



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS

**SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE LA PLANTA CRIOGÉNICA
DEL COMPLEJO PROCESADOR DE GAS LA VENTA,
TABASCO**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

PRESENTA:

LAURA ANGÉLICA ESCOBAR CORNEJO



CD. DE MÉXICO

2018



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Isaías Alejandro Anaya y Durand

VOCAL: José Antonio Ortiz Ramírez

SECRETARIO: Carlos Álvarez Maciel

1er. SUPLENTE: Alberto Rosas Aburto

2° SUPLENTE: José Arturo Moreno Xochicale

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Centro Nacional de Control del Gas Natural (CENAGAS). Av. Insurgentes Sur 838, Col. Del Valle Centro, 03100 Ciudad de México, CDMX.

Asesor del tema:

M. en I. Isaías Alejandro Anaya y Durand

Supervisor técnico:

Ing. Gilma Ivonne Cortes Araiza

SUSTENTANTE:

Laura Angelica Escobar Cornejo

Índice

Lista de Tablas	vi
Lista de Figuras	viii
Objetivos	1
Objetivo General.....	1
Objetivos Específicos.....	1
Introducción	2
Capítulo 1 Gas Natural – Origen y Proceso	4
1.1 Historia del gas natural.....	4
1.1.1 El gas natural en México	5
1.2 Origen y composición del gas natural.....	6
1.2.1 Clasificación del gas natural	7
1.3 Principales características del gas natural.....	9
1.3.1 Calidad del gas natural	10
1.3.2 Tipos de usuarios y demanda Nacional	12
1.4 Procesamiento del gas natural	14
1.4.1 Historia del proceso criogénico	19
1.4.2 Fundamentos del proceso criogénico.....	20
1.4.3 Procesos criogénicos industriales.....	21
1.4.3 Tecnologías aplicables a plantas criogénicas	23
Capítulo 2 Simulación de Procesos.....	30
2.1 Introducción.....	30
2.2 Etapas en la simulación de procesos	31
2.2 Métodos de simulación.....	33
2.3 Metodología de los modelos matemáticos.....	34
2.4 Algoritmo de solución de los modelos matemáticos	35

2.5	Aplicaciones de la Simulación de Procesos en Ingeniería Química.....	39
2.6	Simulador Aspen-Hysys.....	39
Capítulo 3 Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco.....		41
3.1	Complejos Procesadores de Gas Natural en México	41
3.2	Información general del CPG La Venta.....	43
3.3	Localización de la planta.....	44
3.4	Condiciones Climatológicas	44
3.4.1	Temperatura	45
3.4.2	Precipitación pluvial.....	45
3.4.3	Velocidad del viento	45
3.4.4	Humedad.....	45
3.4.5	Presión atmosférica.....	45
3.5	Planta Criogénica La Venta.....	46
3.5.1	Descripción del proceso	47
3.5.2	Capacidad.....	48
3.5.3	Flexibilidad	48
3.5.4	Especificación de las cargas de alimentación.....	49
3.5.5	Especificaciones de los productos.....	49
3.5.7	Condiciones de las cargas de alimentación en Límites de Batería.	50
3.5.8	Condiciones de los productos en Límites de Batería.....	50
3.5.9	Servicios Auxiliares	50
3.5.9.1	Vapor.....	50
3.5.9.2	Agua de Enfriamiento.....	51
3.5.9.3	Aire de instrumentos.....	51
3.5.9.4	Gas combustible.....	51
3.5.9.5	Sistema de Refrigeración.....	51
3.5.9.6	Desfogue	52
3.5.9.7	Sistema de Seguridad.....	52
3.5.9.8	Lista de Equipos.....	52

Capítulo 4 Simulación del Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco.....	54
4.1 Creación del ambiente de simulación.....	55
4.2 Simulación del proceso criogénico.....	57
Capítulo 5 Análisis de Resultados y Conclusiones	63
5.1 Análisis de resultados.....	63
5.2 Conclusiones.....	74
Bibliografía	77
Anexos.....	81
A. Nomenclatura.....	81
B. Glosario.	83
C. Cadena de suministro del gas natural.	85
D. Diagrama de Bloques de los diferentes procesos de separación dentro de un complejo procesador de gas.	86
E. Complejos Procesadores de Gas Natural en México	87
F. Capacidad instalada en los Complejos Procesadores de Gas.	88
G. Simuladores de proceso comerciales.....	89
H. Selección del modelo de cálculo de propiedades termodinámicas.	91
I. Diagrama de Flujo de Proceso.	92
J. Diagrama de Flujo de Proceso Escenario 3.	93

Lista de Tablas

Tabla 1. Composición general del gas seco.....	9
Tabla 2. Efecto de las impurezas encontradas en el gas natural.	10
Tabla 3. Especificaciones del gas natural para la zona sur de México.	12
Tabla 4. Estados con mayor demanda de gas natural por región.	14
Tabla 5. Clasificación de las técnicas de simulación de procesos.	34
Tabla 6. Capacidad instalada en los CPG´s de PEMEX.	41
Tabla 7. Composición del gas proveniente del CPG Cactus / Ciudad Pemex	49
Tabla 8. Composición del gas proveniente del Activo Cinco Presidentes	49
Tabla 9. Composición del gas residual obtenido del CPG	49
Tabla 10. Composición de los condensados obtenidos del CPG	49
Tabla 11. Condiciones de las cargas de alimentación al CPG	50
Tabla 12. Condiciones de los productos a L.B.	50
Tabla 13. Condiciones a la entrega del vapor en los límites de batería.	50
Tabla 14. Condiciones de diseño del agua de enfriamiento.	51
Tabla 15. Especificaciones del aire de instrumentos.....	51
Tabla 16. Composición del propano refrigerante.....	52
Tabla 17. Composición en metano para el gas residual de la torre desmetanizadora al dividir la corriente de alimentación al tren de enfriamiento ...	64
Tabla 18. Composición del gas residual obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.	65
Tabla 19. Composición de los condensados obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.	66
Tabla 20. Condiciones de los productos en L.B. obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.	66
Tabla 21. Condiciones de operación de los intercambiadores de calor del tren de enfriamiento.....	67
Tabla 22. Condiciones de operación del intercambiador EA-101.....	68
Tabla 23. Condiciones de operación de la torre DA-101.....	68
Tabla 24. Condiciones operativas del compresor GB-101.	70
Tabla 25. Condiciones operativas del compresor GB-102.	70

Tabla 26. Condiciones operativas del expansor GC-101.	70
Tabla 27. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 1 con una carga de 182 MMpcd.	71
Tabla 28. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 1 con una carga de 165 MMpcd.	71
Tabla 29. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 2 con una carga de 165 MMpcd.	72
Tabla 30. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 3 con una carga de 165 MMpcd (130 MMpcd DA-101).....	72
Tabla 31. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 3 con una carga de 165 MMpcd (132 MMpcd DA-101).....	73

Lista de Figuras

Figura 1. Fuentes de producción del gas natural.	8
Figura 2. Demanda de gas natural por sector, 2015 (millones de pies cúbicos de gas natural).	13
Figura 3. Demanda regional de gas natural, 2015 (millones de pies cúbicos diarios).	14
Figura 4. Diagrama generalizado del procesamiento de gas.	15
Figura 5. Diagrama general del Endulzamiento de Gas y Líquidos.....	16
Figura 6. Diagrama general de la Recuperación de Azufre.....	17
Figura 7. Diagrama general del proceso de Absorción.	18
Figura 8. Diagrama general del proceso Criogénico.	18
Figura 9. Diagrama general del Fraccionamiento de Líquidos.	19
Figura 10. Proceso criogénico de Turbo-Expansión.....	22
Figura 11. Esquema del Ciclo de Carnot.....	23
Figura 12. Diagrama del proceso GSP.....	25
Figura 13. Diagrama del proceso CRR.	26
Figura 14. Diagrama del proceso RSV.....	27
Figura 15. Diagrama de proceso RSVE.	28
Figura 16. Diagrama de flujo de varios reciclos.....	36
Figura 17. Ejemplo del método orientado a ecuaciones propuesto por Crowe.	37
Figura 18. Secuencia de cálculo del algoritmo modular simultáneo.....	38
Figura 19. Vista general del CPG La Venta.	43
Figura 20. Ubicación del CPG La Venta.....	44
Figura 21. Diagrama de bloques del proceso dentro del CPG La Venta.	46
Figura 22. Ventana inicial del simulador ASPEN HYSYS.	56
Figura 23. Especificación de componentes.	56
Figura 24. Especificación de las Ecuaciones de Estado.	57
Figura 25. Simulación de la etapa de recepción y separación de carga.	58
Figura 26. Ventana para ingresar la configuración de los componentes.....	58
Figura 27. Ventana para ingresar los datos correspondientes a un intercambiador de calor.	59

Figura 28. Simulación del proceso en el CPG La Venta previo a la etapa de deshidratación.....	60
Figura 29. Simulación del escenario 1, operando con 165 MMpcd.....	62
Figura 30. Logo de AspenTech. Fuente: Aspen Technology, Inc.....	89
Figura 31. Logo de CHEMCAD. Fuente: Chemstations, Inc.....	90
Figura 32. Logo de PRO/II. Fuente: Schneider Electric Software, LLC.....	90

Objetivos

Objetivo General

Proponer un proceso criogénico basado en técnicas de simulación para el Complejo Procesador de Gas Natural La Venta, Tabasco; analizando el proceso actual, con el fin de plantear cambios en las operaciones del proceso que promuevan mejorar la recuperación de productos.

Objetivos Específicos

- Identificar las posibles mejoras que se pueden implementar en el proceso criogénico, por medio de una evaluación técnica.
- Establecer el arreglo de turbo-expansión que represente el proceso criogénico del CPG de La Venta.
- Determinar las variables de entrada adecuadas para el comportamiento actual del proceso, de acuerdo con el análisis de los datos históricos disponibles.
- Validar los datos obtenidos en la simulación con los datos operativos reales.
- Proponer un nuevo arreglo que permita mejorar las condiciones operativas actuales para facilitar la recuperación de etano y composición del gas residual.

Introducción

En los últimos años tanto en México como en el mundo, la producción y el consumo de gas natural está incrementando gradualmente debido a su participación en el consumo de energía. El gas antes de ser comercializado debe ser recolectado, separado y acondicionado mediante diferentes procesos de separación, para ello se utiliza en conjunto una serie de equipos que permiten cumplir con las especificaciones de calidad requeridas.

La separación y acondicionamiento del gas se realiza mediante la aplicación subsecuente de procesos como: endulzamiento, recuperación de azufre, absorción, fraccionamiento y criogénico, siendo el proceso criogénico la etapa finales y más importantes; de manera general este proceso consiste en enfriar el gas seco dulce, después es expandido a través de una turbina. Posteriormente el gas es enviado a una desmetanizadora, donde se separan los hidrocarburos ligeros de los pesados. Los productos obtenidos de este proceso son gas natural e hidrocarburos condensables como etano y propano.

El uso de simuladores comerciales permite realizar análisis de propiedades físicas, predecir el comportamiento de un proceso donde los componentes pasan por operaciones básicas (separación, calentamiento, enfriamiento, mezclado, etc.), realizándose estudios de optimización y sensibilidad. Este trabajo se ha orientado a la posibilidad de determinar las condiciones de operación necesarias para obtener un gas con las características requeridas de acuerdo a las normas aplicables por región.

Teniendo como objetivo desarrollar la simulación del proceso criogénico llevado a cabo en el Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco, mediante el uso del simulador comercial ASPEN HYSYS.

En el capítulo uno se presenta la historia del gas natural, su comienzo en México, seguido del origen y composición del hidrocarburo. Además, se abordan los principales procesos de separación utilizados durante el fraccionamiento del gas proveniente del yacimiento.

El capítulo dos explica el uso de los simuladores en el desarrollo de plantas químicas, así como los métodos y modelos matemáticos utilizados para resolver el proceso de simulación. Finalmente se incluye una descripción del simulador comercial Aspen Hysys.

Mientras que el capítulo tres describe el proceso que se lleva a cabo dentro del Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco, la composición y condiciones utilizadas en el desarrollo de la simulación mostrando un escenario más completo de la planta criogénica.

El desarrollo de la simulación se muestra en el capítulo cuatro, el cual describe paso a paso el uso del simulador (ASPEN HYSYS), basado en la metodología y datos mostrados en los capítulos dos y tres respectivamente.

Finalmente, el análisis de resultados y conclusiones se presentan en el capítulo cinco, el cual compara los datos obtenidos del simulador para los escenarios de estudio.

Capítulo 1

Gas Natural – Origen y Proceso

1.1 Historia del gas natural

La caída continua de los precios del petróleo y el aprovechamiento sustentable y eficiente de los recursos naturales, permiten al gas natural convertirse en una fuente energética cada vez más importante.

En las civilizaciones antiguas, el gas metano se atribuía a una manifestación divina, ya que en los alrededores de estas comunidades se generaba fuego en el suelo, las comunidades tenían incapacidad de explicar que el origen del fuego se debía a la filtración del gas metano a la superficie terrestre y los relámpagos daban lugar a estos incendios (Zamora, 2015).

Se tiene registro que hace aproximadamente 2,400 años (entre 221 y 263 D.C.), China utilizaba el gas metano como fuente de energía, el gas era obtenido de pozos pocos profundos y era transportado en tuberías hechas de bambú (Mokhatab & Poe, 2006).

El uso de gas producido a base de carbón fue utilizado en Estados Unidos y el Reino Unido a finales del siglo XVII y, a principios del siglo XVIII, era utilizado como fuente de energía para el alumbrado público y doméstica, pero este gas era poco eficiente y contaminante.

Más tarde en 1821, William Hart considerado como Padre del Gas Natural en América, cavó en Fredonia, Nueva York el primer pozo de gas natural (nueve metros de profundidad), siendo transportado en tuberías hechas de madera. Este momento marcó el inicio de la industria de gas; al año 1900 Estados Unidos ya producía gas en 17 estados (Mokhatab & Poe, 2006).

Durante el siglo XIX y parte del XX, la mayor parte del gas asociado de petróleo se quemaba en los campos petroleros, ya que no tenía valor comercial. Internacionalmente el gas natural inicio en 1959, gracias al descubrimiento del campo Groningen, en Holanda. Sin embargo, la industria del gas natural debía de

esperar el desarrollo de infraestructura confiable antes de poder transportar eficazmente el gas.

El primer gasoducto reportado fue elaborado en 1870, éste contaba con una longitud de 40.23 km, conectaba Rochester y West Bloomfield, el ducto fue elaborado a base de troncos ahuecados, sin embargo, hacía difícil el traslado de grandes cantidades.

No obstante, el mayor desarrollo de redes de gasoductos y sistemas de almacenamiento se dio después de la Segunda Guerra Mundial.

1.1.1 El gas natural en México

El inicio de la historia del gas natural en México se debe al descubrimiento del yacimiento Misión en el norte del país en 1945; a finales de los cuarenta no se comercializaba gas natural debido a que la infraestructura existente únicamente abastecía de combustible las instalaciones de PEMEX. Sin embargo, existían gasoductos privados que conectaban la frontera de Estados Unidos con Monterrey, cuya extensión era aproximadamente de 300 km (Márquez, 1988).

Pocos años después se comenzó a realizar la construcción de los gasoductos que permitían conectar a la Planta (CPG) de Poza Rica y la Ciudad de México, así como de Reynosa a Monterrey, permitiendo así aumentar de forma considerable la longitud y el diámetro de las tuberías.

Desde mediados de los sesenta y principios de los setenta se emprendieron exploraciones casi exclusivamente en la zona norte del país, pero al mismo tiempo se tenía planeado seguir desarrollando los campos de gas asociado en la zona sur del país enfocados principalmente a Ciudad Pemex.

A finales de 1971 ya se contaba con una red de gasoductos la cual comprendía el sistema Ducto Norte, Ducto Sur- Centro y la Red de Gas del Valle de México, dicha red contaba con una longitud cercana a 4,300 km (sin considerar las redes de recolección y bombeo neumático). Para 1976 la longitud de la red de distribución pasaría a 5,874km. Uno de los mayores logros conseguidos con la extensión de la red de transporte fue en 1982 con la distribución de gas natural en

poblaciones localizadas desde la península de Yucatán hasta la frontera de Ciudad Juárez (Márquez, 1988). Actualmente se cuenta con 15,755.9 km de gasoductos (SENER, 2016).

El desarrollo y consolidación de la industria se debió particularmente al desarrollo y crecimiento de la industria petroquímica, convirtiéndose en un consumidor importante de gas natural.

Si bien es cierto que actualmente la demanda de gas natural ha superado considerablemente la oferta en la última década y dado que la inversión insuficiente de parte de PEMEX, ha llevado a la disminución continua de los niveles de producción y como resultado tenemos la importación de gas desde Estados Unidos y el gas natural licuado (GNL).

Actualmente el país cuenta con tres terminales de regasificación de GNL en operación (Flores López, 2017):

1. Terminal de GNL Altamira, permite el almacenamiento de gas, regasificación y entrega de gas en las centrales de generación eléctrica localizadas en la zona de Altamira, Tamaulipas.
2. Terminal de GNL Energía Costa Azul, siendo esta la primera terminal de recibo, almacenamiento y regasificación de GNL en la Costa Oeste del continente americano.
3. Terminal de GNL KMS de GNL, localizada frente a la Laguna de Cuyutlán, Manzanillo, Colima.

1.2 Origen y composición del gas natural

Los depósitos de petróleo y gas se encuentran en las profundidades de la tierra, formados por roca porosa o depósitos naturales (resultado de procesos sedimentarios por la degradación de materia orgánica acumulada). Con el paso del tiempo y la acumulación de sedimentos, se generan ciertas condiciones de presión y temperatura que permite la descomposición y transformación de la materia orgánica a hidrocarburos.

La evolución de la materia orgánica se divide en tres etapas (Flores López, 2017):

1. **Inmadura:** la materia orgánica se convierte en kerógeno (gas metano) de origen microbiano.
2. **Madura:** es la etapa en la cual el kerógeno forma aceite y gas.
3. **Sobremadura:** los hidrocarburos se destruyen y sólo queda algo de gas.

Los hidrocarburos migran a través de las diferentes formas geológicas, desde la roca generadora hasta la roca de almacén y es en donde se puede obtener el gas natural. Si estos yacimientos se encuentran en tierra firme se llaman “onshore” o bien bajo del mar se denominan “offshore”. El gas natural se descubre como consecuencia de la exploración de yacimientos de hidrocarburos líquidos.

Por tanto, el contenido del gas variará según su procedencia, el metano está acompañado de propano, butano e hidrocarburos más pesados en menor proporción; es un fluido de baja densidad y viscosidad, no tiene olor, sin embargo, para su comercialización se agregan aditivos que permiten identificar fugas de gas.

Cuando se extrae el gas de los pozos, generalmente contiene ácido sulfhídrico, mercaptanos, dióxido de carbono, vapor de agua y en ocasiones contiene trazas de gases poco común (Ar, He, Ne, Xe), estos componentes son llamados impurezas. Las impurezas afectan la calidad del gas, la cual se mide de acuerdo con el poder calorífico.

1.2.1 Clasificación del gas natural

Dadas las diferentes características geofísicas y geológicas de las reservas de hidrocarburos, el gas se puede clasificar por su composición y de acuerdo con su origen. La figura 1 muestra las diferentes fuentes de producción del gas natural.

Por origen.

