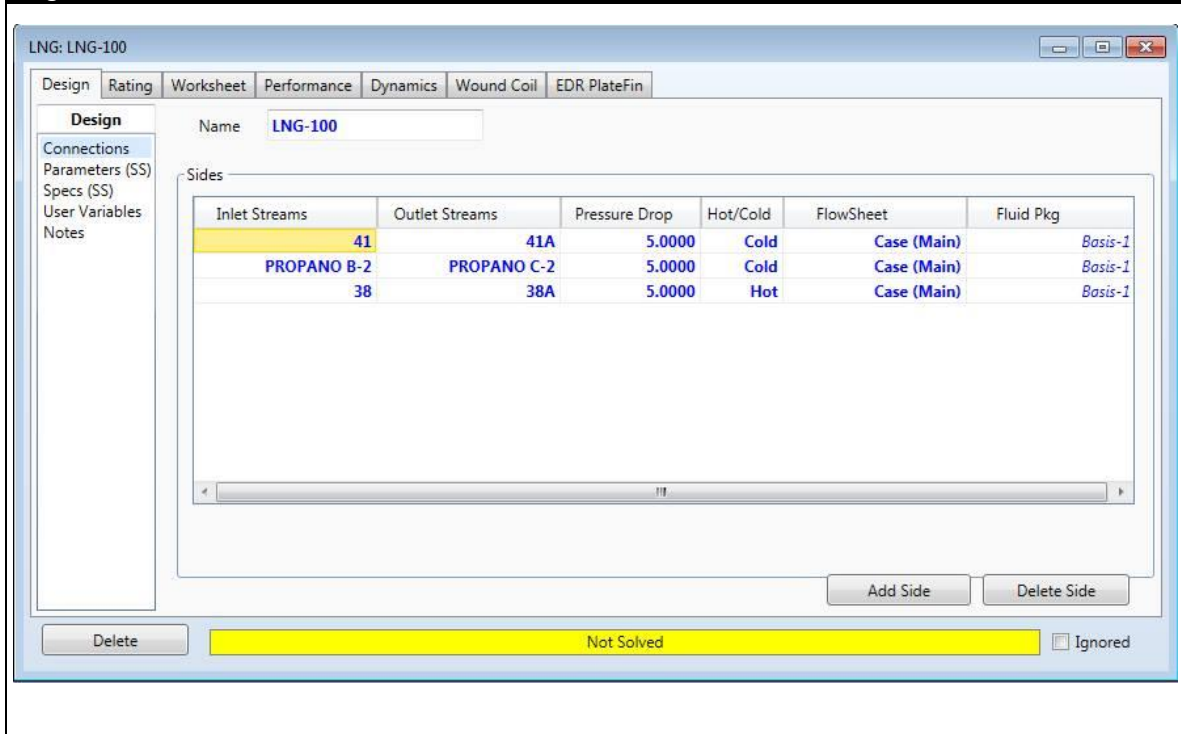
16. Adicionar una Caja Fría o LNG Exchanger.



- 16.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione una caja fría.
- 16.2. Doble **Click** en el icono de la caja fría.
- 16.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:



Figura 19.



16.4. En la pestaña **Worksheet**, ingrese la siguiente información:

En esta celda...	Ingresar...
PROPANO B-2	
Temperatura	-33 °F
PROPANO C-2	
Vapor	1
Temperatura	-33 °F
41A	
Temperatura	50 °F

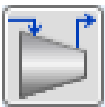
16.4.1. Doble **Click** en la corriente Propano B-2, en la pestaña **Worksheet** seleccione Composición e ingrese 1 en Propano (C3).

16.5. **Adicione un Compresor.**

16.5.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Compresor

16.5.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.