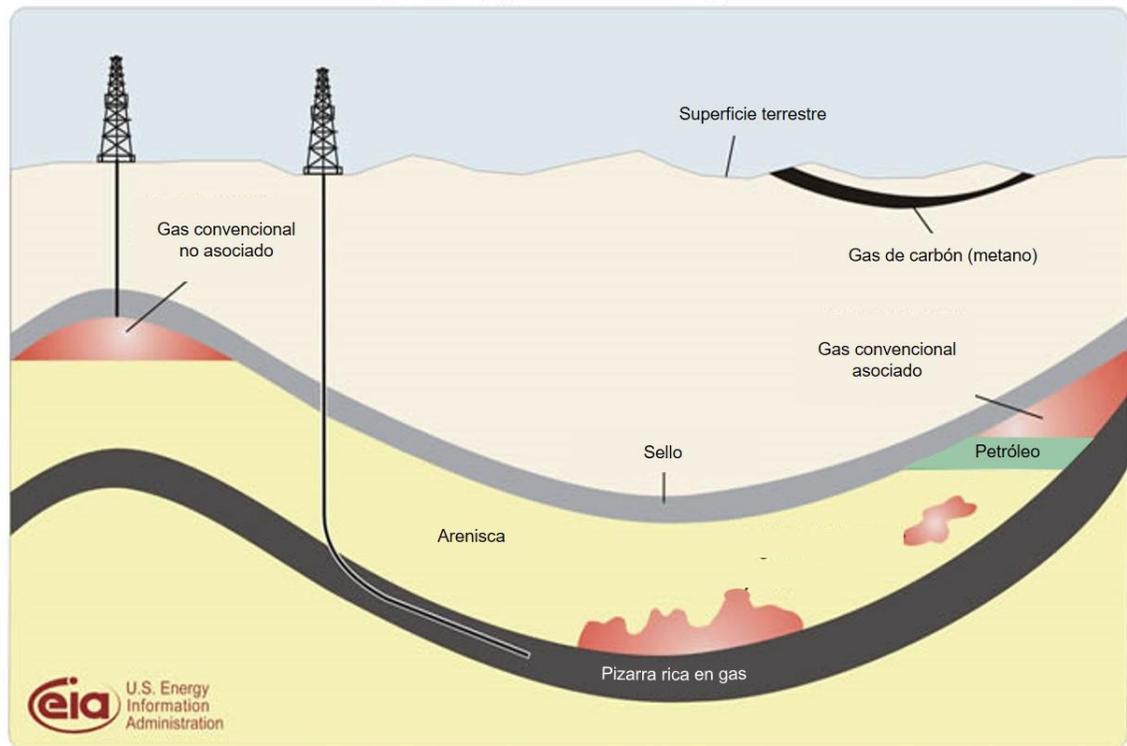
- Gas asociado.
Se encuentra en contacto o disuelto con el petróleo crudo y contiene cantidades de hidrocarburos como: etano, propano, butano y naftas. El hidrocarburo extraído es enviado a centros de procesamiento para su

separación. Cuando el gas no puede ser utilizado, se reinyecta en el pozo, se quema en antorcha o se arroja a la atmósfera.

- Gas no asociado

Se encuentra en yacimientos que no contienen aceite crudo, a presión y temperatura original.

Figura 1. Fuentes de producción del gas natural.



Fuente: (Mokhatab & Poe, 2006)

De acuerdo con su composición.

- Gas amargo

Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los procesos de refinación, contiene derivados del azufre (ácido sulfhídrico, disulfuros, sulfuros y mercaptanos).

- Gas dulce

Está libre de ácido sulfhídrico (H_2S), mercaptanos y otros derivados del azufre. Siendo éste el resultado de someter el gas amargo al proceso de endulzamiento.

- Gas húmedo
Contiene menos de 95% de metano, por tanto, contiene compuestos en mayor cantidad de hidrocarburos pesados.
- Gas seco
Contiene más del 95% de metano y se obtiene del proceso mediante el cual fueron eliminadas las impurezas.

La composición típica del gas natural una vez que éste ha sido procesado, varía de acuerdo con las normas oficiales de cada región. La tabla 1 muestra la composición general para el gas natural seco.

Tabla 1. Composición general del gas seco.

Componente	Fórmula	Volumen (%)
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3 a 8
Propano	C ₃ H ₈	1 a 2
Butano	C ₄ H ₁₀	<1
Pentano	C ₅ H ₁₂	<1
Dióxido de carbono	CO ₂	1 a 2
Ácido sulfúrico	H ₂ S	<1
Nitrógeno	N ₂	1 a 5
Helio	He	<0.5

Fuente: (Mokhatab & Poe, 2006)

El gas en México es extraído por PEMEX Exploración y Producción (PEP), en el suroeste del país los yacimientos son de gas húmedo integrado por los campos Cinco Presidentes, Providencia Salina del Istmo, Cactus-Sitio Grande, Providencia Chiapas-Tabasco y Camp Chance (Ortiz Camargo, 2014).

1.3 Principales características del gas natural

El origen y composición del gas natural permite su separación para su transporte y consumo. Es aprovechado en gran parte como energético por tener un poder calorífico mayor en comparación con otros combustibles, además su combustión en comparación con otros combustibles fósiles es más limpia, ya que no emite cenizas ni partículas sólidas a la atmósfera, se reducen las emisiones de óxidos de nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrocarburos reactivos.

Si el gas natural es enfriado por debajo de los -161°C , se obtendrá GNL, el cual es más fácil y económico de transportar ya que su volumen se reduce en una proporción 1/600 respecto al estado gaseoso. Se estima que en el 2015 existían cerca de 200 buques metaneros en el mundo y se espera que antes del 2030 esta cifra cambie a 600 buques metaneros (SEDIGAS, 2015).

Al ser más ligero que el aire, se evita su concentración, con lo que se reduce el riesgo de explosiones en caso de fugas.

Se reducen los costos de mantenimiento de equipos de combustión (hornos, calderas etc.), no produce hollín ni mugre e incrementa la eficiencia de los procesos de generación y cogeneración de energía. El precio actual en México lo hace muy competitivo para la industria de generación.

1.3.1 Calidad del gas natural

Como se ha mencionado anteriormente el gas al ser extraído generalmente contiene componentes contaminantes que se pueden encontrar en los yacimientos como: gases ácidos, agua, nitrógeno, hidrógeno, helio y ocasionalmente metales como mercurio y arsénico. El efecto que causa cada uno de estos componentes se ilustra en la tabla 2.

Tabla 2. Efecto de las impurezas encontradas en el gas natural.

Vapor de Agua	Gases ácidos	Hidrocarburos líquidos
Acelera el proceso de corrosión en presencia de H_2S.	Dentro de los gases ácidos se encuentra el H_2S que es tóxico.	Son indeseados en el gas utilizado como combustible.
La formación de hidratos sólidos formados por agua e hidrocarburos genera taponamiento en los equipos.	La presencia de CO_2 genera disminución en el poder calorífico del gas.	La presencia de líquido genera problema en los equipos diseñados para trabajar con gases, como el compresor y el quemador.
	Todos los gases ácidos son corrosivos en presencia de agua.	La presencia de dos fases a lo largo de la tubería presenta problemas en longitudes considerables de tubería.

Fuente: GPSA Engineering Data Book 11° Edición.

La calidad del gas natural varía de acuerdo a su composición, ya que de ello dependen las diferentes características fisicoquímicas que posee como el poder calorífico, índice Wobbe, densidad, compresibilidad, punto de rocío y densidad.

Esta calidad está medida principalmente por el poder calorífico, como se mencionó anteriormente mientras más alto sea este valor mayor será el precio en el mercado. El poder calorífico varía especialmente si contiene nitrógeno, y se divide en dos tipos:

- Poder Calorífico Superior

Es la cantidad de energía térmica producida al llevarse a cabo la combustión completa a condiciones estándar y los productos de combustión se llevan a 288.15 K, a estas condiciones se considera la condensación del vapor del agua dentro de los productos de combustión (SENER, 2016).

- Poder Calorífico Inferior

Es la cantidad de energía térmica producida al llevarse a cabo la combustión completa a condiciones estándar, en esta ocasión no se considera la condensación del vapor de agua dentro de los productos de la combustión (SENER, 2016).

La Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010 tiene como finalidad establecer las especificaciones que debe cumplir el gas natural que se maneje en los sistemas de transporte, almacenamiento y distribución de gas natural; esta norma es importante para el presente trabajo debido a que es aplicable al gas natural que se entrega en cada uno de los puntos de inyección dentro del Sistema de Transporte y Almacenamiento Nacional Integrado de Gas Natural (SISTRANGAS) y otros sistemas de transporte privados. De acuerdo con el apartado cinco “Especificaciones del gas natural”, la zona sur del país debe cumplir con las especificaciones de la tabla 3.

Las inyecciones al SISTRANGAS están conformadas por los Complejos Procesadores de Gas (CPG) del país, terminales de regasificación de GNL y puntos de importación.

Tabla 3. Especificaciones del gas natural para la zona sur de México.

Propiedad	Unidades	Valor*
Metano – Min.	% vol	83.00
Oxígeno – Max.	% vol	0.20
Dióxido de carbono – Max.	% vol	3.00
Nitrógeno – Max.	% vol	6.00
Totales de inertes – Max.	% vol	6.00
Etano	% vol	11.00
Temperatura de rocío de hidrocarburos – Max.	K (°C)	271.15 (-2)
Humedad – Max.	Mg/m ³	110.00
Poder calorífico superior – Min.	MJ/m ³	36.80
Poder calorífico superior – Max.	MJ/m ³	43.60
Índice Wobbe – Min.	MJ/m ³	47.30
Índice Wobbe – Max.	MJ/m ³	53.20

*Valores vigentes a partir del 1 de enero de 2013, con base a los datos reportados en la NOM-001-SECRE-2010 Fuente: elaboración propia, con base en datos de la NOM-001-SECRE-2010.

1.3.2 Tipos de usuarios y demanda Nacional

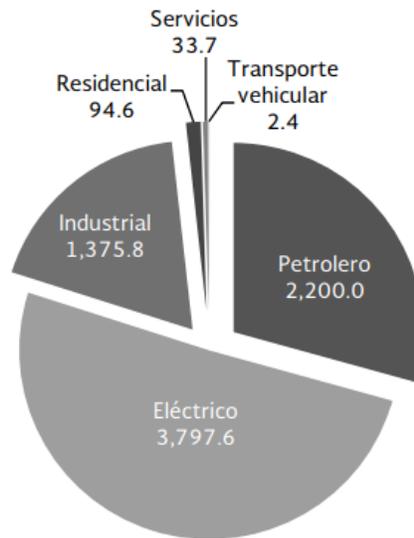
En México diversos sectores como el eléctrico, industrial, petrolero y residencial utilizan el gas natural como principal fuente de energía

La figura 2 muestra la demanda de gas natural por sector para el año 2015 de acuerdo con el informe anual de la Secretaría de Energía “Prospectiva de Gas Natural 2015-2030”.

Como se puede ver la mayor demanda la tiene el sector eléctrico, lo que se debe al cambio de tecnología de las Centrales Generadoras de Electricidad (CGE), el precio bajo del gas en los últimos años y las restricciones ambientales para generar electricidad utilizando otros hidrocarburos (combustóleo, diésel, carbón o coque), generalmente las CGE son de ciclo combinado, es decir, se transforma la energía térmica del gas natural en electricidad mediante dos ciclos consecutivos:

- 1) El primero corresponde a una turbina de gas convencional.
- 2) El segundo corresponde a una turbina de vapor.

Figura 2. Demanda de gas natural por sector, 2015 (millones de pies cúbicos de gas natural).



Fuente: *Prospectiva de Gas Natural 2016-2030*.

En cuanto al sector industrial se estima un incremento de la demanda, este se debe a la incorporación de nuevos gasoductos y a permisos de distribución por medio de ductos, que cubrirán a usuarios industriales, asociado a la búsqueda de fuentes de energía más baratas como el caso del gas natural (SENER, 2016).

En los Sectores integrados por Servicios y Residencial tiene como principal fuente de energía el gas L.P. y la leña, en estos sectores se pretende alcanzar una mayor eficiencia en calentadores de agua, estufas, hornos de microondas, etc., para ello es necesario hacer la transición de estas fuentes principales a gas natural mediante la generación de energía eléctrica (SENER, 2016).

La figura 3 ilustra la demanda regional del gas natural en el país para el año 2015; el país es dividido en cinco regiones que facilitan el análisis de la demanda, éstas son: Noreste, Noroeste, Centro-Occidente, Centro y Sur-Sureste. En casi todas las regiones aumentó la demanda respecto al 2014, a excepción de la región Sur-Sureste, la cual tuvo una disminución del 6.4%. (SENER, 2016). La tabla 4 muestra principales Estados con mayor demanda por región.

Tabla 4. Estados con mayor demanda de gas natural por región.

Región	Estado (MMpcd)
Noreste	Tamaulipas (956.1), Nuevo León (724.4) y Chihuahua (347.6).
Noroeste	Baja California (349.4) y Sonora (256.8)
Centro-Occidente	Guanajuato (257.4) y Colima (248.8)
Centro	Edo. de México (361.5) e Hidalgo (269.3)
Sur-Sureste	Veracruz (862.7)

Fuente: elaboración propia con base en datos de (SENER, 2016)

Figura 3. Demanda regional de gas natural, 2015 (millones de pies cúbicos diarios).



Fuente: (SENER, 2016)

La infraestructura de transporte en México continúa creciendo, permitiendo a los usuarios elegir como fuente de energía al gas natural.

1.4 Procesamiento del gas natural

La extracción de hidrocarburos mezclados con agua y otros contaminantes, ya sea en estado gaseoso o líquido, al llegar a la superficie requieren ser separados y estabilizados para su comercialización. El tratamiento del gas tiene tres objetivos principales:

- a) Purificar: elimina las impurezas que limitan el uso del gas como combustible.
- b) Separar: los componentes condensados tienen valor comercial, por ejemplo son las materias primas petroquímicas y gases industriales.
- c) Licuar: permite el almacenamiento y transporte del gas.

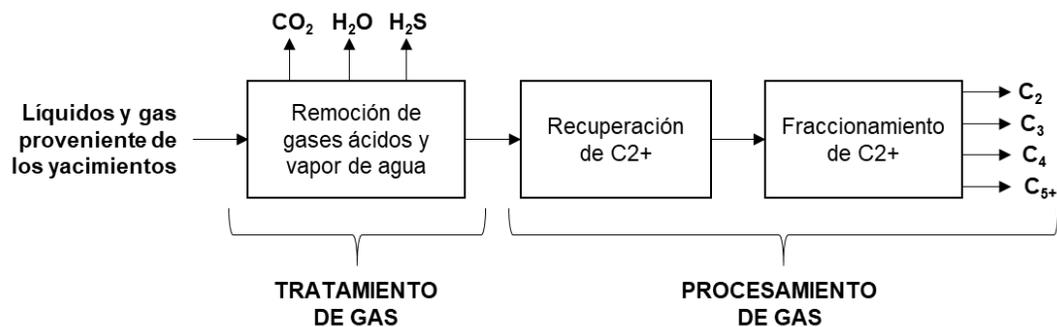
Los Complejos Procesadores de Gas (CPG) son plantas que tienen como objetivo separar el gas de acuerdo con su composición y condición, la fase gaseosa obtenida está compuesta principalmente de metano y etano, mientras que en la fase líquida se obtienen los hidrocarburos más pesados.

Generalmente los sistemas de procesamiento de gas se pueden subdividir en dos etapas:

- 1) Tratamiento de gas y acondicionamiento.
- 2) Procesamiento de gas.

En la figura 4 se muestra un diagrama generalizado con las etapas del procesamiento de gas.

Figura 4. Diagrama generalizado del procesamiento de gas.



Fuente: elaboración propia con base en información de PGPB.

A continuación, se describen brevemente los procesos que integran el procesamiento del gas:

A. Endulzamiento gas y líquido

El endulzamiento de gas tiene como finalidad remover los contaminantes de ácido sulfhídrico (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂) que provienen de los yacimientos, a estos contaminantes se les conoce como gases ácidos.

Consiste en la absorción de los contaminantes mediante el uso de soluciones acuosas, a base de una formulación de amina (monoetanolamina y dietanolamina) produciendo gas húmedo dulce como se muestra en el diagrama de la figura 5.

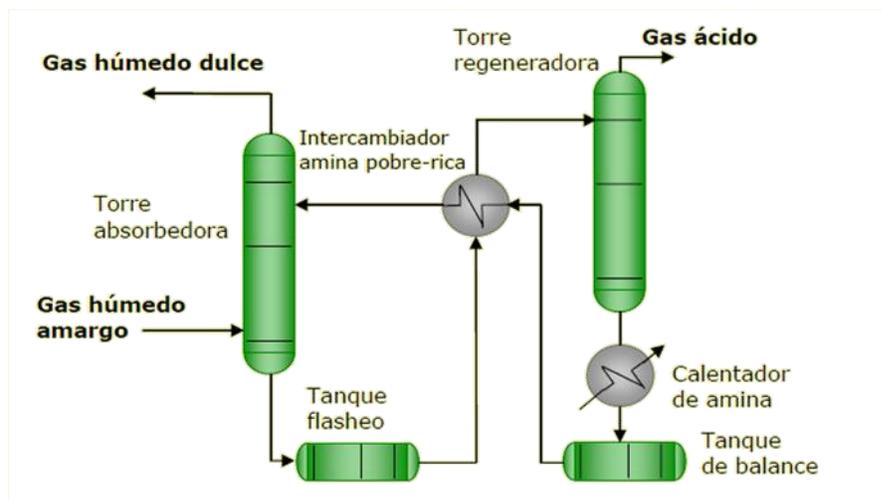
Los problemas que se pueden tener por la presencia de gases ácidos son:

- Disminución del poder calorífico del gas.
- Formación de hidratos
- El CO_2 al pasar por el proceso criogénico solidifica.
- La combustión del gas forma dióxido de azufre (SO_2), el cual es altamente tóxico.
- Corrosión por la presencia de los gases ácidos

El endulzamiento de líquidos es igual al utilizado con el endulzamiento de gas, pero este es aplicado al condensado amargo proveniente de yacimientos. El producto de condensado dulce es importante, ya que sirve como carga en las fraccionadoras.

Como subproducto se obtiene una carga de gas ácido (compuesta de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono) y la cual sirve para el proceso de recuperación de azufre.

Figura 5. Diagrama general del Endulzamiento de Gas y Líquidos.

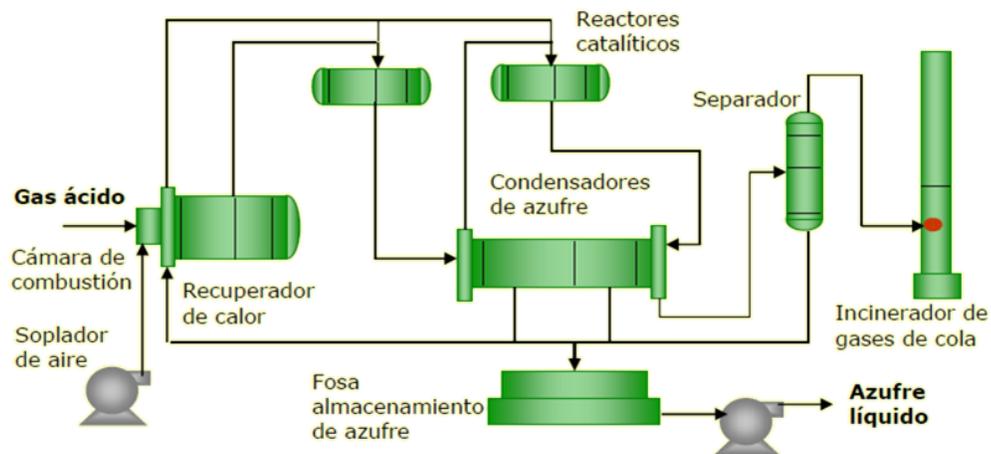


Fuente:PGPB.

B. Recuperación de Azufre

Dentro de esta sección es tratada la carga que proviene del proceso de endulzamiento de gas y líquidos, consiste en pasar de gas ácido a azufre elemental. Para reducir el ácido sulfhídrico se lleva a cabo el proceso Claus y Super Claus, la carga pasa por una reactor térmico y dos reactores catalíticos como se muestra en la figura 6.

Figura 6. Diagrama general de la Recuperación de Azufre.

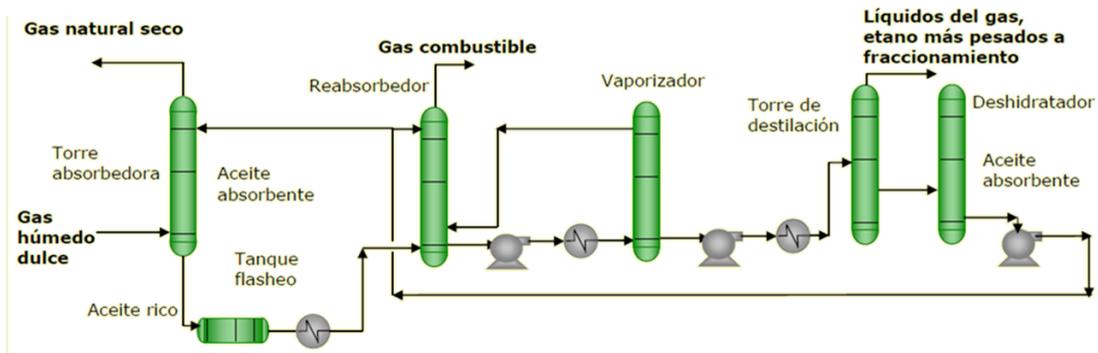


Fuente: PGPB.

C. Absorción

Tiene como objetivo evitar la creación de hidratos, que generan corrosión y hace que la producción sea más lenta. El proceso de absorción se observa en la figura 7, este se realiza en trenes absorbedores utilizando como absorbente el dietanoglicol (DEG), como productos se obtiene gas seco y licuables del gas, similares a los obtenidos durante el proceso criogénico.

Figura 7. Diagrama general del proceso de Absorción.

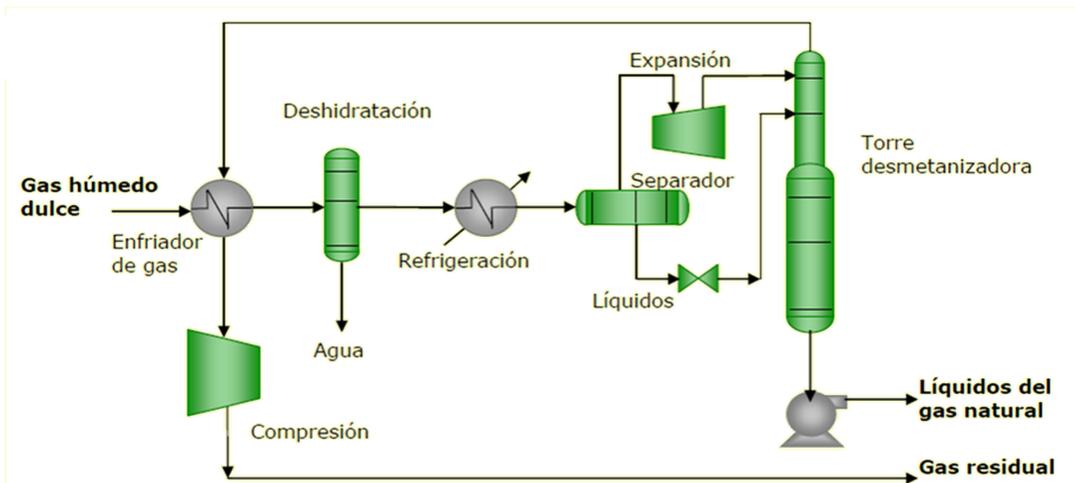


Fuente: PGPB.

D. Proceso Criogénico

Para este proceso es utilizado el gas de carga proveniente de los yacimientos de gas dulce húmedo o de las plantas endulzadoras de gas, la carga es sometida a un enfriamiento para lograr una condensación parcial del mismo y mediante el fraccionamiento es separado: el gas residual y la mezcla de etano y licuables como se muestra en la figura 8. Finalmente, el gas es almacenado y distribuido.

Figura 8. Diagrama general del proceso Criogénico.

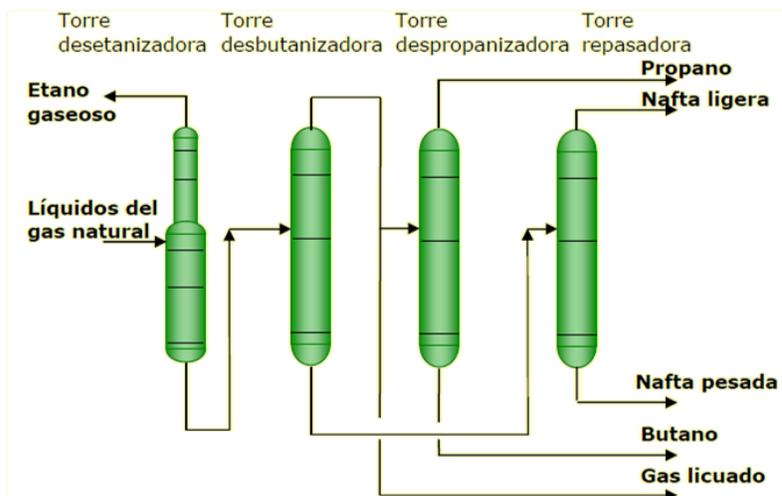


Fuente: PGPB.

E. Fraccionamiento

Los líquidos obtenidos durante el proceso criogénico y la absorción son fraccionados en cada uno de los productos: etano gaseoso, propano, nafta ligera, nafta pesada, butano y gas licuado, como se ilustra en la figura 9.

Figura 9. Diagrama general del Fraccionamiento de Líquidos.



Fuente: PGPB.

El anexo D, “Diagrama de bloques de los diferentes procesos de separación dentro de un CPG” muestra la integración de los procesos antes mencionados para un complejo procesador de gas.

Siendo el proceso criogénico el principal dentro del CPG La Venta, el cual se puntualiza a continuación.

1.4.1 Historia del proceso criogénico

El proceso criogénico es una técnica utilizada para enfriar materiales a temperaturas bajas, como el nitrógeno que tiene una temperatura de ebullición de -195.79°C . Este proceso tiene una gran variedad de aplicaciones, entre los que destacan el procesamiento de metales e hidrocarburos, el almacenamiento o preservación de vacunas o alimentos. En cuanto al uso industrial en los últimos tiempos con especial interés en el gas natural, el uso de este proceso ha permitido que el gas natural sea licuado y, por ende, transportado mediante buques a diferentes destinos (Loyo, 2008).

La tecnología para licuar gases comenzó a desarrollarse en la mitad del siglo XIX. En 1877, Georges Caillet mientras realizaba pruebas preliminares con acetileno se percató de una fuga en uno de sus aparatos, observó que el gas comprimido escapaba formando pequeñas gotas de líquido, de ello dedujo que la caída de presión provocó el enfriamiento del gas y su condensación temporal (Aburto, 2006).

En 1892, Dewar desarrolló los recipientes enchaquetados a vacío (doble pared) para el almacenamiento de fluidos criogénicos y en 1895 obtuvo hidrógeno líquido.

En 1902, George Claude desarrolló un sistema práctico para la licuefacción del aire, en el cual la mayor parte del efecto de enfriamiento se obtuvo usando una máquina de expansión recíproca. Finalmente, en 1934 Kapitza, desarrolla en la desaparecida URSS un método para licuar helio usando una máquina de expansión rotativa.

La mayoría de las plantas instaladas durante los últimos 30 años están basadas en procesos de turboexpansión, utilizan una configuración llamada Industry-Standard Single-Stage (ISS), tiene como función recuperar cantidades moderadas de entre 70 y 80 % de etano (Santos, 2007).

En términos sencillos una planta criogénica, hace uso del enfriamiento a muy bajas temperaturas permitiendo objetivos determinados, en el caso de los hidrocarburos la planta se utiliza para:

- a) Separar el gas de los líquidos condensables.
- b) La licuefacción del gas natural para su transporte y/o almacenamiento.

1.4.2 Fundamentos del proceso criogénico

La separación de gases mediante los procesos criogénicos son esencialmente fenómenos físicos tales como: expansión, separación simple de fases, intercambio de calor, etc.

De los anteriores planteamientos, el proceso criogénico consiste en alcanzar altos niveles de enfriamiento por medio de sistemas de refrigeración auxiliar y

expansiones continuas para llevar el gas natural a la fase líquida-gas y separar los componentes o grupos de componentes por destilación

Mediante los siguientes fenómenos físicos o una combinación de ellos se puede conseguir el enfriamiento:

- Enfriamiento a presión constante (enfriadores).
- Enfriamiento por expansión en una máquina en la cual se produce un trabajo (expansores).
- Enfriamiento por válvulas de expansión o estrangulación.

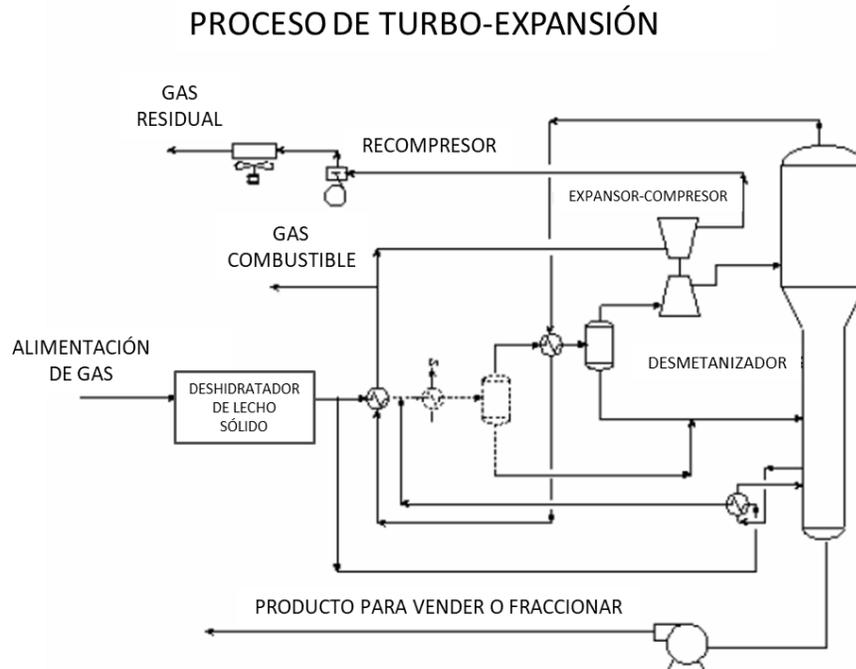
1.4.3 Procesos criogénicos industriales

Dentro de los procesos criogénicos relacionados con la industria petroquímica para separar hidrocarburos se pueden mencionar los siguientes:

a) Turboexpansión.

Consiste en enfriar la corriente de gas seco dulce por medio de intercambiadores de calor. Posteriormente esta corriente se expande a través de una turbina y es enviada hacia una torre desmetanizadora donde se lleva a cabo la separación de hidrocarburos. El gas residual es obtenido por el domo de la torre, y por el fondo de ella se obtienen los hidrocarburos condensables. La figura 10 ilustra el proceso de turbo-expansión.

Figura 10. Proceso criogénico de Turbo-Expansión.



Fuente: (Ewan, 1975)

b) Efecto Joule-Thomson (J-T)

Es el método más simple para licuar un gas y con el cual se describen las isothermas de Andrews, es decir, el gas pasa de un sistema de alta presión a un sistema de baja presión como consecuencia de la disminución de temperatura. En un experimento de J-T el gas es comprimido con un compresor mecánico inmediatamente se expande a través de un tubo que termina en boquilla fina. Si este proceso se repite, la temperatura disminuye cada vez hasta que se hace menor que la temperatura crítica produciendo la licuefacción del gas (Odetti, 2006).

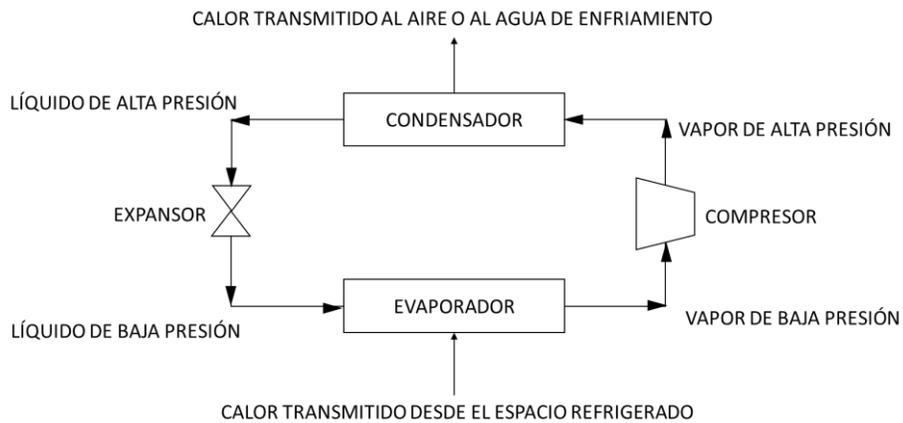
El efecto J-T generalmente es utilizado en los refrigeradores y heladeras, un uso industrial es la obtención de gases licuados, por ejemplo, la licuefacción del aire que permite separar los distintos gases que lo componen.

c) Refrigeración

Es el proceso para reducir y mantener la temperatura de un sistema por debajo de la temperatura ambiente, para ello es retirado el calor de un

sistema a otro. La figura 11 explica un sistema sencillo de refrigeración por compresión de vapor, a este sistema se le conoce como Ciclo de Carnot.

Figura 11. Esquema del Ciclo de Carnot.



Fuente: elaboración propia con base en información de (Castellan, 1984).

Como se mencionó anteriormente, las plantas instaladas durante los últimos 30 años están basadas en el proceso de turbo-expansión, debido a los factores económicos del proceso, incluyendo el costo del equipo y la flexibilidad de operación.

1.4.3 Tecnologías aplicables a plantas criogénicas

Se denomina tecnología al arreglo o configuración de un proceso. Estas tecnologías buscan disminuir los costos de inversión y maximizar la recuperación de productos. Adicionalmente deben cumplir con una flexibilidad de operación, es decir, permiten cambiar rápidamente la recuperación de algún producto en específico.

Actualmente los diseños de estas plantas se pueden clasificar en dos categorías:

- a) Eliminación de contaminantes
- b) Recuperación de licuables

Dependiendo de la composición del gas de alimentación y la eficiencia de los equipos es posible conocer el porcentaje de recuperación de los productos. Es por

ello por lo que la selección de la tecnología depende de las condiciones operativas y económicas. A continuación, se describen las tecnologías existentes, sus ventajas, desventajas y configuraciones:

1) Proceso de Subenfriamiento de Gas (GSP)

La configuración Subenfriamiento de Gas, mejor conocido como GSP (*Gas Subcooled Process*), este proceso se ilustra en la figura 12 y consiste en condensar y subenfriar la corriente de gas de alimentación proveniente de un tren de enfriamiento, posteriormente es flasheada a presión de operación de la torre, debido a que una parte del gas de alimentación es expandido a una presión más baja, este proceso comúnmente usa un turbo-expansor. La alimentación de la torre se da por una o más corrientes de vapor provenientes del turbo-expansor.

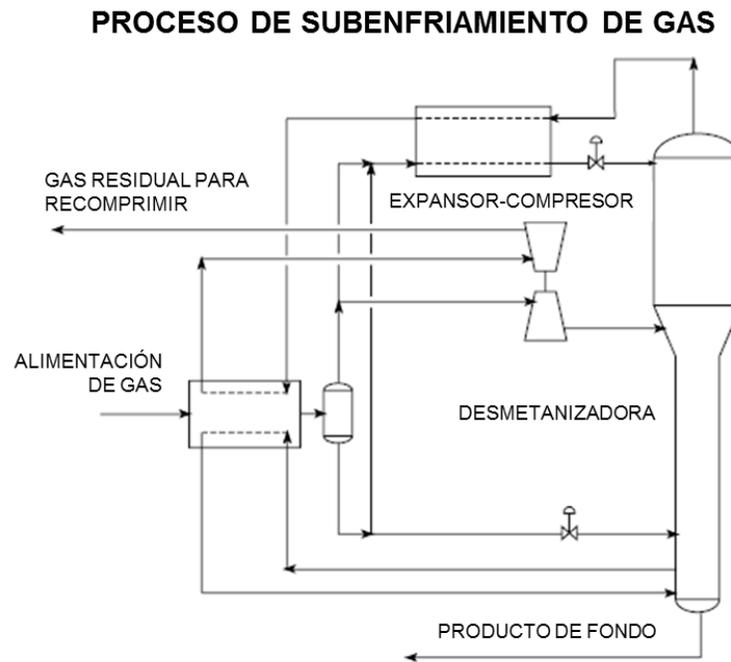
Ventajas

- Este proceso es recomendado cuando la alimentación del gas contiene cantidades significativas de CO₂.
- Las altas concentraciones de licuables fríos ayudan a reducir la concentración de CO₂.

Desventajas

- Debido a la alta concentración de propano (presente en la alimentación superior), se ve afectada la eficiencia de recuperación de propano.

Figura 12. Diagrama del proceso GSP.



Fuente: (Santos, 2007)

2) Proceso de Reflujo de Residuo Frío (CRR)

La configuración Reflujo de Residuo Frío, también conocido como CRR (*Cold Residue Reflux*), es una configuración similar al GPS sólo que este nuevo arreglo tiene una corriente de flujo adicional en la parte superior de la torre, permitiendo rectificar más la eficiencia de los vapores de la torre pues contiene metano casi puro, así como la obtención de una cantidad mayor en la recuperación de condensados.

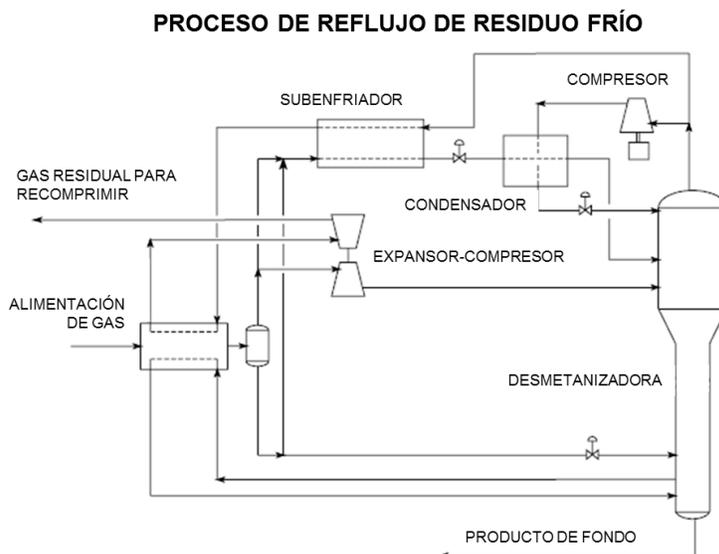
Como se observa en la figura 13, la corriente de metano proveniente del tanque flash tiene una temperatura menor a la necesaria, lo que impide que la corriente pueda estar a la presión de operación de la torre, por ello es que se recurre al uso de un compresor el cual impulsa el flujo al cabezal de la torre.

No puede licuar la corriente de metano a presión de operación dado que no está totalmente enfriada, por ello se recurre al uso de un compresor el cual impulsa el flujo al cabezal de la torre (corriente adicional).

Ventajas

- Este arreglo puede recuperar hasta 99% de etano, utilizando la misma potencia de recompresión del diseño GSP.

Figura 13. Diagrama del proceso CRR.

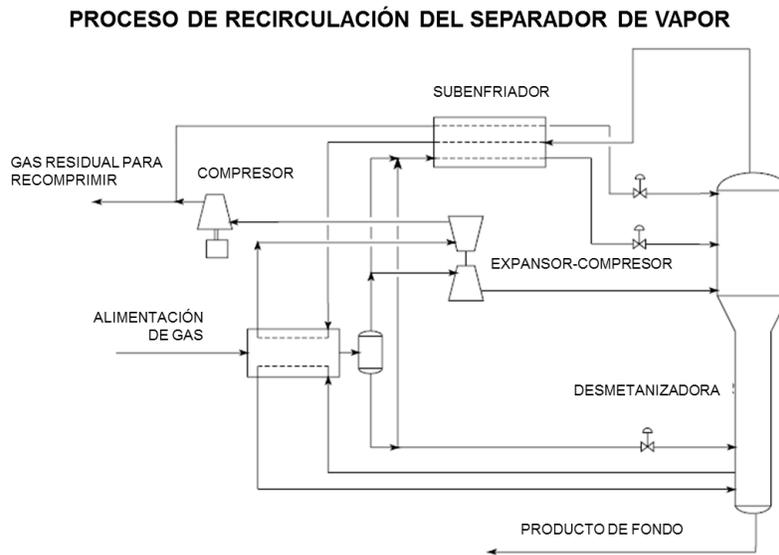


Fuente: (Joe T., 1996).

3) Proceso de Recirculación del Separador de Vapor (RSV)

La configuración Recirculación del Separador de Vapor también llamada por RSV (*Recycle Split-Vapor*). En términos de recuperación esta configuración tiene una eficiencia similar a la configuración CRR. La corriente de reflujo retira una pequeña cantidad de gas residual comprimido, posteriormente es condensada, subenfriada y flasheada a presión de operación de la torre, siendo alimentada en la parte superior de la misma. Debido a que la presión de la corriente de metano es más alta con respecto a la configuración del CRR, permite que éste sea alimentado directamente en la parte superior de la torre. La figura 14 muestra la configuración del proceso RSV.