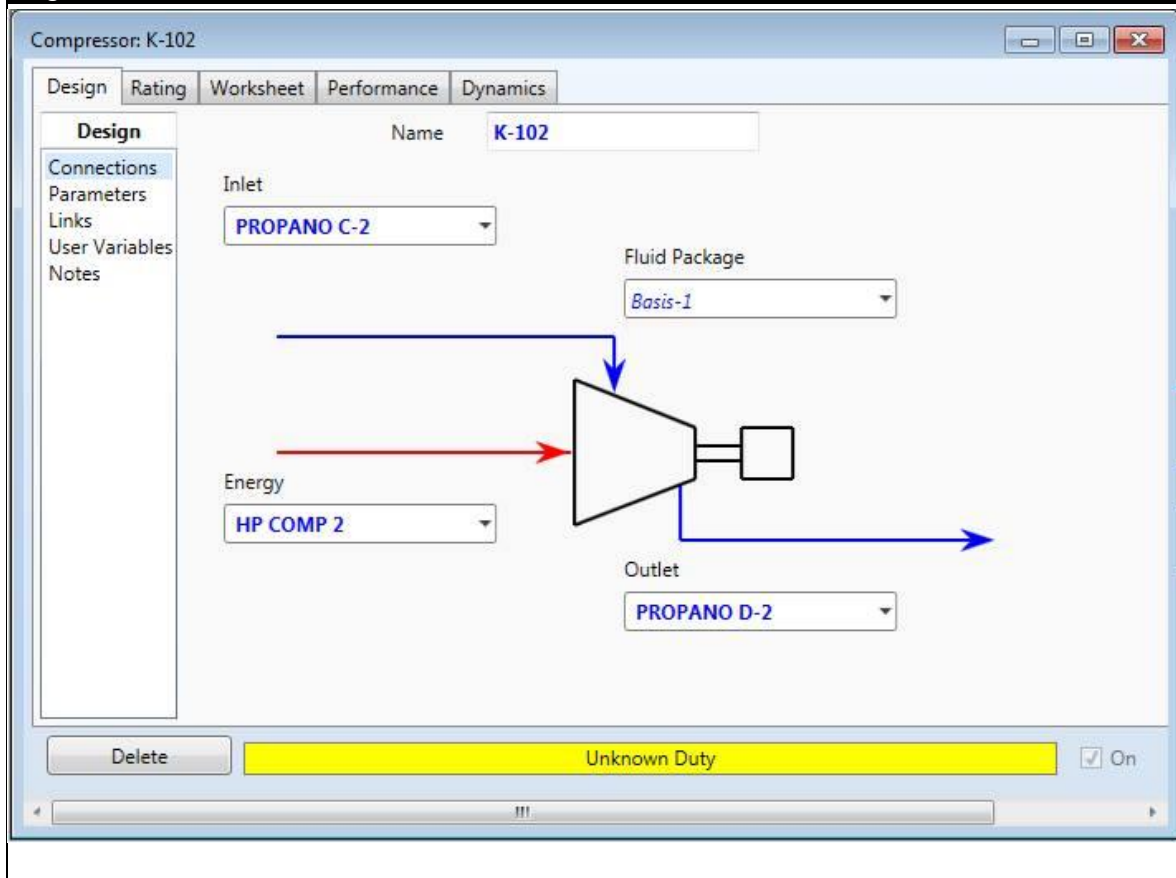
16.5.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.





En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO C-2
Salida	PROPANO D-2
Energía	HP COMP 2

Figura 20.



16.6. Adicionar un Cooler

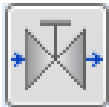


- 16.6.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Cooler.
- 16.6.2. Doble Click en el icono del Cooler.
- 16.6.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO D-2
Salida	PROPANO A-2
Energía	Q COOLER 3
Parámetros	
Delta P	5 psia

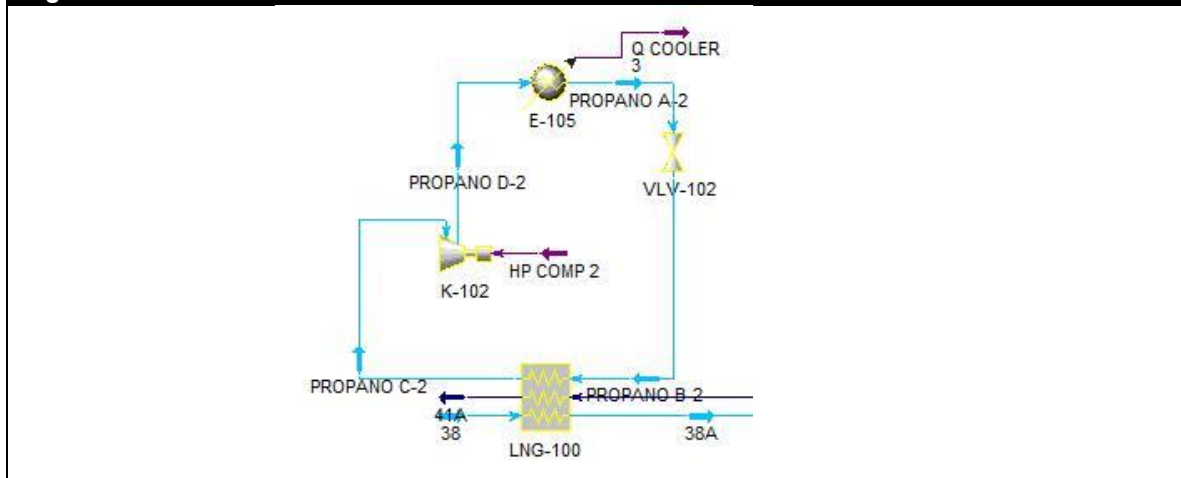
16.7. Adicionar una válvula.