Figura 14. Diagrama del proceso RSV.



Fuente: (Santos, 2007).

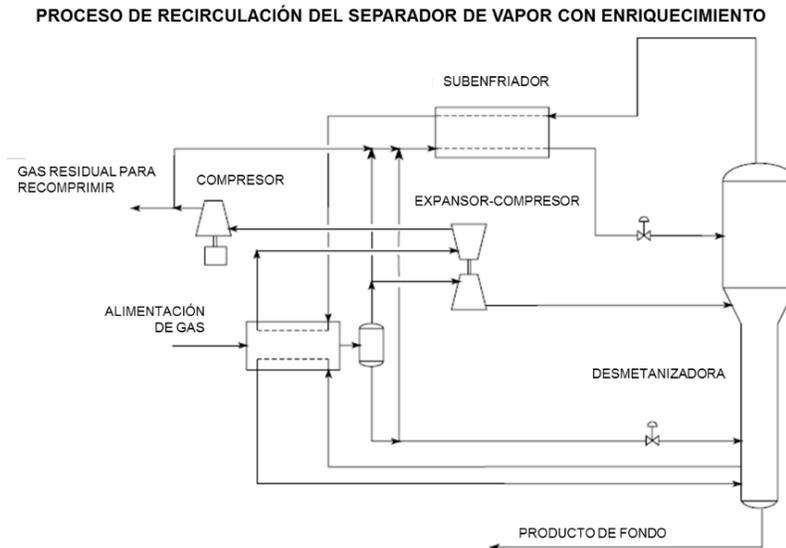
Ventajas

- Puede ser operado en modo GSP por discontinuidad de reflujo, esto permitiría operar a altos volúmenes de alimentación y niveles reducidos de recuperación de etano.
- Tolera más cantidades de CO₂ en comparación con el diseño GSP para el mismo nivel de recuperación de etano.

4) Proceso Recycle Split-Vapor with Enrichment (RSVE)

La configuración Recirculación del Separador de Vapor con enriquecimiento también llamada RSVE (*Recycle Split-Vapor with Enrichment*), es una variante del proceso RSV; en la figura 15 se puede observar que en la parte superior de la columna es retirada una corriente de recirculación del recompresor del gas residual, la diferencia radica en el uso de un intercambiador, y a causa del mezclado de la alimentación, se lleva a cabo antes de ser condensado y subenfriado.

Figura 15. Diagrama de proceso RSVE.



Fuente: (Santos, 2007).

Ventajas

- El proceso RSVE puede desechar etano manteniendo una alta recuperación de propano.
- Al igual que una configuración RSV, esta puede ser operada en modo GSP, siempre y cuando exista más volumen de gas disponible, permitiendo maximizar la producción de metano, y reduciendo en pequeñas cantidades el etano recuperado.
- En comparación con los procesos CRR y RSV, puede ser más tolerante al CO₂ operando a un mismo nivel de recuperación de etano.

Si bien las tecnologías explicadas permiten la eficiente recuperación del etano, las configuraciones están limitadas para recuperar otros componentes como el propano, esto debido al equilibrio térmico de los hidrocarburos más pesados que alimentan el Separador de Vapor en la sección superior de la torre.

Para llevar a cabo la separación eficiente del propano existen las siguientes configuraciones en la sección de la torre:

- Proceso de Recirculación en el Cabezal, también llamado *Overhead Recycle* (OHR), normalmente es un arreglo con dos columnas, donde es retirado parte del vapor generado desde un punto intermedio de la torre,

para después ser condensado y utilizado como reflujo en la sección alta de la torre compuesta. De esta manera se recupera por absorción el propano en el fondo de la segunda columna.

- Proceso de Reflujo del Separador de Vapor o bien *Slit-Flow Reflux* (SFR), dada la baja efectividad que tiene esta configuración, originada por la baja temperatura de la alimentación del separador de vapor a la torre. La recuperación del propano se debe a la alimentación que se provee en el separador de vapor.
- Proceso de Recirculación del Cabezal Mejorado también llamado *Improved Overhead Recycle* (IOR), ésta es una configuración mejorada del OHR, en la cual los líquidos son alimentados directamente en la parte superior de la torre desmetanizadora, previamente esta corriente es utilizada para enfriar parte de la alimentación del gas, lo cual permite reducir la carga del rehervidor de la torre desmetanizadora.
- Proceso *Single Column Overhead Recycle* (SCORE) o bien proceso de Recirculación del Cabezal de la Columna Sola; aunque la configuración SCORE es similar a la del proceso IOR, la diferencia está en términos de costos de inversión, es decir, se adquiere una columna larga y un tanque de reflujo pequeño en lugar de las dos columnas usadas en el proceso IOR. Además, este diseño de una sola columna se adapta fácilmente a la recuperación de etano, siendo este proceso el más recomendado para una recuperación alta de propano.

Capítulo 2

Simulación de Procesos

2.1 Introducción

Los profesionales que tienen la responsabilidad de decidir qué hacer durante el desarrollo diario de una planta química, deben hacer frente a las diferentes situaciones de operación, por ello es importante que sepan qué acción resulta ser la más adecuada para solucionar la problemática presente.

Lamentablemente las condiciones reales de trabajo dentro de una planta no permiten realizar trabajos de prueba y error que pudieran responder a la pregunta ¿Qué pasaría si? sin embargo, los simuladores se han convertido en una herramienta indispensable que permite estudiar, analizar y evaluar diferentes situaciones, permitiendo tomar decisiones en operación y diseño de procesos. Esto no es exclusivo de la industria química, sino de cualquier ingeniería.

Una simulación permite evaluar y reproducir diferentes escenarios de acuerdo con la descripción y definición de un conjunto de variables que cambian mediante la interacción en el tiempo mediante modelos matemáticos que permiten describir de manera intuitiva el comportamiento real del sistema.

Introducirnos al área de la simulación nos hace recurrir a la historia de la simulación en general. En 1950 comienzan las primeras aplicaciones de programación lineal a la industria química, creando modelos que simulan la mezcla de gasolinas y de aceites (Creus Solé, 1989). Posteriormente, a partir del uso de la computadora se comienza a cubrir la necesidad entre los métodos pre-computadora y los algoritmos numéricos aplicados a la ingeniería química. Surgiendo en 1974 Flowtran, el primer simulador de procesos químicos (Ramírez Avelar, 2005).

Actualmente se cuenta con diferentes simuladores comerciales, por ejemplo: Aspen Plus-Hysys (de AspenTech), Pro II (de Simulation Sciences), Chemcad (de Chemstation), etc (Martínez Sifuentes, 2000).

El ingeniero químico desarrolla estrategias de aprendizaje basadas en tres principios:

- La creación de un ambiente cautivador para que aprenda.
- La combinación de experiencias de aprendizaje visuales e interactivas que ayuden a los ingenieros a formar representaciones mentales.
- El desarrollo de la arquitectura cognitiva que integre las experiencias de aprendizaje.

Estos principios ayudan a los ingenieros a crear descripciones sobre los sucesos, a discutir y argumentar la validez de esas explicaciones.

2.2 Etapas en la simulación de procesos

Para reconocer si una simulación es el camino correcto al resolver problemas en particular, deben evaluarse de manera general estos cuatro puntos antes de comenzar a desarrollar una simulación:

1. Tipo de problema

Si el problema puede resolverse analíticamente, el uso de la simulación es innecesario. Además, el uso de algoritmos y ecuaciones matemáticas puede ser más rápido y menos costoso que la simulación. Generalmente los sistemas complejos son los que se simulan.

2. Disponibilidad de recursos

Siendo el tiempo y el capital humano los recursos determinantes para realizar un estudio de simulación. Es recomendable que la(s) persona(s) involucrada(s) en el proyecto tenga(n) la capacidad y la experiencia para desarrollar el proyecto, de lo contrario puede desarrollarse un modelo incorrecto que produzca resultados poco fiables. El tiempo debe permitir la implementación de los cambios, verificar y validar los resultados.

3. Costo

Este factor contempla el costo de los recursos tecnológicos, como por ejemplo la adquisición del software de simulación.

4. Disponibilidad de datos

Los datos necesarios deben ser accesibles, si estos no existen, entonces continuar con el estudio de simulación con el tiempo dará resultados poco fiables e inútiles, es decir, la salida de la simulación no puede compararse con el rendimiento del sistema real, que es vital para la verificación y validación del modelo.

Una vez analizados los puntos anteriores, la simulación de procesos se llevará a cabo mediante una serie de pasos (etapas) los cuales se describen brevemente:

- *Definición del problema*

Se establecen los objetivos de estudio, lo cual permite determinar si el uso del simulador es la herramienta apropiada para resolver el problema propuesto.

- *Planeación*

Dentro de esta etapa es preciso verificar si se tiene el tiempo y los recursos necesarios para la ejecución de la simulación.

- *Definición del sistema*

Esta etapa implica identificar los componentes del sistema a simular. En general suelen ser sistemas complejos, por lo que es necesario delimitar el sistema para su adecuado detalle y flexibilidad

- *Descripción del modelo*

Es describir y determinar las variables que están involucradas durante el proceso y cómo interactúan entre ellas, por ejemplo, el desarrollo de un diagrama de flujo.

- *Recopilación de datos*

Una vez planteado el modelo de simulación, se determina el tipo de datos de entrada necesarios, estos datos deben de provenir de fuentes confiables.

- *Simulación*
Este paso combina el modelo y los datos determinados, los cuales son ingresados al programa (software) utilizado.
- *Verificación y validación:*
Siendo la verificación el proceso mediante el cual se asegura que el modelo se comporta como se pretende. Es necesaria la verificación del modelo, pero no es suficiente para la validación, es decir, que un modelo puede ser verificado, pero no válido. Por tanto, al validar el modelo se asegura que no exista una diferencia significativa entre el modelo y el sistema real. Generalmente la validación se lleva a cabo mediante un análisis estadístico o bien sea revisado y apoyado por un experto.
- *Experimentación y análisis*
Esta etapa implica el desarrollo de modelos, la ejecución de los ciclos de simulación y la comparación estadística del rendimiento del sistema simulado con el del sistema real.
- *Documentación e implementación*
Finalmente documentar los resultados consiste en la elaboración de informes o presentaciones, donde se discuten los resultados, y se realizan recomendaciones.

2.2 Métodos de simulación

La simulación puede ser clasificada de acuerdo con distintos criterios, por ejemplo, por tipo de proceso, si involucra el tiempo o bien si maneja variables cuantitativas o cualitativas. La tabla 5 muestra la clasificación de las técnicas de simulación de proceso.

Tabla 5. Clasificación de las técnicas de simulación de procesos.

Clasificación	Tipos		Descripción
Tipo de variable	Cualitativa		Estudia las relaciones causales y las tendencias temporales cualitativas de un sistema.
			Describe numéricamente el comportamiento de un proceso, a través de un modelo matemático del mismo.
	Cuantitativa	Estado estacionario	Resuelve los balances de un sistema no involucrando la variable temporal.
		Estado dinámico	Plantea los balances en su dependencia con el tiempo.
Tipo de fenómeno	Determinístico		El sistema no contiene ningún elemento aleatorio, las ecuaciones dependen de parámetros y variables conocidas con certeza.
	Estocástico		El sistema posee ciertas variables sujetas a incertidumbre, que puede ser expresada por funciones de distribución de probabilidad.
Tipo de evento	Evento discreto		Las relaciones funcionales del sistema sólo permiten que el estado varíe en un conjunto finito (contable) de puntos temporales.
	Eventos continuos		Las relaciones funcionales entre las variables del sistema sólo permiten que el estado evolucione en el tiempo en forma continua.

Fuente: (Aburto, 2006)

2.3 Metodología de los modelos matemáticos

Para simular un proceso es necesario crear un modelo que permita estudiar el comportamiento de mi sistema. El desarrollo de un modelo matemático de un sistema permite por ejemplo determinar los cambios que va a sufrir el sistema si se modifican las condiciones de operación del proceso, o bien variar las configuraciones del proceso.

El modelo puede ser obtenido empíricamente o utilizando los principios del balance de materia y/o energía. Siendo el modelo empírico el de menor desarrollo, ya que sólo se trata de ajustar parámetros para que las predicciones del modelo coincidan con los datos experimentales. Mientras que por la otra parte el modelo que implica los balances de materia y energía ofrece la ventaja de requerir menos datos experimentales, produciendo modelos más confiables.

Los procesos químicos deben de cumplir con las siguientes leyes fundamentales:

a) *Balance de materia*

De acuerdo con el principio de conservación de materia (masa), el flujo de materia que ingresa en un sistema menos el flujo de materia que sale del sistema es igual a la velocidad de cambio de la materia dentro del sistema. El primer paso para definir el balance de materia incluye la identificación de todas las corrientes (flujos) de entrada y salida dentro del sistema, así como identificar las sustancias químicas que contiene cada corriente.

b) *Balance de energía*

El balance de energía es importante cuando la temperatura afecta las variables de interés. Es planteado por la primera ley de la termodinámica, la cual relaciona el trabajo y el calor transferido intercambiado en un sistema a través de la energía interna, dicha energía no se crea ni se destruye solo se transforma. Por este motivo, el balance de materia siempre está asociado al balance de energía.

c) *Transferencia de materia, energía y momentum*

Se incluyen las ecuaciones de transporte, que permiten calcular la rapidez con que una propiedad se transfiere de un punto del sistema a otro.

2.4 Algoritmo de solución de los modelos matemáticos

Los modelos matemáticos son el elemento fundamental en un simulador de procesos. Los modelos son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, las leyes de la termodinámica y las restricciones de control y de diseño. La descripción de cada equipo en el proceso es representada por sistemas de ecuaciones algebraicas y diferenciales, en conjunto forman el modelo matemático completo del proceso (Martínez Sifuentes, 2000).

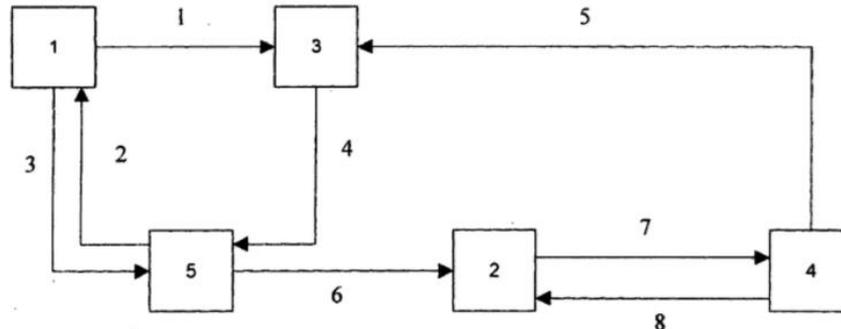
Cuando se realiza una simulación en estado estacionario, el modelo matemático está constituido por un enorme sistema de ecuaciones no lineales, para su solución existen tres algoritmos que a continuación se describen:

1) Método modular secuencial

Implica la interpretación de diagramas de flujo del proceso, las unidades de proceso tendrán su propia rutina de cálculo o módulos, dentro de estos módulos individuales parten datos tales como los flujos de entrada de los fluidos y los parámetros de dimensionamiento del módulo, los cuales proporcionan los flujos de salida y los resultados del módulo.

Las variables independientes consisten generalmente en caudales, temperaturas y presiones. Mientras las variables dependientes son generalmente los caudales totales, fracción de vapor y temperatura. Cada módulo representa una operación unitaria y son modelados a través de modelos específicos para cada equipo. Si en el diagrama de flujo se presenta un reciclo, este será resuelto mediante un procedimiento iterativo. Dicho procedimiento se puede ilustrar en la figura 16, con base en el diagrama de flujo de Lee y Rudd.

Figura 16. Diagrama de flujo de varios reciclos.



Fuente: (Martínez Sifuentes, 2000)

En la solución del reciclo para este ejemplo nos dice: Si las variables de la corriente 2 y 7 son conocidas, el reciclo quedaría definido con la secuencia de cálculo de unidades de proceso: 1,4,3,5 y 2, donde las variables 2 y 7 serían recalculadas, partiendo de valores iniciales hasta que converja en los valores de esas variables.

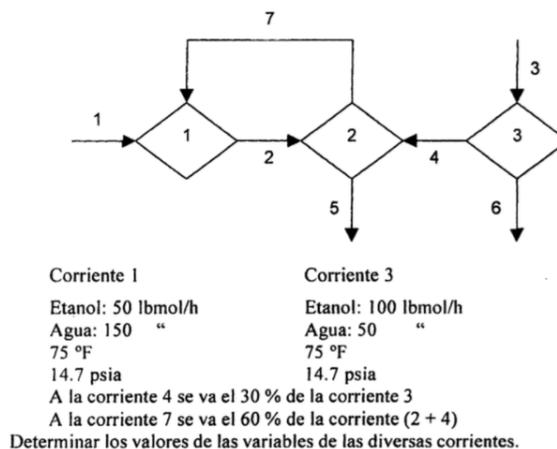
2) Método orientado a ecuaciones

Este método plantea el modelo matemático que representa al proceso contribuyendo un gran sistema de ecuaciones algebraicas que representa a

todo el sistema a simular. El problema se traduce en resolver un gran sistema de ecuaciones algebraicas, por lo general son no lineales. Si bien dentro de sus ventajas se encuentra la rápida convergencia en la solución de unidades individuales, tales como columnas de destilación, esta metodología presenta complicación en la convergencia del sistema y en consecuencia de las soluciones del mismo.

Como ilustración se presenta en la figura 17 que está basado en un proceso propuesto inicialmente por Crowe, para mostrar una corrida con el simulador Pacer.

Figura 17. Ejemplo del método orientado a ecuaciones propuesto por Crowe.



Fuente: (Martínez Sifuentes, 2000)

Para la solución del ejemplo se plantean las ecuaciones del proceso completo formando un sistema de ecuaciones el cual debe ser resuelto simultáneamente. El sistema de ecuaciones es lineal que podría ser resuelto por el método de Gauss-Jordan.

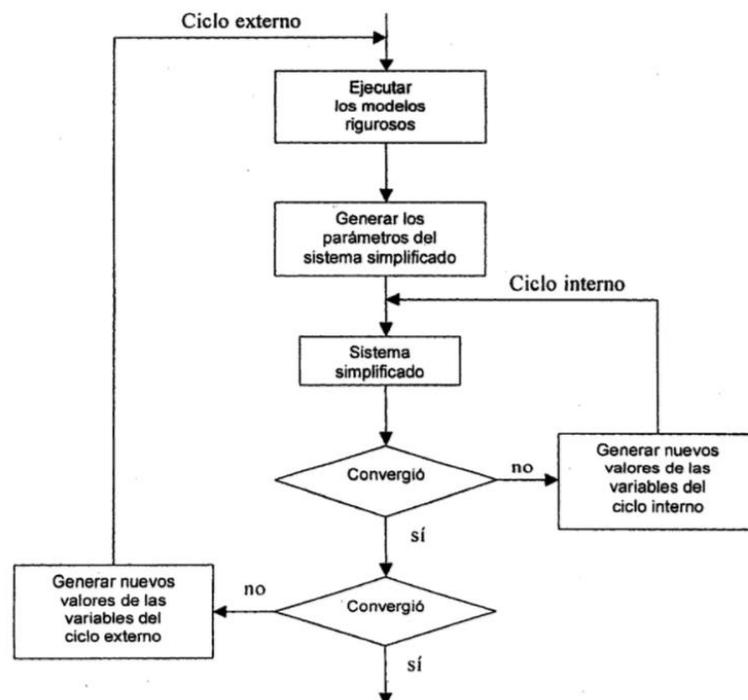
El método más utilizado en simuladores de procesos como Aspen Plus, Pro/II, Chemcad es el método modular secuencial. El método orientado a ecuaciones es usado cuando en la simulación sólo se involucran equipos de un mismo tipo. Sin embargo, durante años y con el avance tecnológico y el

mejoramiento de técnicas matemáticas, el método orientado a las ecuaciones está siendo utilizado para la simulación dinámica de procesos.

3) Método modular simultáneo

Este método intenta aprovechar algunas ventajas de los dos métodos descritos anteriormente. Para ello se selecciona un grupo de variables sobre las cuales se resolverán ecuaciones simultáneamente, mientras que en el resto se mantiene la metodología modular. A esta filosofía también se le conoce como *two-tear (doble rompimiento)*, ya que se trabaja en uno con las variables tratadas simultáneamente, y en el otro secuencialmente. Este sistema forma modelos ingenieriles aproximados o representaciones lineales de los modelos rigurosos (ecuaciones no lineales), el cual es representado en la figura 18 por medio del diagrama de flujo adaptado por Montiel y Chávez (1991), con base en la estrategia propuesta por Jirapongphan (1980).

Figura 18. Secuencia de cálculo del algoritmo modular simultáneo.



Fuente: (Martínez Sifuentes, 2000)

El método modular secuencial aprovecha la ventaja del método secuencial, tales como la fácil incorporación de módulos unitarios al sistema, la facilidad de

localización, diagnóstico y solución de falla. Mientras que del método orientado a ecuaciones aprovecha la eficiencia de las ecuaciones durante procesos complejos, con múltiples recirculaciones y restricciones de diseño.

2.5 Aplicaciones de la Simulación de Procesos en Ingeniería Química.

Una de las fortalezas de la simulación es la capacidad de ensayar tantos sistemas reales existan, como aquellos que aún están en desarrollo. Actualmente en la industria química, se desarrollan paquetes de simulaciones de procesos, mediante los cuales:

- Se puede predecir los cambios en las condiciones de operación.
- Se analiza la factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
- Se optimizan los procesos y analizan las alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
- Se pueden detectar cuellos de botella en flujos de materiales o información y probar nuevos procedimientos que mejoren tal situación.
- Se utiliza para probar hipótesis sobre el comportamiento del sistema y ganar así conocimientos sobre el funcionamiento del mismo.
- Facilita el entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.

2.6 Simulador Aspen-Hysys

El objetivo de esta tesis es desarrollar la simulación del principal proceso de separación de gas natural dentro del Complejo Procesador de Gas, con el uso del simulador comercial Aspen Hysys.

Aspen Hysys es un programa enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, ofrece un amplio grado de flexibilidad que permite cumplir tareas específicas con un enfoque lógico (AspenTech, 2017).

La utilidad de Hysys se atribuye a sus siguientes características generales:

- Entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para estado dinámico.
- Interfaz gráfica de fácil acceso.

- Interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa. Por tanto, no es necesario un botón de ejecución (run), aunque permite plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlos.
- Es un simulador bidireccional, es decir, el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). Puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos.
- Contiene modelos termodinámicos comunes, cuenta con una base de datos de más de 1500 componentes y más de 16000 sistemas binarios. Si no se encuentra algún componente dentro de la base de datos de Hysys, se cuenta con un método de creación de componentes hipotéticos.

El anexo G, “Simuladores de procesos comerciales”, describe los tres principales paquetes de software de simulación utilizados en la ingeniería química.

Para los procesos de gas, petróleo y petroquímica, generalmente la ecuación de estado de Peng-Robinson es la más recomendada en los paquetes de propiedades. El anexo H, “Selección del modelo de cálculo de propiedades termodinámicas”, ilustra el análisis previo a la elección de la(s) ecuación(es) de estado que describe(n) el comportamiento de los componentes en el sistema.

La simulación que se llevará a cabo para este trabajo será de tipo continuo, ocuparemos un método estático, es decir, si llegara a cambiar alguna propiedad del proceso como flujo o la temperatura de algún equipo, se tendrá que repetir la simulación para conocer las nuevas condiciones operativas.

Capítulo 3

Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco

3.1 Complejos Procesadores de Gas Natural en México

Para llevar a cabo las actividades de tratamiento y refinación de petróleo y el procesamiento de gas natural, la Secretaría de Energía (SENER) otorga los permisos para la operación de las plantas. El 30 de junio de 2015 por conducto de la Dirección General de Gas Natural y Petroquímicos, otorgó los permisos de procesamiento de gas natural a Pemex para nueve Complejos Procesadores de Gas: Arenque, Burgos, Cactus, Ciudad Pemex, Coatzacoalcos, La Venta, Matapionche, Nuevo Pemex y Poza Rica (SENER, 2016).

Estos Complejos están distribuidos en la región sur-sureste y norte del país, cuentan con un total de 71 plantas de distintos tipos. A continuación, en la tabla 6 se muestra la capacidad disponible para cada planta de acuerdo con el proceso (PEMEX, 2015).

Tabla 6. Capacidad instalada en los CPG's de PEMEX.

Plantas	Capacidad
Endulzamiento de gas	4,503 MMpcd
Recuperación de líquidos	5,712 MMpcd
Recuperación de azufre	219 MMpcd (3,256 td)
Endulzamiento de condensados	144 Mbd
Fraccionamiento de líquidos	569 Mbd
Eliminación de nitrógeno	630 MMpcd

Fuente: PGPB.

Los complejos de Ciudad Pemex, Cactus y Nuevo Pemex realizan el mayor endulzamiento de gas amargo, recuperación de líquidos y recuperación de azufre. Con el fin de conocer la capacidad instalada en cada complejo procesador de gas, el anexo F, "Capacidad instalada en los Complejos Procesadores de Gas", muestra la capacidad total de las plantas, correspondientes a los 11 complejos de gas existentes, actualmente el CPG de Reynosa está fuera de operación.

La mayoría de los proyectos tienen como sustento documentos que contienen lineamientos del diseño de ingeniería y son llamados "bases de diseño", en general el contenido de estos documentos es el siguiente:

A. Información General

Dentro de este apartado se debe incluir los componentes del proceso, es decir, se describen las secciones y los procesos involucrados dentro de la planta; la descripción del proceso; ubicación, donde se puede incluir un mapa representativo de la ubicación; capacidad de la planta y factor de servicio, siendo el factor de servicio el tiempo que la planta opera y tiene un valor entre 0 y 1, donde 1 considera una operación de 365 días al año; finalmente se incluye las líneas de proceso y límites de batería.

B. Materias primas y productos del proceso

Se proporcionan las condiciones operativas de la materia prima y productos, las cuales son: presión, temperatura, composición y flujos. Normalmente se presentan niveles máximos y mínimos permitidos.

C. Servicios Auxiliares

Dentro de este apartado se deben describir las condiciones de todos los servicios auxiliares para el funcionamiento de la planta, por ejemplo: agua de enfriamiento, vapor de alta y baja presión, gas combustible, aire, energía eléctrica, refrigerantes, agua de enfriamiento, etc. También deben especificarse las condiciones y otras características posibles.

D. Condiciones Climáticas

Las condiciones climatológicas del sitio como son: la temperatura, presión, humedad, velocidad del viento, características sísmicas, precipitación deben ser reportadas de acuerdo con la ubicación de la planta.

E. Nomenclatura

Describe las etiquetas de cada equipo del sistema, mediante un número de serie, si se trata de un equipo general, de relevo o mantenimiento, generalmente son presentados en listas.

F. Requisitos de Ingeniería

Al igual que la nomenclatura se presenta una lista con las unidades del proceso describiendo el tipo de material, dimensiones y/o factores relevantes del diseño de cada equipo.

G. Códigos y Estándares

Esta sección incluye todas las normas, códigos y estándares aplicables durante el desarrollo del diseño de la planta, se enlistan los equipos, seguridad, instrumentos, sistemas eléctricos y tuberías con las normas y códigos aplicables a cada disciplina.

Es importante mencionar que el contenido de las bases de diseño parte de acuerdo con cada proyecto y sus necesidades, normalmente se desarrollan conforme a lo requerido por el cliente y los servicios de la constructora.

3.2 Información general del CPG La Venta.

El Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco, inició operación en 1963 con una planta de absorción, en el mismo año también entró en operación una planta para deshidratar el crudo proveniente de los yacimientos Agua Dulce y El Plan. Actualmente la planta de absorción está fuera de operación (PEMEX, 2015).

Figura 19. Vista general del CPG La Venta.



Fuente: PGPB.

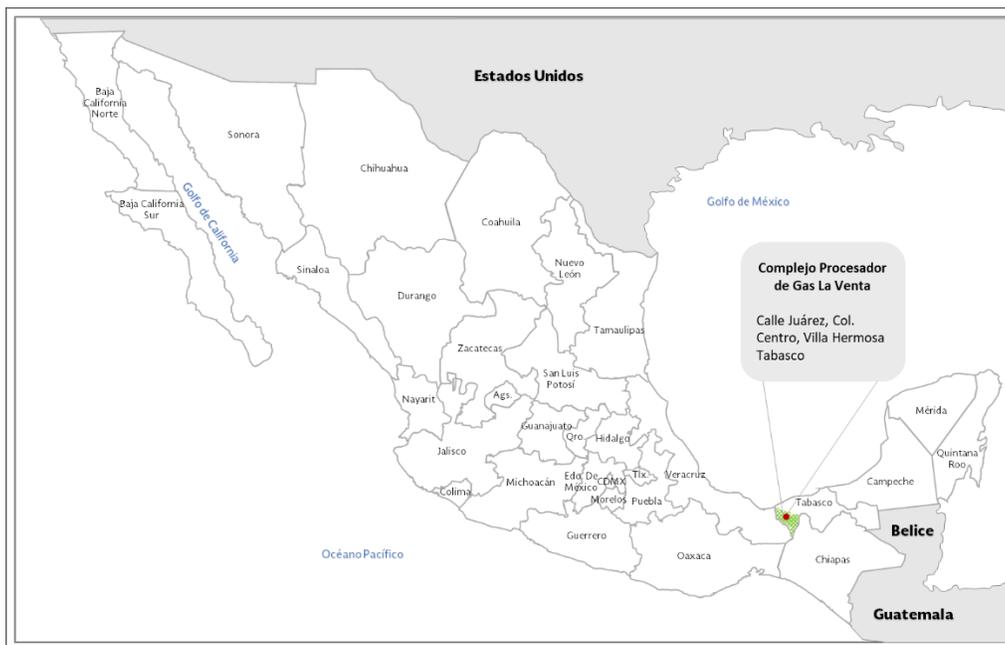
La construcción de la planta criogénica en este complejo fue necesaria debido al descubrimiento de yacimientos en los estados de Campeche y Chiapas, iniciando operación en marzo de 1972.

La planta Criogénica es alimentada por el gas húmedo obtenido en exceso de la endulzadora del CPG Cactus y/o Ciudad Pemex, así como el gas húmedo dulce proveniente de los pozos del Activo Cinco Presidentes.

3.3 Localización de la planta.

El CPG La Venta se encuentra en la población de La Venta, Municipio de Huimanguillo, Estado de Tabasco, ocupa una superficie de 71 hectáreas.

Figura 20. Ubicación del CPG La Venta.



Fuente: elaboración propia.

3.4 Condiciones Climatológicas

El municipio de Huimanguillo durante el año presenta dos tipos de clima debido a su orografía (GOB.MX, 2013-2018):

- Zonas bajas y planas del municipio: el clima dominante es el cálido húmedo con abundantes lluvias en verano.
- Zonas montañosas (colindando con los estados de Veracruz y Chiapas): se aprecia un clima cálido húmedo con lluvias todo el año.

3.4.1 Temperatura

Al igual que las condiciones climatológicas, la temperatura va de acuerdo con la zona:

- Zona Baja y plana: la temperatura máxima media mensual de 30.6°C para el mes de mayo siendo 45°C la temperatura máxima absoluta y la mínima absoluta alcanza los 14°C.
- Zona montañosa: la temperatura varía entre 25.4°C y 26.9°C.

3.4.2 Precipitación pluvial

El municipio de Huimanguillo presenta precipitaciones a lo largo del año, principalmente en la parte sur y suroeste, estas lluvias decrecen en invierno siendo éste el periodo donde se registra el 14.4% del total anual.

La media anual de estas precipitaciones es de 2,290.3mm presentándose en el mes de septiembre y nula en el mes de abril.

3.4.3 Velocidad del viento

La mínima velocidad de los vientos se localiza en el mes de mayo del orden de los 18km/h, siendo el periodo de noviembre y diciembre donde se presentan las mayores velocidades de los vientos del orden de 30 km/h.

3.4.4 Humedad

La mayor humedad relativa (rango de 90 a 98 %) se lleva a cabo entre la 01:00 a 07:00 h. Los valores de humedad relativa disminuyen (rango 55 a 60 %) durante las 15:00 h.

3.4.5 Presión atmosférica

La presión atmosférica en el municipio de Huimanguillo está dentro del rango de 101.100 a 101.400 KPa (0.99 – 1 atm).

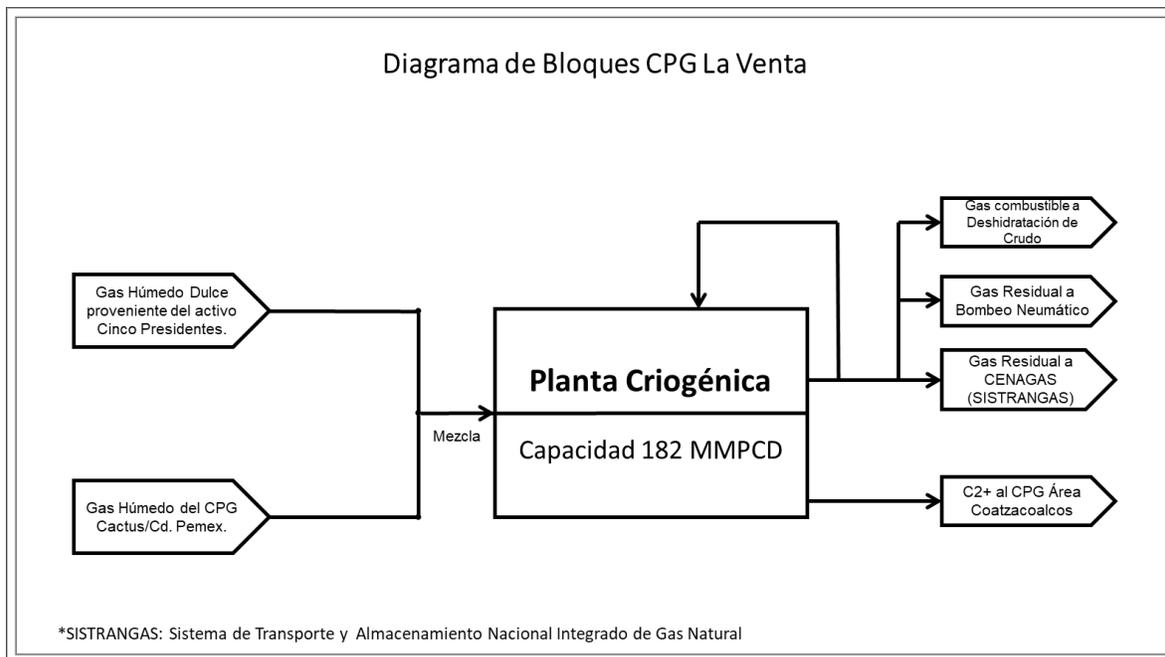
3.5 Planta Criogénica La Venta

La planta está diseñada para recuperar licuables (C2+), a partir del gas natural húmedo proveniente del Activo Cinco Presidentes y el gas excedente producido en las plantas endulzadoras de los Complejos Cd. Pemex y/o Cactus.

Como resultado del proceso al que es sometido el gas en este complejo, se obtiene Gas Seco (gas residual) que es dividido en dos corrientes: una corriente se envía al CENAGAS y a Bombeo Neumático (BN) de los campos del Activo Cinco Presidentes de Pemex Exploración y Producción (PEP), el resto proveerá gas combustible a las compresoras existentes de este Complejo.

De igual manera durante el proceso se obtienen condensados (C2+) los cuales son bombeados a los Complejos de Coatzacoalcos (Cangrejera y Pajaritos) para su fraccionamiento. La figura 21 muestra el diagrama de bloques del CPG La Venta.

Figura 21. Diagrama de bloques del proceso dentro del CPG La Venta.



Fuente: PGPB.

3.5.1 Descripción del proceso

Para obtener la recuperación de licuables (C2+) y gas residual se emplean tres operaciones básicas: deshidratación, licuefacción y desmetanización. El proceso puede ser dividido en las siguientes etapas:

Recepción y separación de carga.

El gas natural que se recibe en la planta a límites de batería es enviado a tanques separadores, permitiendo una condensación parcial del mismo.

Compresión

La fase gaseosa obtenida durante la separación de carga es comprimida hasta 665 psig, posteriormente pasa a un enfriamiento de dos pasos. Debido a que el gas de entrada está saturado con agua a la temperatura de rocío de los hidrocarburos al pasar por el enfriamiento de dos pasos, se condensa algo de hidrocarburo y agua. La evaporación instantánea de las dos etapas permite reducir hasta 6.8% de metano contenido en el líquido.

Deshidratación

El vapor del gas obtenido en la compresión es deshidratado hasta una temperatura de rocío del agua o menos, esto es para prevenir la formación de hidratos o cualquier congelamiento en los siguientes equipos.

Enfriamiento y Expansión

El gas deshidratado es enfriado a -63°F dentro de un tren de enfriamiento, intercambiando calor con: el gas residual, la alimentación de la desmetanizadora, el propano de la desmetanizadora así como propano refrigerante.

Desmetanización

La mezcla resultante del enfriamiento es separada; esta mezcla entra al domo de la demetanzadora, donde el líquido sigue como reflujo y el vapor se combina con el vapor proveniente del plato superior de la torre.

Esta torre permite separar todo el metano de los licuables, permitiendo una separación de hasta el 76% del dióxido de carbono presente de la alimentación, el cual saldrá con el destilado.

Compresión del gas seco a límites de batería

El gas residual intercambia calor con el gas de alimentación (tren de enfriamiento) de tal modo que se calienta hasta 60°F antes de ser enviado a límites de baterías a una presión de 500 psig y -100°F.

Bombeo de etano a Coatzacoalcos

Los fondos de la desmetanizadora se bombean al tanque de almacenamiento de líquido, posteriormente son enviados al Complejo de Coatzacoalcos para su fraccionamiento.

3.5.2 Capacidad

La planta está diseñada para una carga de hasta 182 MMpcd de gas húmedo.

3.5.3 Flexibilidad

La planta no seguirá operando cuando se presente una falla de electricidad, vapor, agua de enfriamiento o aire de instrumentos. A cualquier falla de éstas, la carga se envía al sistema de desfogue del CPG La Venta. O bien por fallas en las bombas de envío de líquidos, en los turbo-expansores, y compresoras la planta puede seguir operando con sus respectivos relevos, sólo que con menor recuperación de licuables.

3.5.4 Especificación de las cargas de alimentación

Actualmente la composición del gas húmedo de alimentación a la planta Criogénica es la siguiente:

Tabla 7. Composición del gas proveniente del CPG Cactus / Ciudad Pemex

Composición (% Mol)									
N ₂	C ₁	CO ₂	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	C ₆₊
12.32	66.80	0.00	10.33	6.94	0.84	1.97	0.32	0.35	0.13

Tabla 8. Composición del gas proveniente del Activo Cinco Presidentes

Composición (% Mol)									
N ₂	C ₁	CO ₂	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	C ₆₊
2.50	78.01	0.09	9.27	6.36	1.07	1.83	0.39	0.35	0.13

3.5.5 Especificaciones de los productos

Actualmente la composición del gas residual y condensados de la planta criogénica es la siguiente:

Gas Residual

Tabla 9. Composición del gas residual obtenido del CPG

Composición (% Mol)									
N ₂	C ₁	CO ₂	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	C ₆₊
6.30	90.16	0.05	3.29	0.18	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00

Etano y Licuables

Tabla 10. Composición de los condensados obtenidos del CPG

Composición (% Mol)									
N ₂	C ₁	CO ₂	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	C ₆₊
0.00	0.20	0.11	42.62	28.56	5.99	11.26	3.96	3.78	3.52

3.5.7 Condiciones de las cargas de alimentación en Límites de Batería.

Condiciones actuales en Límites de Batería

Tabla 11. Condiciones de las cargas de alimentación al CPG

Alimentación	Edo. Físico	Presión (kg/cm ²)	Temp. (°C)	Flujo (MMpcd)
Gas húmedo del Activo Cinco Presidentes	Gas	40	29	135
Gas húmedo Cactus / Cd. Pemex	Gas	50	20	30

3.5.8 Condiciones de los productos en Límites de Batería

Condiciones actuales de los productos en Límites de Batería

Tabla 12. Condiciones de los productos a L.B.

Productos	Estado Físico	Presión (kg/cm ²)	Temp. (°C)
Gas residual a SNG	Gas	53.40	39.69
Gas BN	Gas	60.93	34.51
Gas Combustible	Gas	60.93	34.51
Licuables (C2+)	Líquido	25.79	27.77

3.5.9 Servicios Auxiliares

3.5.9.1 Vapor

No se genera vapor en la planta Criogénica dentro de los límites de batería (L.B.). El área de servicios auxiliares proporciona el vapor necesario para la planta, las condiciones de entrega del vapor se muestran en la tabla 13.