- 16.7.1. Diríjase a la paleta de objetos y seleccione una válvula.
- 16.7.2. Doble **Click** en el icono de la válvula.
- 16.7.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	PROPANO A-2
Salida	PROPANO B-2
Parámetros	
Delta P	170 psi

Figura 21.



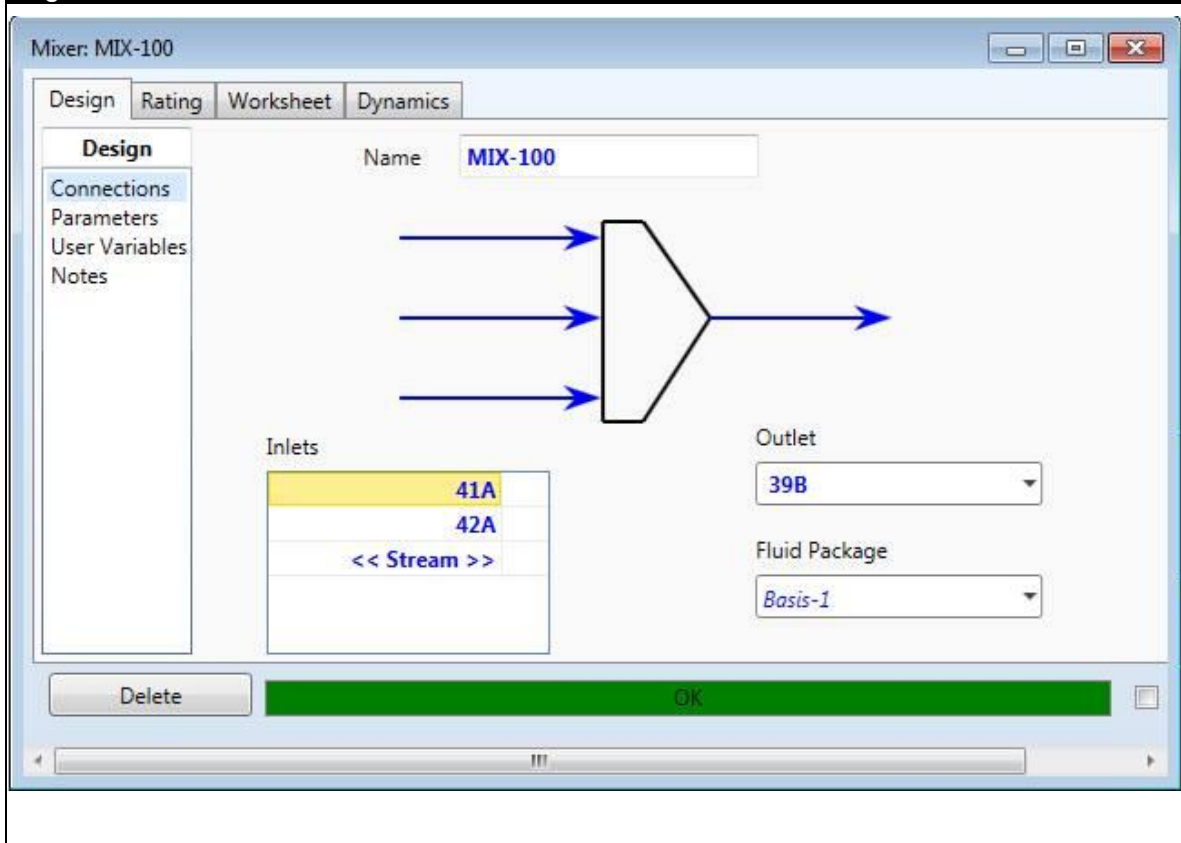
17. Retomando la corriente 41A, Adicionar un Mezclador.



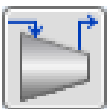
- 17.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 17.2. Doble **Click** en el icono del mezclador (Mixer).
- 17.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	41A
Entrada 2	42A
Salida	39B

Figura 22.



18. En la corriente 39B, adicionar un Compresor.

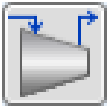


- 18.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 18.2. Doble **Click** en el icono del Compresor.
- 18.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.



En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39B
Salida	39C
Energía	Q EXPANDER

19. Adicionar un Compresor.



- 19.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Compresor**
- 19.2. Doble **Click** en el icono del **Compresor**.
- 19.3. En la pestaña **Design** seleccione Conexiones (**Connections**) e ingrese la siguiente información.

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39C
Salida	39D
Energía	Q RECOMPRESOR

- 19.4. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
39D	
Presión	900 psia

20. Adicionar un Cooler.



- 20.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Cooler**.
- 20.2. Doble **Click** en el icono del **Cooler**.
- 20.3. En la pestaña **Design** ingrese la siguiente información

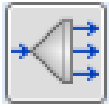
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39D
Energía	Q COOLER 4
Salida	39E
Parámetros	
Delta P	6 psia

- 22.4 En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información



En esta celda...	Ingresar...
39E	
Temperatura	88°F (31.11°C)

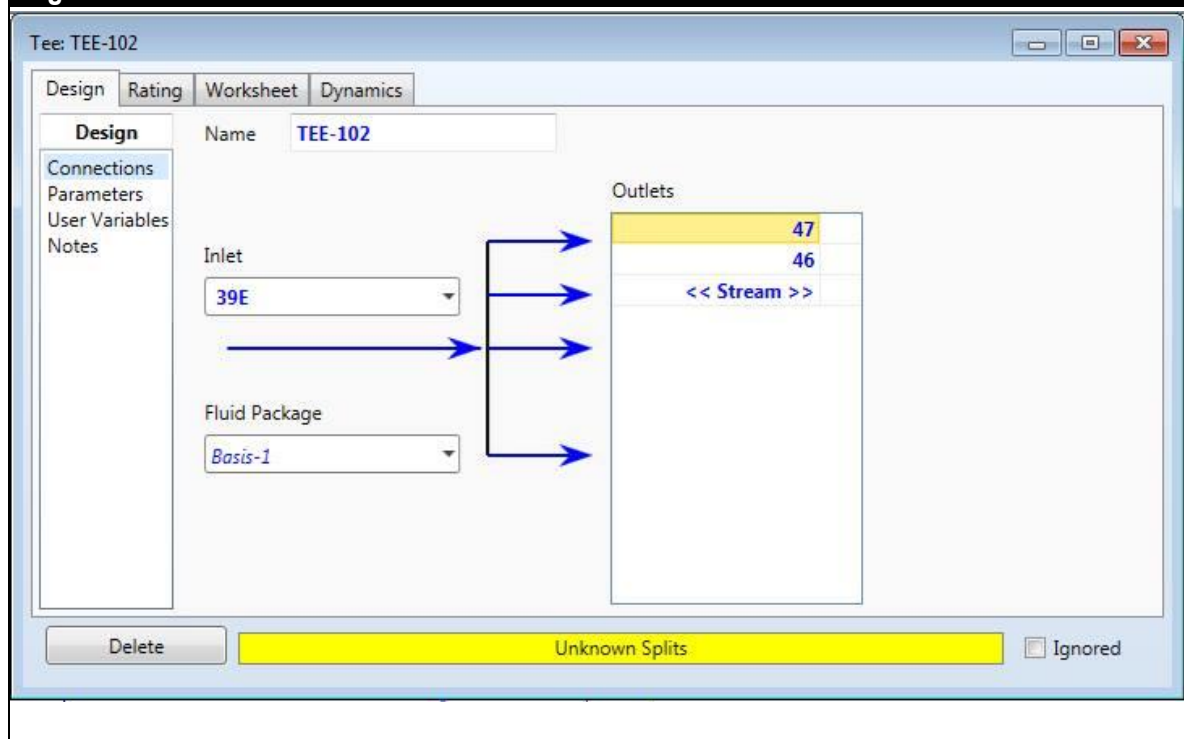
21. En la corriente 39E, adicionar un divisor de corriente (Tee).



- 21.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un Tee.
- 21.2. Doble Click en el icono del Tee.
- 21.3. En la pestaña Design ingrese la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada	39E
Salida 1	37
Salida 2	46

Figura 23.