Tabla 13. Condiciones a la entrega del vapor en los límites de batería.

Servicio de vapor	Presión (kg/cm ²)	Temperatura (°C)	Calidad
Alta	102	440	Sobrecalentado
Media	45	346	Sobrecalentado
Baja	3.5	147	Saturado

Fuente: elaboración propia, con base en datos de PEMEX.

Cabe mencionar que el vapor utilizado para algunos equipos es obtenido a partir de estaciones reductoras de presión, normalmente a partir de vapor de 45.0 kg/cm².

3.5.9.2 Agua de Enfriamiento.

Para los sistemas de enfriamiento se dispone de agua proveniente de la torre de enfriamiento CT-401. Las condiciones de diseño del agua en L.B. son las siguientes:

Tabla 14. Condiciones de diseño del agua de enfriamiento.

	Presión (kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada	4.2	32
Retorno	3.5	46

Fuente: elaboración propia, con base en datos de PEMEX.

3.5.9.3 Aire de instrumentos

Las especificaciones del aire de instrumentos se muestran en la tabla 15:

Tabla 15. Especificaciones del aire de instrumentos.

Presión del sistema (kg/cm ²)	4.5
Temperatura (°C)	38
Punto de rocío (°C)	-40
Impurezas (fierro, aceite)	ninguna

Fuente: elaboración propia, con base en datos de PEMEX.

3.5.9.4 Gas combustible

La demanda del gas combustible se cubre con el gas residual de baja presión (aprox. 14.7 kg/cm²) de la misma planta. Aproximadamente es de 7.72 MMpcd.

3.5.9.5 Sistema de Refrigeración

Se utiliza propano como refrigerante, el cual se recibe de la torre desmetanizadora y dentro de los L.B. La composición de diseño aproximadamente es como sigue:

Tabla 16. Composición del propano refrigerante.

Componente	%mol
Etano	1.76
Propano	96.6
i-butano	0.86
n-butano	0.79

Fuente: elaboración propia, con base en datos de PEMEX.

3.5.9.6 Desfogue

Los cabezales de desfogue dentro de L.B. se unen al cabezal de desfogue húmedo y seco.

3.5.9.7 Sistema de Seguridad

El sistema de seguridad está compuesto por:

- Sistema contra incendio: es la red contra incendio, se utilizan las normas NFPA y PEMEX para su diseño, tanto el equipo móvil y portátil, como los rociadores y las cámaras de espuma son responsabilidad de la superintendencia de seguridad industrial y protección ambiental (PEMEX, 2015).
- Protección personal: Se instala una regeneradora de emergencia con lavajos cercano al área de metanol. Se recomienda el uso de equipo de seguridad industrial: ropa de algodón, botas, guantes de cuero, orejeras o tapones, gafas y casco.

3.5.9.8 Lista de Equipos

Separadores

Clave	Descripción
FA-101	Tanque separador llegada de gas de carga
FA-102	Tanque separador del gas de alimentación a deshidratadores
FA-103	Tanque de flasheo para estabilizar condensados
FA-104	Tanque separador de succión al expansor GC-101
FA-105	Tanque separador condensables del FA-104
FA-106	Tanque de producto condensables (C2+)

Compresores

Clave	Descripción
GC-101	Compresor de gas de alimentación
GC-102 A/B	Motocompresor de gas residual

Expansores

Clave	Descripción
GB-101	Expansor

Torres

Clave	Descripción
DA-101	Torre desmetanizadora

Rehervidores

Clave	Descripción
EA-102	Rehervidor torre desmetanizadora

Separadores

Clave	Descripción
EA-101	Enfriador de gas de carga – gas residual de alta presión
EA-103	Enfriador de gas de carga – gas residual de baja presión
EA-104	Enfriador de carga – gas refrigerante
EA-105	Enfriador de gas de carga – gas residual de baja presión
EA-106	Enfriador de carga – gas refrigerante
EA-107	Enfriador de gas de carga – gas residual baja presión
EA-108	Enfriador de gas de carga – licuables
EA-109	Enfriador de gas residual – licuables C2+
EA-110	Enfriador de gas residual

Capítulo 4

Simulación del Complejo Procesador de Gas La Venta, Tabasco

En esta sección se desarrolla la simulación del proceso criogénico de La Venta de acuerdo con los siguientes escenarios:

- **Escenario 1.** Composición de gas de carga de acuerdo con la filosofía de operación.

Es la simulación basada en configuración de turbo-expansión, está diseñada para procesar 182 MMPCD de gas natural conteniendo 10.6% mol de etano, 0.25% mol de CO₂, 5.51% mol de propano, 3.52% mol de mezcla de butano e hidrocarburos pesados y 80.12% de metano. La alimentación estará saturada con agua a las condiciones de 37.9 kg/cm² y 37.77°C.

- **Escenario 2.** Composición del gas con base en las cargas provenientes de los complejos procesadores de gas.

Es la simulación basada en la configuración de turbo expansión, está diseñada para procesar 165 MMpcd de gas natural provenientes de dos corrientes:

1. Gas húmedo del CPG Cactus/ Ciudad Pemex conteniendo 10.33% mol de etano, 0.00% mol de CO₂, 6.94% mol de propano, 3.61% mol de mezcla de butano e hidrocarburos pesados, 66.80% de metano y 12.32 % de nitrógeno.
2. Gas húmedo del Activo Cinco Presidentes conteniendo 9.27% mol de etano, 0.09% mol de CO₂, 6.36% mol de propano, 3.61% mol de mezcla de butano e hidrocarburos pesados, 78.01% de metano y 2.50 % de nitrógeno.

La alimentación estará saturada con agua y a las condiciones de la tabla 11.

- **Escenario 3.** Reconfiguración de la planta criogénica.

Es la simulación que consiste en adicionar dos corrientes de alimentación a la torre desmetanizadora (DA-101). A continuación, se describe la obtención de dichas corrientes:

1. Se divide en dos corrientes el flujo total a la entrada del tren de enfriamiento a una proporción 70-30%. La corriente de mayor flujo

ingresa al tren de enfriamiento. La segunda corriente sigue como alimentación a la torre desmetanizadora (DA-101).

2. Se divide en dos corrientes el vapor resultante del tanque separador (FA-105) a una proporción 80-20%. La corriente de mayor flujo se combina con el gas de residual obtenido de la torre desmetanizadora (DA-101). La corriente de menor proporción fluye a la demetanizadora.

Está diseñada para procesar 165 MMpcd de gas natural provenientes de dos corrientes:

1. Gas húmedo del CPG Cactus/ Ciudad Pemex conteniendo 10.33% mol de etano, 0.00% mol de CO₂, 6.94% mol de propano, 3.61% mol de mezcla de butano e hidrocarburos pesados, 66.80% de metano y 12.32 % de nitrógeno.
2. Gas húmedo del Activo Cinco Presidentes conteniendo 9.27% mol de etano, 0.09% mol de CO₂, 6.36% mol de propano, 3.61% mol de mezcla de butano e hidrocarburos pesados, 78.01% de metano y 2.50 % de nitrógeno.

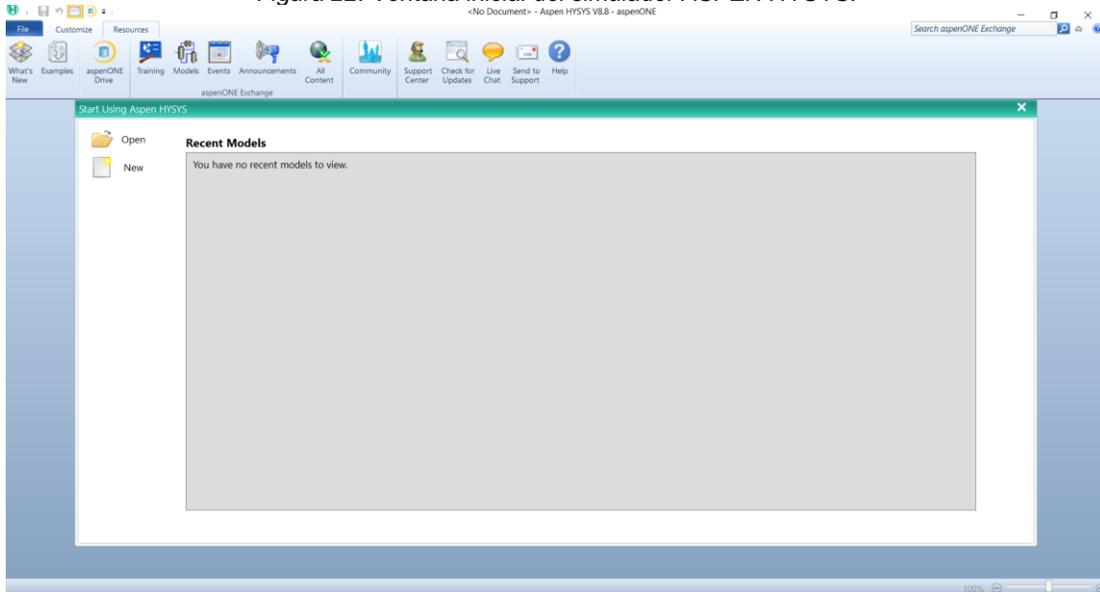
La alimentación estará saturada con agua y a las condiciones de la tabla 11.

4.1 Creación del ambiente de simulación.

Al abrir el programa ASPEN HYSYS, la ventana observada será similar a la mostrada en la figura 22. Dentro de esta ventana se puede seleccionar la opción de crear un nuevo ambiente (New Case) o bien cargar una simulación previamente diseñada.

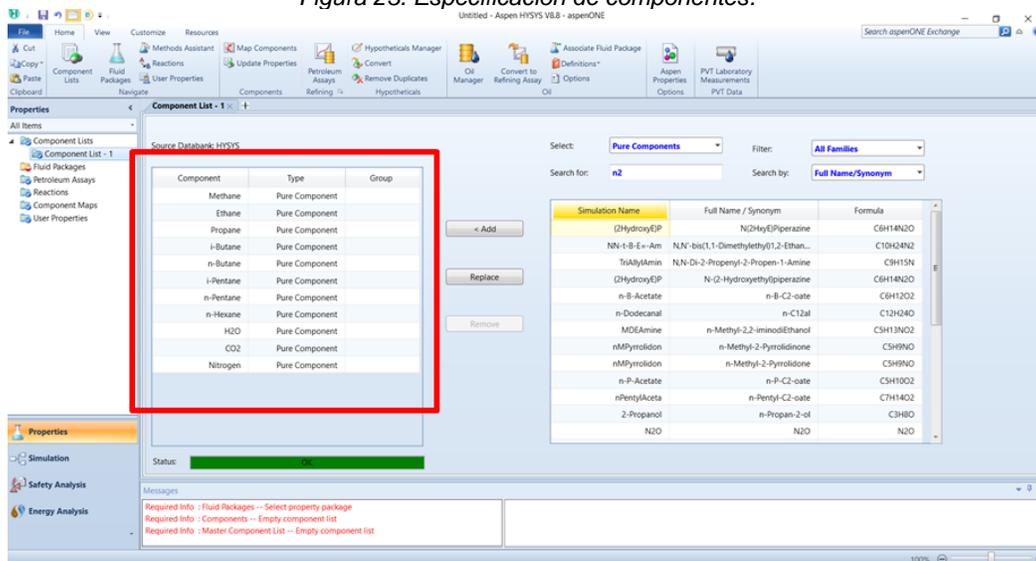
Antes de comenzar con la construcción de la simulación se debe elegir el conjunto de unidades; Hysys permite seleccionar tres conjuntos de unidades básicos (SI, EuroSI y Field) que trae incorporado, pero es posible generar un nuevo set de unidades que se ajuste a nuestras preferencias. La siguiente ventana direcciona al usuario a la sección de componentes y el método de cálculo para las propiedades termodinámicas.

Figura 22. Ventana inicial del simulador ASPEN HYSYS.



Si bien el simulador posee un banco de datos con las propiedades específicas de diversos componentes, si algún(os) componente(s) no se encuentra(n) en el banco de datos, se deberá especificar manualmente cada uno de ellos. En la figura 23 se observa los componentes ya especificados en el ambiente de simulación, los cuales son: metano, etano, propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano, hexano, dióxido de carbono, nitrógeno y agua.

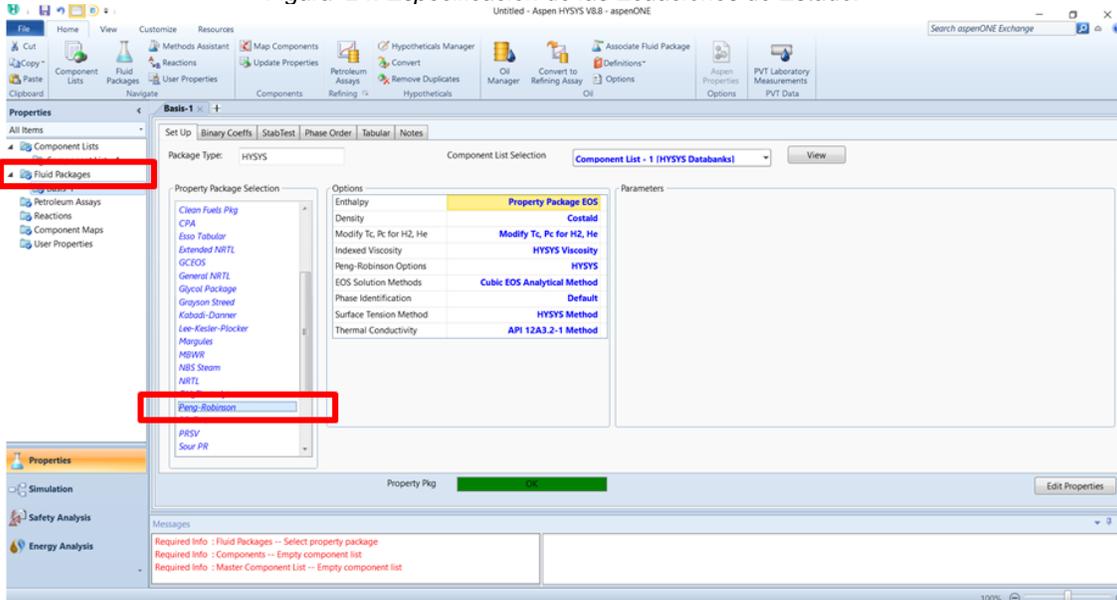
Figura 23. Especificación de componentes.



Una vez seleccionado los componentes, es momento de seleccionar el método de cálculo de propiedades termodinámicas, para ello nos dirigimos a la

carpeta “Fluid Packages”, la cual se encuentra del lado izquierdo dentro de la columna *Properties*, como se muestra en la figura 24. El modelo PENG-ROBINSON es recomendable para procesamientos de gas, procesos de refinería y petroquímica. También es recomendado para procesos con altas temperaturas y presiones.

Figura 24. Especificación de las Ecuaciones de Estado.

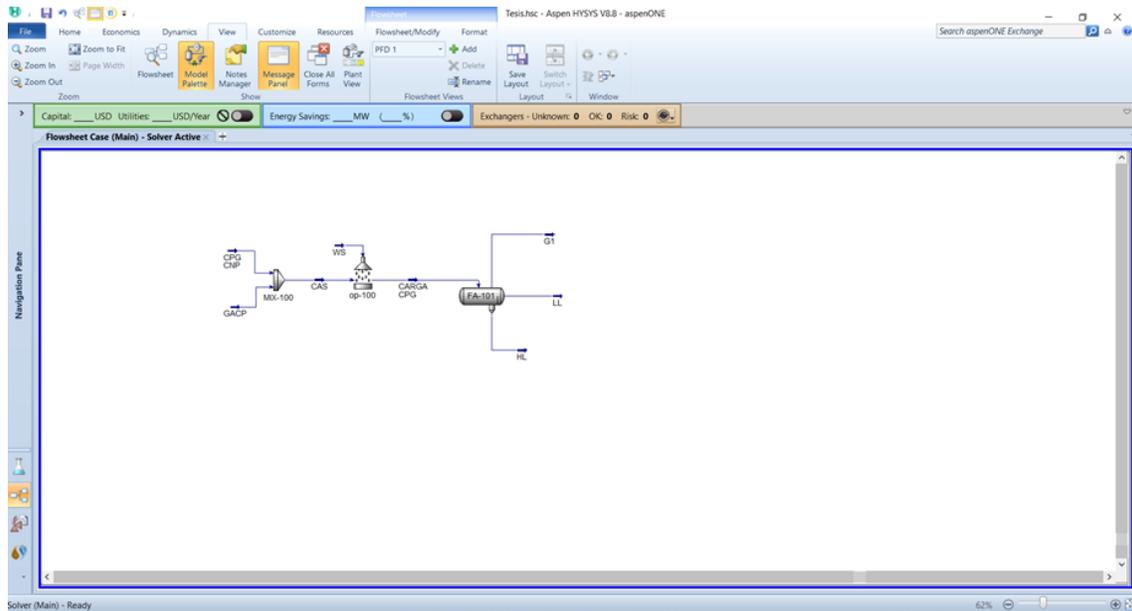


4.2 Simulación del proceso criogénico

La simulación tendrá tres escenarios diferentes a continuación se describe la simulación del escenario uno y dos que está basada en la configuración de turbo-expansión.

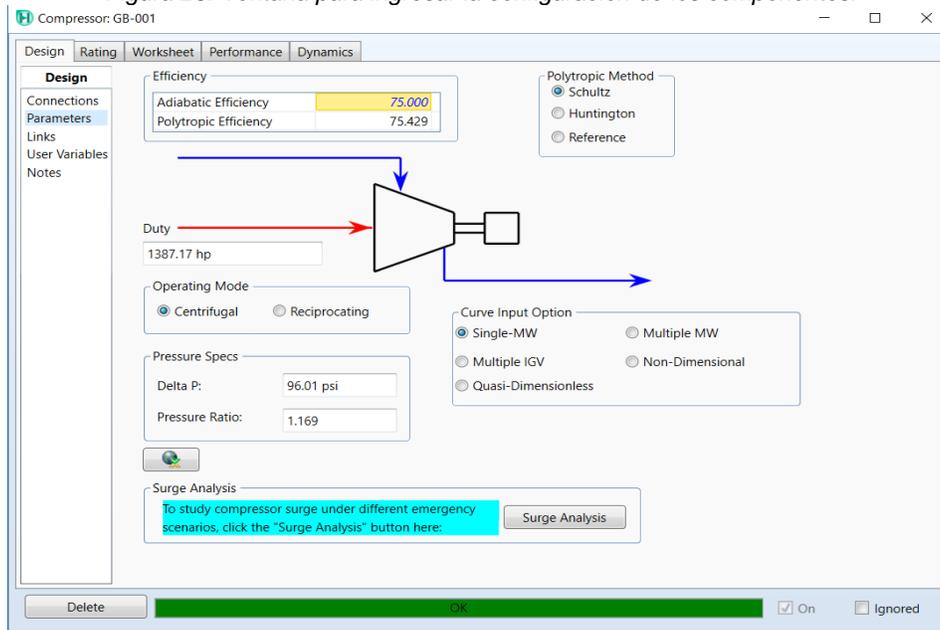
La primer etapa a simular corresponde a la recepción y separación de carga, para ello se consideran dos cargas de entrada: Gas húmedo proveniente del CPG Cactus / Ciudad Pemex (CPG CNP) y el Gas del Activo Cinco Presidentes (GACP), la composición está dada en la descripción de los escenarios, mientras que las condiciones de operación de acuerdo a la tabla 11, debido a que el gas que alimenta el proceso está saturado con agua, se coloca un *Saturate Unit Operation*, el cual permite saturar la carga de alimentación con agua a las condiciones de entrada. El gas se recibe en el tanque separador FA-101 como se muestra en la figura 25.

Figura 25. Simulación de la etapa de recepción y separación de carga.