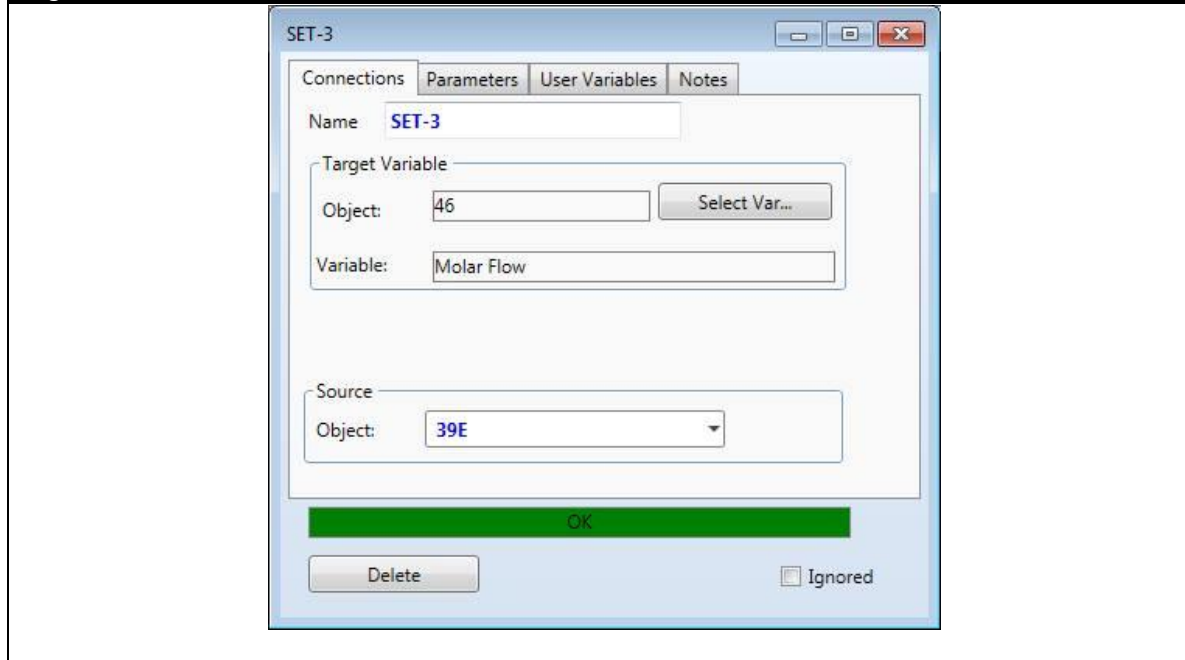
22. Adicionar una operación lógica (SET)



- 22.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione **Set**.
- 22.2. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información



Figura 24.



22.3. En la pestaña **Worksheet**, suministre la siguiente información

En esta celda...	Ingresar...
Parameters	
Multiplier	9.2 E-2

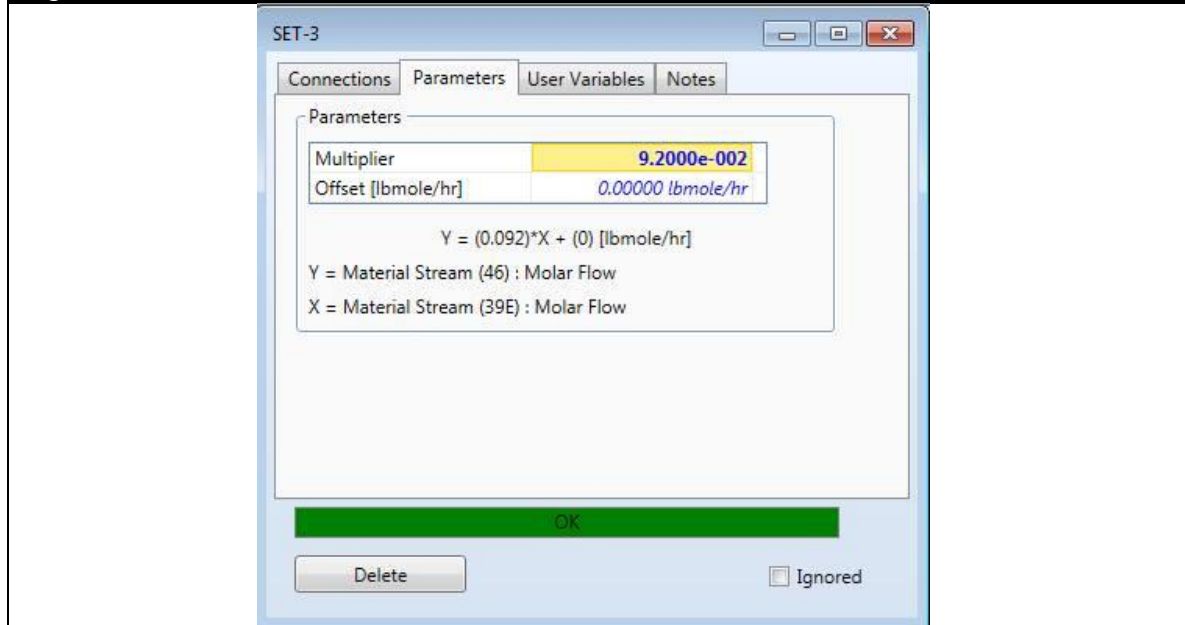
Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632



Figura 25.



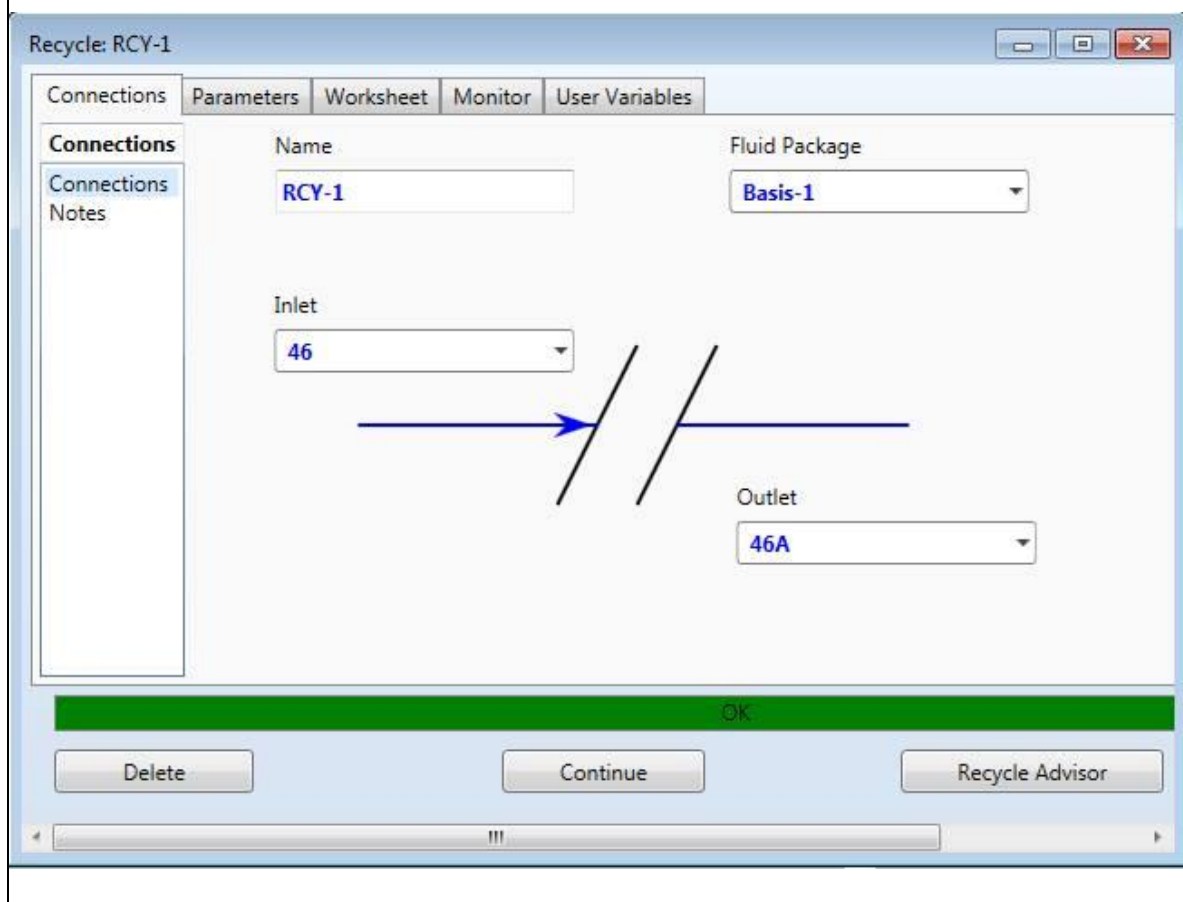
23. En la corriente 46, adicionar un recycle.



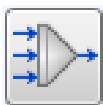
- 23.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un **Recycle**.
- 23.2. Doble **Click** en el icono del **Recycle**.
- 23.3. En la pestaña conexiones (**Connections**) ingrese la siguiente información



Figura 26.



24. Adicionar un Mezclador.



- 24.1. Dirijase a la paleta de objetos y seleccione un mezclador.
- 24.2. Doble **Click** en el icono del mezclador (Mixer).
- 24.3. En la pestaña **Design**, en Conexiones ingrese la siguiente información:

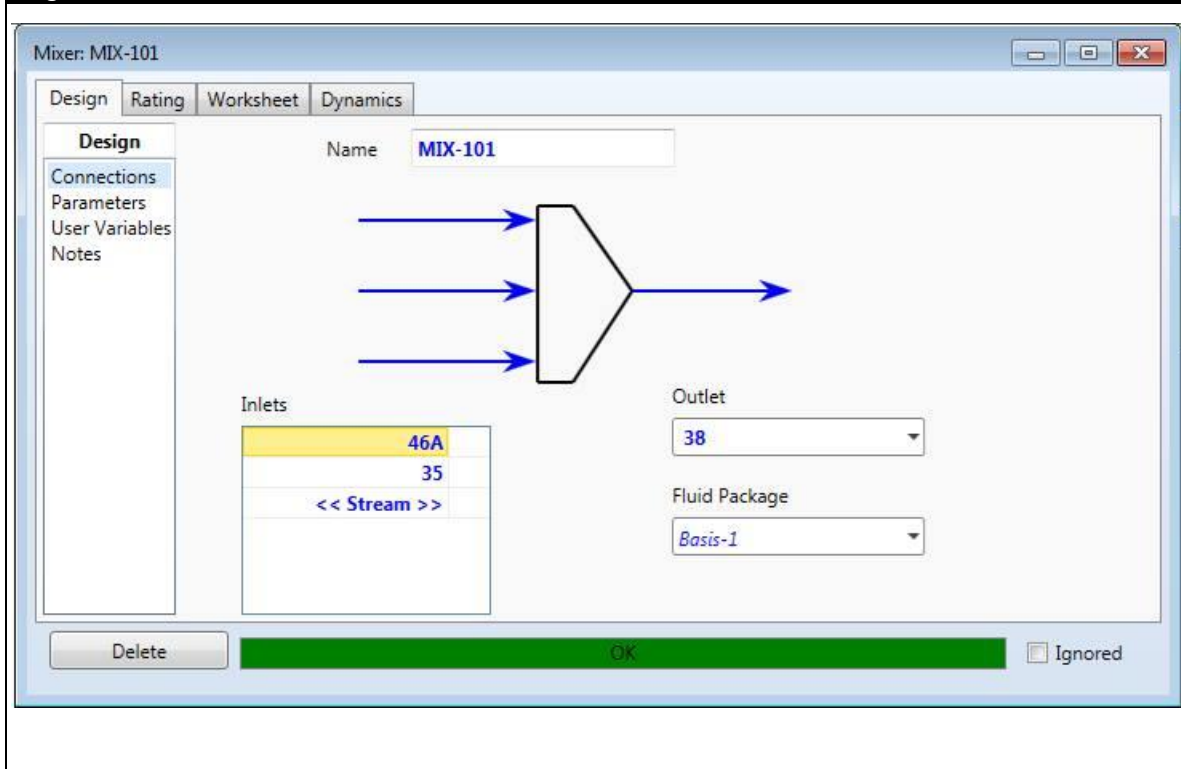
En esta celda...	Ingresar...
Conexiones	
Entrada 1	46A
Entrada 2	35
Salida	38

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz RodríguezCódigo: 2094634
Código: 2094632



Figura 27.



25. Ingresar temperatura de la corriente 38A en la caja fría -23 °F(-30.56 °C).

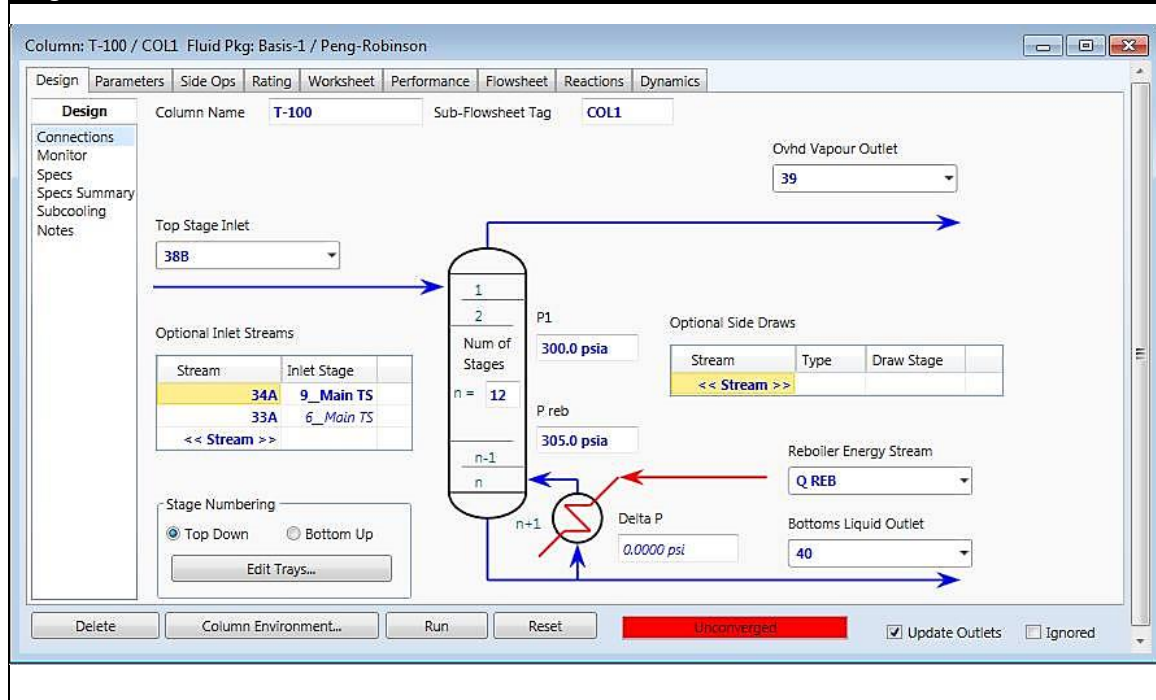
26. Borrar temperatura de la corriente 39^a e ingresar temperatura de la corriente 38B en el intercambiador de calor E-104 -136 °F(-93.33 °C).