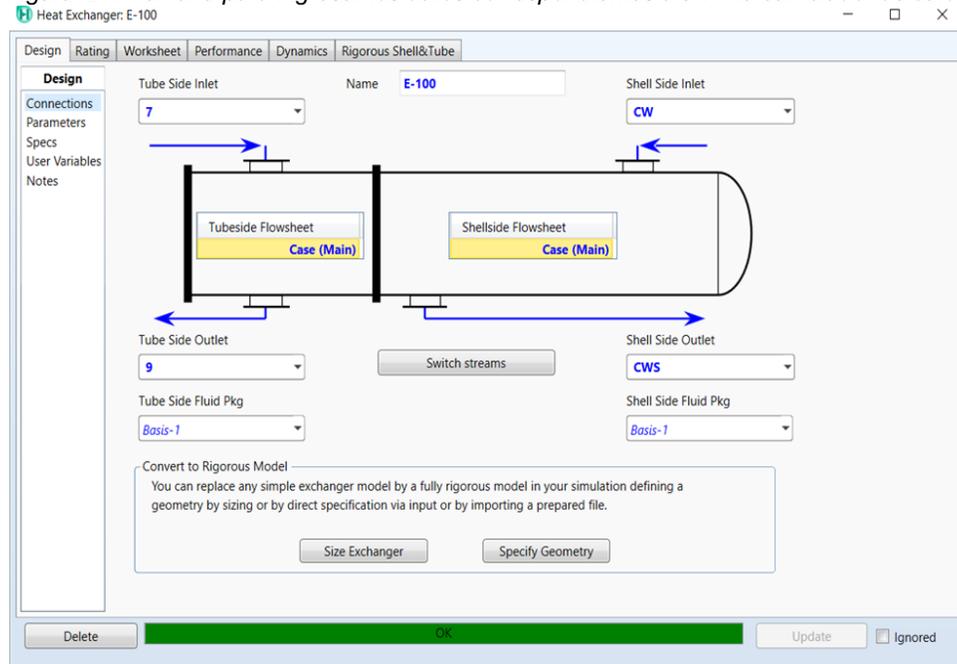
La fase gaseosa obtenida durante la separación de carga se comprime por medio del equipo GB-101, donde es comprimido hasta 46.75 kg/cm^2 . Dentro del ambiente de simulación se deben de especificar el tipo de compresor utilizado (centrífugo o reciprocante), la eficiencia (Adiabática o politrópica) y la presión de salida; la figura 26 muestra la ventana de las especificaciones del compresor.

Figura 26. Ventana para ingresar la configuración de los componentes.



A continuación, pasa por un enfriamiento de dos pasos; el primero por el EA-101 (agua) y el segundo paso a través del rehvador EA-102 de la torre desmetanizadora. La figura 27 muestra la ventana para las especificaciones de los intercambiadores de calor, donde se debe de especificar: el fluido que pasa por los tubos y la coraza, su caída de presión, temperaturas de salida, etc.

Figura 27. Ventana para ingresar los datos correspondientes a un intercambiador de calor.



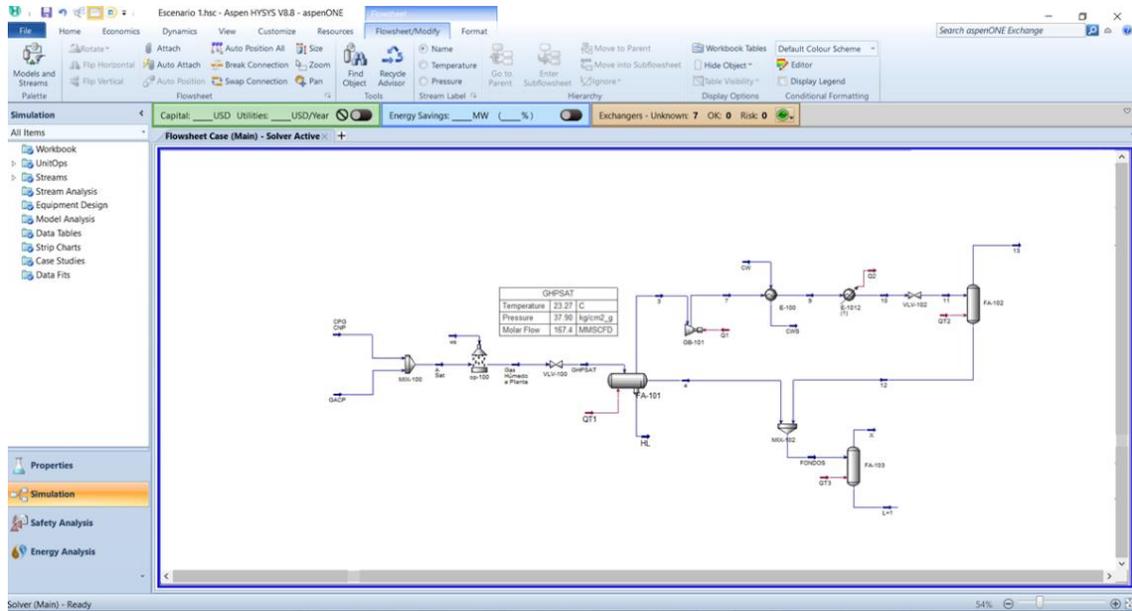
Al enfriar la corriente, se condensa algo de hidrocarburos y agua. Esta mezcla de hidrocarburos, agua y vapor son separados en el tanque FA-102, siendo este tanque el separador previo a la etapa de deshidratación, como se ilustra en la figura 28.

El gas proveniente del tanque FA-102 es deshidratado por la unidad FS-101 hasta una temperatura de rocío del agua (101°C) o menos. A partir del gas deshidratado comienza la sección criogénica, iniciando con el enfriamiento y la expansión.

El gas deshidratado pasa por un tren de enfriamiento (EA-107 al EA-108), donde intercambian calor el gas residual, la alimentación de la desmetanizadora,

los fondos de la desmetanizadora (propano) y propano refrigerante. La mezcla líquido-vapor resultante del enfriamiento es separada en el tanque FA-103.

Figura 28. Simulación del proceso en el CPG La Venta previo a la etapa de deshidratación.



El vapor entra al expansor GC-101 donde se expande hasta 15.5 kg/cm², produciendo una mezcla de dos fases, esta mezcla se separa en el domo de la demetanzadora, el líquido sigue como reflujo de la desmetanzadora y el vapor se combina con el proveniente del plato superior de la torre.

Mientras que el líquido del tanque FA-103 se expande hasta 17 kg/cm², la nueva mezcla resultante es enviada al tanque FA-104. El vapor de la separación instantánea se combina con el vapor de la desmetanzadora para formar el gas residual de la planta criogénica. Para la fase líquida, intercambiará calor con la corriente de gas de alimentación (EA-107) a la desmetanzadora.

La torre desmetanzadora DA-101 consiste en 40 platos, donde el líquido de salida del expansor es alimentado en el plato superior y el líquido del tanque (FA-104) es alimentado en el séptimo plato.

Dentro de la torre desmetanzadora es separado todo el metano de los licuables recuperados. Sirve para separar aproximadamente el 76% del CO₂ presente en la alimentación combinada, el cual saldrá con el destilado. Los fondos

de la desmetanizadora se bombean al tanque de almacenamiento de producto líquido FA-106, donde aproximadamente un 86% del etano de la alimentación combinada sale con los licuables.

Como se mencionó anteriormente, el gas residual intercambia calor con el gas de la alimentación de tal modo que se aprovecha la energía útil; esta corriente llega hasta una temperatura de 15°C, siendo esta temperatura la solicitada en los límites de batería del CPG.

El gas residual es dividido en diferentes corrientes: Gas combustible a deshidratación de crudo, autoconsumo, gas residual a bombeo neumático y gas residual al CENAGAS. El gas que será enviado al CENAGAS fluye a las compresoras GB-102 A/B las cuales descargan a los post-enfriadores de gas residual (EA-110 A,B,C y D), que lo enfrían hasta 37°C y una presión de 35 kg/cm².

Los fondos de la desmetanizadora, líquidos provenientes del tanque FA-103, son juntados en el tanque de almacenamiento FA-104, los cuales serán bombeados a Pajaritos. La figura 29 muestra la simulación completa de la planta criogénica de La Venta.

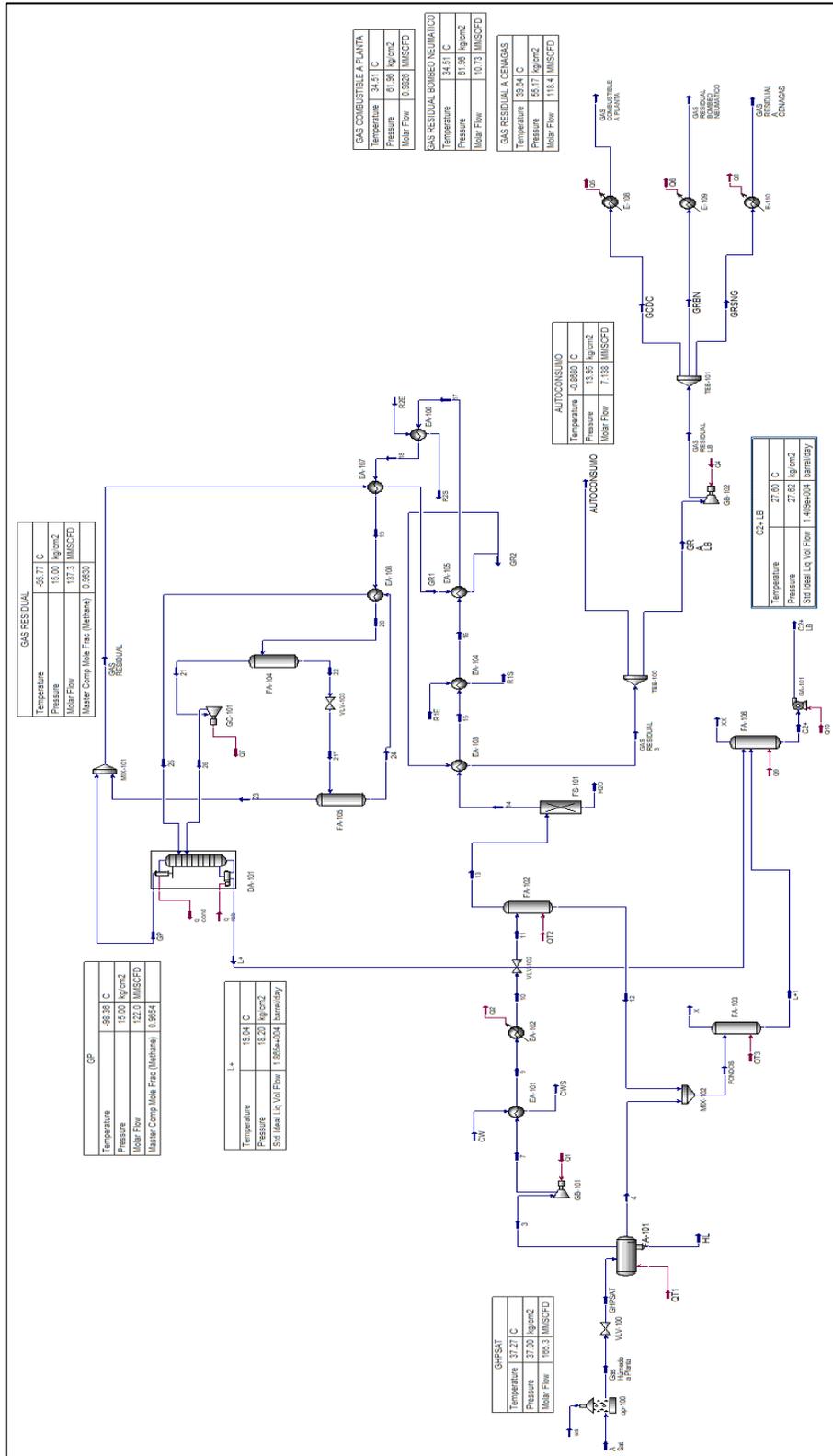


Figura 29. Simulación del escenario 1, operando con 165 MMpcd.

Capítulo 5

Análisis de Resultados y Conclusiones

5.1 Análisis de resultados

En este capítulo se presentan las tablas de resultados obtenidas a consecuencia de la simulación, y su correspondiente comparación con la composición y condiciones operativas propuestas en los escenarios.

Una vez terminada la simulación de los tres escenarios, se prosiguió a revisar los resultados obtenidos, para ello se verificó el balance de materia y energía. Cabe mencionar que para realizar este análisis se tomaron las principales corrientes de proceso.

El escenario uno permite establecer las condiciones operativas del proceso, de acuerdo con las siguientes consideraciones: operación a su máxima capacidad y la composición de carga máxima tolerable. Los datos obtenidos conceden la tolerancia operativa por unidad, las cuales serán de apoyo para los escenarios dos y tres.

En dicho escenario se observó que al operar a la máxima capacidad la torre desmetanizadora presenta problemas de convergencia cuando se extrae por el domo cantidades mayores a 125 MMpc, esto se debe a que la composición de metano es del 99%, es decir, obtenemos una recuperación de licuables al 100%.

Al ser un escenario ideal, podemos observar que los límites permisibles de temperatura dentro de la desmetanizadora son: $-115.2\text{ }^{\circ}\text{C}$ para el domo, mientras que para los fondos es de -32.77°C . Para el tren de intercambio de calor el principal problema presentado fue el cruzamiento de temperaturas en los intercambiadores EA-101, EA-103 y EA-105.

Las temperaturas en el tren de enfriamiento están relacionadas directamente a la corriente de salida del domo de la torre desmetanizadora, siendo una variable de control para la torre.

Utilizando las mismas características escenario uno, se realiza la simulación con una carga de 165MMpcd. Donde se obtiene una temperatura de -98.36°C para el domo y 19°C para los fondos. Se extraen 122 MMpc de gas residual tiene una composición del 96.54% en metano, así mismo, se tiene una recuperación del 68% del etano contenido del gas de la alimentación. Así mismo, ya no se presentó cruzamiento de temperaturas en el tren de enfriamiento.

La composición del gas y la carga de alimentación a la planta para los escenarios dos y tres es la misma. Para el escenario dos tenemos un gas residual con una composición del 87.42% en metano y una recuperación del 21% del etano. Las temperaturas en la torre son de -87 °C y 27°C para el domo y los fondos respectivamente.

Finalmente, para el escenario tres se realizaron dos simulaciones, en la primera se extrae de la torre desmetanizadora 130 MMpc y en la segunda 132 MMpc. Este escenario tiene una división de dos corrientes existentes en el proceso, y lo cual permite obtener una mejor recuperación del etano contenido en el gas de alimentación y a su vez aumenta la composición del metano en el gas residual.

La corriente a la entrada del tren de enfriamiento es dividida en dos a una proporción de 70-30%, la corriente con mayor flujo pasa por el tren de enfriamiento y la parte restante pasa a un nuevo intercambiador, finalmente forma parte de la alimentación a la torre. Con esta primera división en la corriente de alimentación pasamos de una composición del 87.42% al 89.94% en metano.

La tabla 17 muestra la variación en composición de metano para el gas residual de acuerdo con la proporción utilizada en la corriente a la entrada del tren de enfriamiento, tomando como base la composición obtenida del escenario dos.

Tabla 17. Composición en metano para el gas residual de la torre desmetanizadora al dividir la corriente de alimentación al tren de enfriamiento

Proporción (%)	Composición (%)
70-30	87.42
80-20	89.06
60-40	90.62

La segunda corriente que es dividida es la proveniente del tanque separador FA-105 a una proporción 80-20%, donde la corriente de mayor flujo se combina con el gas residual de la desmetanizadora y la parte restante sirve de alimentación a la torre, esta corriente se divide debido a que si se incorpora en su totalidad disminuye la composición en metano del gas residual total.

Con la división de las corrientes de proceso el beneficio se ve reflejado en la recuperación de etano ya que esta pasa del 21% al 62%. Utilizando la nueva configuración se corre una nueva simulación la modificación se presenta en la cantidad de gas residual extraído en la torre de 130 MMpc pasa a 132 MMpcd. Donde se observa una baja del 1.3% de composición en metano. Las temperaturas en la torre son de -93 °C y 29°C para el domo y los fondos respectivamente.

La tabla 18 muestra la composición del gas residual obtenida para los tres escenarios propuestos, el gas residual está conformado por la combinación de la corriente proveniente del domo de la torre desmetanizadora y el tanque de separación FA-105. Para dichos escenarios se cumplen con los rangos establecidos en la NOM-001-SECRE-2010 para cada componente.

Es importante mencionar que el N₂ permanece en su totalidad en la corriente del gas residual, siendo el nuevo componente a tratar.

Tabla 18. Composición del gas residual obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.

Escenario (MMpcd)	Composición (%Mol)										
	C ₁	C ₂	C ₃	NC ₄	IC ₄	NC ₅	IC ₅	C ₆₊	N ₂	CO ₂	H ₂ O
1: (182)	99.30	0.60	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00
1: (165)	96.30	3.34	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.30	0.00
2: (165)	87.42	7.50	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.93	0.08	0.00
3: (165)	91.16	3.57	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.14	0.09	0.00
3: (165)*	89.86	4.95	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.07	0.09	0.00

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

Mientras que, en la tabla 19, "Composición de los líquidos condensables", vemos que son cargas ricas en etano y propano, siendo el etano el principal componente para el condensado podemos ver que el escenario uno con 165MMpcd, cumple con esa característica. En los otros escenarios el mayor porcentaje es

ocupado por el propano, sin embargo, para la mayoría de los casos no se tiene metano, CO₂ y N₂. Sin embargo, parte del CO₂ debería de salir con los condensables.

Tabla 19. Composición de los condensados obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.

Escenario (MMpcd)	Composición (%Mol)										
	C ₁	C ₂	C ₃	NC ₄	IC ₄	NC ₅	IC ₅	C ₆₊	N ₂	CO ₂	H ₂ O
1: (182)	2.03	27.72	32.49	19.22	7.31	4.19	3.64	1.55	0.00	0.31	1.53
1: (165)	0.00	37.82	35.33	14.27	5.93	2.54	2.29	0.86	0.00	0.00	0.98
2: (165)	0.00	22.46	48.88	14.13	7.82	2.67	2.85	0.99	0.00	0.00	0.21
3: (165)	0.00	37.21	39.28	11.58	6.39	2.20	2.35	0.82	0.00	0.00	0.17
3: (165)*	0.00	34.10	41.59	11.98	6.64	2.26	2.41	0.84	0.00	0.00	0.18

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

La tabla 20 muestra las condiciones de los productos en límites de batería. Analizando los datos podemos observar que no hay variación para la temperatura y presión, esto se debe al control de entrega. En cuanto al flujo se proporcionó un valor fijo al gas utilizado para bombeo neumático ya que la entrega es necesaria para llevar a cabo las actividades exploración y producción por parte de las Empresas Productoras del Estado (PEP).

Tabla 20. Condiciones de los productos en L.B. obtenidos utilizando el simulador Aspen Hysys.

Productos	Estado físico	Escenario	Presión (kg/cm ²)	Temp. (°C)	Flujo (MMpcd)
Gas residual a CENAGAS	Gas	1: (182)	34.75	34.51	122.4
		1: (165)	34.75	34.51	118.4
		2: (165)	34.75	34.51	123.7
		3: (165)	34.75	34.51	118.6
		3: (165)*	34.75	34.51	120.3
Gas BN	Gas	1: (182)	34.75	34.51	10.73
		1: (165)	34.75	34.51	10.73
		2: (165)	34.75	34.51	10.73
		3: (165)	34.75	34.51	10.73
		3: (165)*	34.75	34.51	10.73
Gas combustible	Gas	1: (182)	34.75	34.51	1.37
		1: (165)	34.75	34.51	0.98
		2: (165)	34.75	34.51	1.50
		3: (165)	34.75	34.51	1.00
		3: (165)*	34.75	34.51	1.17
Licuales (C2+)	Líquido	1: (182)	27.48	27.62	8,192
		1: (165)	27.60	27.62	14,090
		2: (165)	27.48	27.62	14,870
		3: (165)	27.62	27.63	17,670
		3: (165)*	27.60	27.62	17,340

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

Ahora bien, la tabla 21 muestra la capacidad y el LMTD para cada intercambiador de calor que conforma el tren de enfriamiento. Para poder llegar a estos valores, la simulación se realizó en dos etapas, en la primera se colocaron intercambiadores de calor que permitían tener un pre-balance de energía permitiendo tener el proceso completo, es decir, la torre DA-101 tenía que converger. La segunda etapa consistía en cambiar los intercambiadores por aquellos que permitían utilizar las dos corrientes involucradas en la transferencia de calor.

Tabla 21. Condiciones de operación de los intercambiadores de calor del tren de enfriamiento.