27. Adicionar la corriente 38B como alimento en el tope de la columna Demetanizadora.

- 27.1. Dirijase a la columna Demetanizadora.
- 27.2. Doble **Click** en la columna.
- 27.3. Ingrese el nuevo alimento y cambie los anteriores como se muestra a continuación.



Figura 28.

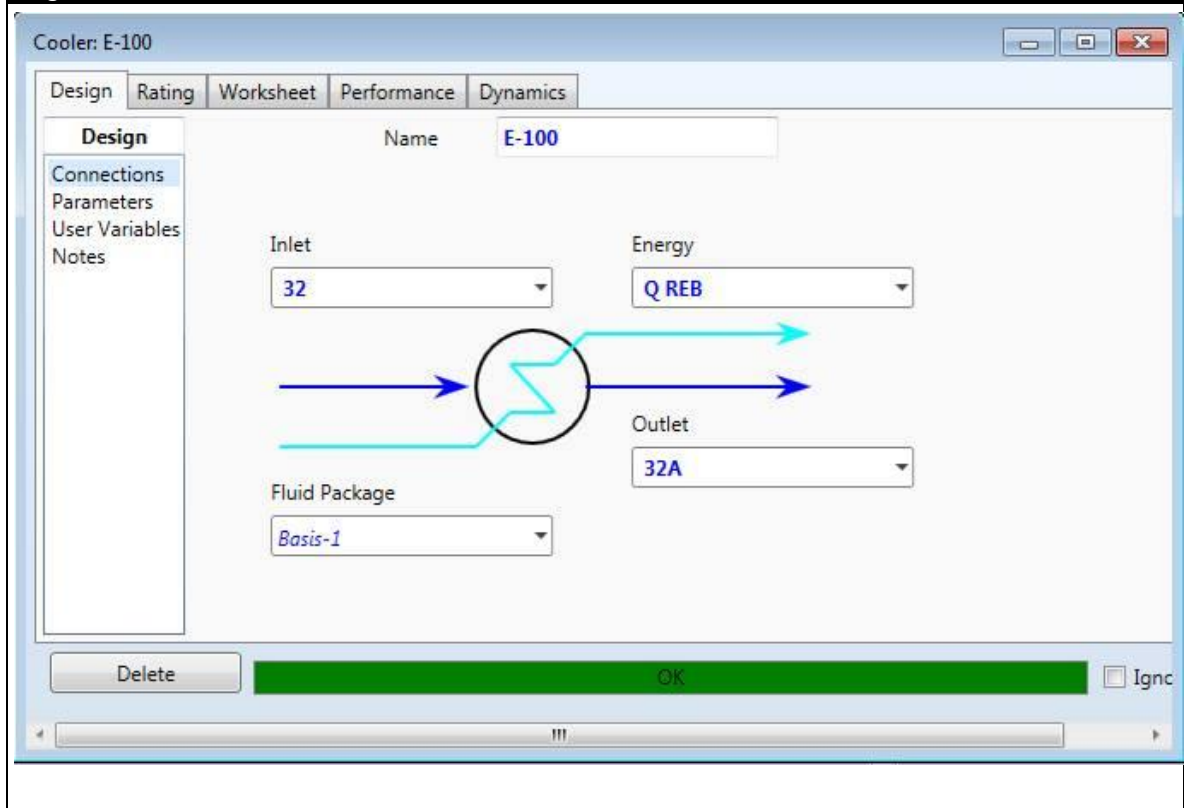


27.4. Click en el botón **Run** para correr la columna.

28. Retomamos el Cooler 1 en el cual la energía es cambiada por la energía de la columna es decir Q COOLER 1 por Q REB.



Figura 29.



GUARDA TU CASO.

Elaborado por:

Stephany Alejandra Bogoya Contreras
Sandra Marcela Díaz Rodríguez

Código: 2094634
Código: 2094632