Intercambiador	Escenario	Capacidad (BTU/h)	LMTD (F)
EA-103	1: (182)	7.01E+06	64.99
	1: (165)	6.35E+06	46.49
	2: (165)	7.03E+06	32.34
	3: (165)	4.92E+06	90.27
	3: (165)*	4.92E+06	90.27
EA-104	1: (182)	1.26E+07	12.77
	1: (165)	1.14E+06	12.77
	2: (165)	1.16E+07	12.77
	3: (165)	8.15E+06	12.77
	3: (165)*	8.15E+06	12.77
EA-105	1: (182)	7.34E+06	63.43
	1: (165)	6.65E+06	40.54
	2: (165)	6.65E+06	26.88
	3: (165)	4.66E+06	71.58
	3: (165)*	4.66E+06	71.58
EA-106	1: (182)	1.08E+07	20.68
	1: (165)	9.77E+06	20.68
	2: (165)	9.56E+06	20.68
	3: (165)	6.69E+06	20.68
	3: (165)*	6.69E+06	20.68
EA-107	1: (182)	1.17E+07	78.69
	1: (165)	1.06E+07	51.42
	2: (165)	1.01E+07	32.16
	3: (165)	2.50E+06	63.59
	3: (165)*	7.04E+06	63.59
EA-108	1: (182)	4.31E+06	25.14
	1: (165)	3.90E+06	
	2: (165)	3.57E+06	20.10
	3: (165)	2.50E+06	20.10
	3: (165)*	2.50E+06	20.10

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

Durante el desarrollo de la etapa de enfriamiento, el mayor problema presentado era el cruce de temperaturas en los intercambiadores: gas residual-gas de carga.

Para el caso del intercambiador EA-101, se utiliza como servicio auxiliar agua de enfriamiento, se colocó un intercambiador tipo coraza y tubos, la tabla 22 muestra los resultados obtenidos. Este intercambiador debía cumplir con las condiciones en L.B. de la torre de enfriamiento CT-401.

Tabla 22. Condiciones de operación del intercambiador EA-101.

Intercambiador	Escenario	Capacidad (BTU/h)	LMTD (F)
EA-101	1: (182)	1.15E+07	24.23
	1: (165)	1.04E+07	24.23
	2: (165)	1.01E+07	12.55
	3: (165)	3.19E+06	12.55
	3: (165)*	3.19E+06	12.55

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

Mientras que para la unidad EA-102, el cual corresponde al rehervidor de la torre DA-101, se tomó la decisión de colocar un intercambiador que permita llevar a cabo el cambio de temperatura para la corriente de alimentación del compresor GB-101 y el cual cumpliera con las condiciones operativas del sistema.

Para la torre desmetanizadora (DA-101) se especificó el número de platos, así como el plato donde se alimenta la carga, el reflujo para el condensador y el rehervidor, la temperatura y presión de operación. La tabla 23 muestra la configuración de la torre para los tres escenarios.

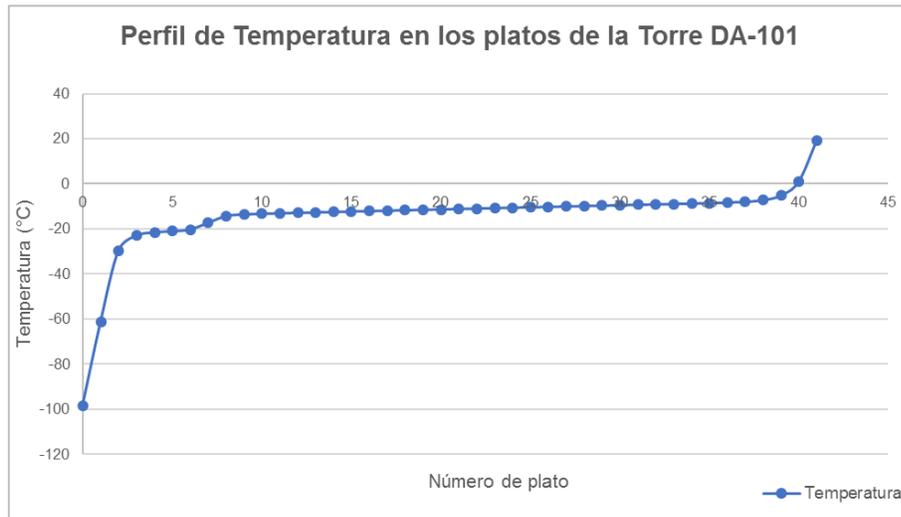
Tabla 23. Condiciones de operación de la torre DA-101.

DA-101	Escenarios				
	1: (182)	1: (165)	2: (165)	3: (165)	3: (165)*
No. de platos	40	40	40	40	40
Alimentación en los platos	1,7	1,7	1,7	1,7, 21, 13	1,7, 21, 13
Presión domo (Kg/cm ²)	15	15	15	15	15
Presión del fondo (Kg/cm ²)	18.2	18.2	18.2	18.2	18.2
Flujo a la salida del domo (MMpcd)	125	130	130	130	132
Temperatura en el domo (°C)	-78	-98	-87	-87	-87
Temperatura en el fondo (°C)	-10	19	27	27	27
Flujo a la salida fondo (bbl/d)	25,406	18,650	14,864	17,337	17,337

*Nota: Se extrae de la torre 132 MMpc de gas residual por el domo.

El perfil de temperatura para la torre DA-101 se muestra en la gráfica 1; a pesar de que se realizaron tres escenarios con diferentes cargas, su comportamiento es similar.

Gráfica 1. Perfil de temperatura de la torre DA-101.



Así mismo, la gráfica 2 muestra el perfil de presión, al igual que el perfil de temperatura su comportamiento es similar para los escenarios simulados.

Gráfica 2. Perfil de presión de la torre DA-101.



Ahora bien, en las tablas 24, 25 y 26 se observan las condiciones de los compresores y el expansor, el compresor GB-101 y expansor GC-101 conforman el turbo-expansor del proceso, debido a que el GB-101 utiliza la energía generada por

el GC-101. Los cambios significativos se observan en la potencia utilizada potencia utilizada para cada escenario.

Tabla 24. Condiciones operativas del compresor GB-101.

GB-101	Escenarios				
	1: (182)	1: (165)	2: (165)	3: (165)	3: (165)*
Tipo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo
Potencia (hp)	4,435	4,021	3,209	3,209	3,209
Eficiencia (%)	75	75	75	75	75
Presión de salida (kg/cm ²)	47.78	47.78	47.78	47.78	47.78
Temperatura de salida (°C)	68.81	68.81	50.67	50.67	50.67
Fracción de vapor	1	1	1	1	1
Flujo (MMpcd)	182.35	165.32	165.14	165.14	165.14

Tabla 25. Condiciones operativas del compresor GB-102.

GB-102	Escenarios				
	1: (182)	1: (165)	2: (165)	3: (165)	3: (165)*
Tipo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo
Potencia (hp)	7,183	7,179	7,699	6,527	6,527
Eficiencia (%)	75	75	75	75	75
Presión de salida (kg/cm ²)	35.1	35.1	35.1	35.1	35.1
Temperatura de salida (°C)	74.22	83.57	91.14	52.86	52.86
Fracción de vapor	1	1	1	1	1
Flujo (MMpcd)	134.47	130.14	135.93	132.24	132.24

Tabla 26. Condiciones operativas del expansor GC-101.

GC-101	Escenarios				
	1: (182)	1: (165)	2: (165)	3: (165)	3: (165)*
Tipo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo
Potencia (hp)	2,044	1,748	1,959	1,440	1,440
Eficiencia (%)	75	75	75	75	75
Presión de salida (kg/cm ²)	17	18	16.85	16	16
Temperatura de salida (°C)	-88.34	-86.63	-88.84	-90.39	-90.39
Fracción de vapor	0.93	0.94	0.94	0.94	0.94
Flujo (MMpcd)	127.11	115.23	117.76	82.43	82.43

Cabe mencionar que la potencia obtenida para los expansores y compresores no corresponde a un solo equipo, normalmente esa potencia está repartida entre

dos o tres unidades. La elección de números de equipos depende de las especificaciones de estos.

Finalmente, las tablas 27, 28, 29, 30 y 31 muestran las condiciones y composiciones de las corrientes más representativas del proceso para los tres escenarios.

Tabla 27. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 1 con una carga de 182 MMpcd.

Corriente	GHPSAT	21	23	25	GP	L+	Gas Residual	C2+
Componentes (mol)	Carga de la planta	Alimentación plato 7 DA-101	Fracción gaseosa del FA-105	Alimentación domo DA-101	Gas Residual DA-101	Líquidos condensables DA-101	Gas residual para L.B.	Condensables para L.B
C ₁	0.80	0.93	0.94	0.32	1.00	0.12	0.99	0.02
C ₂	0.11	0.06	0.05	0.29	0.00	0.46	0.01	0.28
C ₃	0.05	0.01	0.00	0.23	0.00	0.25	0.00	0.32
NC ₄	0.02	0.00	0.00	0.09	0.00	0.09	0.00	0.19
IC ₄	0.01	0.00	0.00	0.04	0.00	0.04	0.00	0.07
NC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.01	0.00	0.04
IC ₅	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.04
C ₆₊	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.02
N ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02
Flujo (MMpcd)	182.37	127.11	16.85	38.04	125.00		141.85	
bb/d				22,407.16		25,406.65		8,192.09
Temp. (°C)	37.27	-52.78	-75.24	-57.42	-115.21	-32.77	-109.88	26.50
Presión (kg/cm ²)	37.00	44.76	17.83	17.48	15.00	18.20	15.00	18.20
Fracción vapor	1.00	1.00	1.00	0.16	1.00	0.00	0.99	0.00

Tabla 28. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 1 con una carga de 165 MMpcd.

Corriente	GHPSAT	21	23	25	GP	L+	Gas Residual	C2+
Componentes (mol)	Carga de la planta	Alimentación plato 7 DA-101	Fracción gaseosa del FA-105	Alimentación domo DA-101	Gas Residual DA-101	Líquidos condensables DA-101	Gas residual para L.B.	Condensables para L.B
C ₁	0.80	0.93	0.94	0.32	0.97	0.00	0.96	0.00
C ₂	0.11	0.06	0.05	0.29	0.03	0.47	0.03	0.38
C ₃	0.05	0.01	0.00	0.23	0.00	0.33	0.00	0.35
NC ₄	0.02	0.00	0.00	0.09	0.00	0.12	0.00	0.14
IC ₄	0.01	0.00	0.00	0.04	0.00	0.05	0.00	0.06
NC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.03
IC ₅	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.02	0.00	0.02
C ₆₊	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01
N ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01
Flujo (MMpcd)	165.33	115.24	15.28	34.48	122.00		137.28	
bb/d				20314.18769		18,650.04		14085.43344
Temp. (°C)	37.27	-52.78	-75.24	-57.42	-98.36	19.04	-95.77	26.50
Presión (kg/cm ²)	37.00	44.76	17.83	17.48	15.00	18.20	15.00	18.20
Fracción vapor	1.00	1.00	1.00	0.16	1.00	0.00	1.00	0.00

Tabla 29. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 2 con una carga de 165 MMpcd.

Corriente	GHPSAT	21	23	25	GP	L+	Gas Residual	C2+
Componentes (mol)	Carga de la planta	Alimentación plato 7 DA-101	Fracción gaseosa del FA-105	Elimentación domo DA-101	Gas Residual DA-101	Líquidos condensables DA-101	Gas residual para L.B.	Condensables para L.B
C ₁	0.76	0.88	0.92	0.29	0.87	0.00	0.87	0.00
C ₂	0.09	0.05	0.05	0.26	0.08	0.23	0.07	0.22
C ₃	0.06	0.01	0.01	0.27	0.00	0.49	0.00	0.49
NC ₄	0.02	0.00	0.00	0.09	0.00	0.14	0.00	0.14
IC ₄	0.01	0.00	0.00	0.05	0.00	0.08	0.00	0.08
NC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.03	0.00	0.03
IC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.03	0.00	0.03
C ₆₊	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01
N ₂	0.04	0.06	0.03	0.00	0.05	0.00	0.05	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo (MMpcd)	165.16	117.76	13.40	33.83	130.00		143.39	
bbl/d				20,268.76		14,864.30		14,870.53
Temp. (°C)	25.03	-52.78	-72.74	-55.13	-86.10	41.15	-84.99	26.50
Presión (kg/cm ²)	38.93	44.76	17.83	17.48	15.00	18.20	15.00	18.20
Fracción vapor	1.00	1.00	1.00	0.13	1.00	0.00	1.00	0.00

Tabla 30. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 3 con una carga de 165 MMpcd (130 MMpcd DA-101).

Corriente	GHPSAT	21	23	25	GP	L+	Gas Residual	C2+
Componentes (mol)	Carga de la planta	Alimentación plato 7 DA-101	Fracción gaseosa del FA-105	Elimentación domo DA-101	Gas Residual DA-101	Líquidos condensables DA-101	Gas residual para L.B.	Condensables para L.B
C ₁	0.76	0.88	0.92	0.29	0.90	0.00	0.90	0.00
C ₂	0.09	0.05	0.05	0.26	0.05	0.34	0.05	0.34
C ₃	0.06	0.01	0.01	0.27	0.00	0.42	0.00	0.42
NC ₄	0.02	0.00	0.00	0.09	0.00	0.12	0.00	0.12
IC ₄	0.01	0.00	0.00	0.05	0.00	0.07	0.00	0.07
NC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.02
IC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.02
C ₆₊	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01
N ₂	0.04	0.06	0.03	0.00	0.05	0.00	0.05	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo (MMpcd)	165.16	82.44	9.38	23.68	132.00		139.50	
bbl/d				14,188.13		17,337.91		17,344.15
Temp. (°C)	25.03	-52.78	-72.74	-55.13	-93.15	29.34	-91.99	26.50
Presión (kg/cm ²)	38.93	44.76	17.83	17.48	15.00	18.20	15.00	18.20
Fracción vapor	1.00	1.00	1.00	0.13	1.00	0.00	1.00	0.00

Tabla 31. Composición y condiciones de las corrientes más representativas del proceso criogénico para el Escenario 3 con una carga de 165 MMpcd (132 MMpcd DA-101)

Corriente	GHPSAT	21	23	25	GP	L+	Gas Residual	C2+
Componentes (mol)	Carga de la planta	Alimentación plato 7 DA-101	Fracción gaseosa del FA-105	Elimentación domo DA-101	Gas Residual DA-101	Líquidos condensables DA-101	Gas residual para L.B.	Condensables para L.B
C ₁	0.76	0.88	0.92	0.29	0.90	0.00	0.90	0.00
C ₂	0.09	0.05	0.05	0.26	0.05	0.34	0.05	0.34
C ₃	0.06	0.01	0.01	0.27	0.00	0.42	0.00	0.42
NC ₄	0.02	0.00	0.00	0.09	0.00	0.12	0.00	0.12
IC ₄	0.01	0.00	0.00	0.05	0.00	0.07	0.00	0.07
NC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.02
IC ₅	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.02
C ₆₊	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00	0.01
N ₂	0.04	0.06	0.03	0.00	0.05	0.00	0.05	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo (MMpcd)	165.16	82.44	9.38	23.68	132.00		139.50	
bbl/d				14,188.13		17,337.91		17,344.15
Temp. (°C)	25.03	-52.78	-72.74	-55.13	-93.15	29.34	-91.99	26.50
Presión (kg/cm ²)	38.93	44.76	17.83	17.48	15.00	18.20	15.00	18.20
Fracción vapor	1.00	1.00	1.00	0.13	1.00	0.00	1.00	0.00

5.2 Conclusiones

Las importaciones se han cuadruplicado en la última década, mientras que la producción nacional de gas natural va en decaimiento, esto se debe al cambio de composición del gas proveniente de los yacimientos. No es factible depender de las importaciones de GN por ducto o como GNL, para reducir el riesgo de problemas energéticos.

Se verificó que al definir las entradas del modelo (variables), estas no fueran aleatorias o bien que cuenten con un grado de incertidumbre con ello se evita errores al correr el modelo. Las variables para manipular fueron: las fracciones de recuperación de los compuestos, cargas de los intercambiadores, temperatura y presión tanto en corrientes como en equipos.

Los valores obtenidos durante el proceso de simulación fueron validados de la siguiente manera:

- Para las unidades de proceso las condiciones de operación fueron asignadas con forme a la literatura, además del apoyo de las áreas de planeación y operativa del CENAGAS se verificó que los valores de presión y temperatura estuvieran en rango con base en los reportes operativos diarios.
- Se comparó la composición de los productos obtenidos en la simulación con los reportados en las tablas 9 y 10 para el gas residual y etano-licuables respectivamente. Adicionalmente se verificó que la composición del gas residual se encuentre bajo los rangos de la NOM-001-SECRE-2010.

Durante las simulaciones, se logró demostrar que la planta es capaz de recuperar el 68 % del etano contenido en el gas de alimentación. Normalmente el gas residual que sale de la torre tiene una temperatura que va de -94°C a -87°C . Adicionalmente, se observa que con el gas residual sale la totalidad de N_2 y CO_2 . La temperatura y presión de entrega a límites de batería depende de las condiciones operativas del gasoducto interconectado a la planta.

La relación de gas procesado con respecto al gas residual típicamente se encuentra del 75% al 80%.

La planta debe ser capaz de enfriar el gas de alimentación, para lograr que el etano pueda licuarse teniendo una mayor eficiencia en la recuperación de condensados. Para aumentar dicha eficiencia implica recircular parte del gas residual de la planta y/o tener varias corrientes de alimentación a la torre demetanizadora.

Es importante ajustar correctamente el flujo de gas de reciclo y/o las corrientes de alimentación por ejemplo las utilizadas en el escenario tres, ya que, en caso de exceder el recomendado, se provoca arrastre de hidrocarburos pesados, como consecuencia tenemos la reducción en la eficiencia de la planta.

El escenario tres constituye la principal técnica para la exploración de futuros posibles que permitirá tomar decisiones estratégicas, con las premisas siguientes:

- Mantener la capacidad de procesamiento de gas
- Aumentar la recuperación de etano
- Emplear la mayor cantidad de los equipos existentes

Recomendaciones:

1. El cambio en la composición de gas proveniente de los yacimientos no permite tener procesos eficientes dentro de los complejos procesadores de gas en el sureste del país. En términos generales el nitrógeno se ha convertido en el contaminante a tratar, su remoción es independiente al proceso criogénico, para ello es necesaria la unidad de recuperación de nitrógeno NRU, por sus siglas en inglés *Nitrogen Rejection Unit*.
2. Una vez que son aprobadas las modificaciones a la planta, se debe de realizar una serie de actividades adicionales relacionadas con el personal responsable de la operación como son:

- Modificación de la filosofía de Control y Operación de la planta
- Actualización de Procedimientos de Operación y Mantenimiento
- Actualización de Diagramas de Tubería e Instrumentación
- Actualización de Procedimientos de emergencia
- Capacitación al personal

Bibliografía

Aburto, A. (2006). La licuefacción de los gases o hacia las bajas temperaturas. *Ciencias* 82, 52-61.

Alvarado, L. (Agosto de 2016). Metodología para la Selección, Desarrollo y Planeación de Proyectos Aplicado a una Planta Criogénica (Tesis de Maestría). Ciudad Universitaria, Ciudad de México, MX.

AspenTech. (1 de 2017). *Aspen Technology, Inc.* Obtenido de <http://home.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus>

Castellan, G. (1984). *Fisicoquímica*. Pearson Educación.

Chemstations. (1 de 2017). *Chemstations Focused on process simulation*. Obtenido de http://www.chemstations.com/About_Us/

Cortes Araiza, G. (2012). *Análisis y Simulación de la Planta de Hidrógeno de la Reconfiguración de la Refinería de Minatitlán Veracruz (Tesis de Licenciatura)*. México, D.F.

CRE. (2016). *Informe mensual de calidad de gas natural y reportes fuera de especificación*. Obtenido de <http://www.gob.mx/cre/documentos/cenagas-pemex-sistema-nacional-de-gasoductos>

Creus Solé, A. (1989). *Simulación de procesos con PC*. España, Barcelona: Marcombo .

De la Vega Navarro, A., Facultad de Economía, U., & Ramírez Villagas, J. (2015). Shale Gas in México. Resources, Exploitation, Uses and Impacts. *Economía, UNAM*, 79-105.

Economides, M. (2009). *Advanced Natural Gas Engineering*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.

EIA. (2015). Mexico International Energy data and analysis. U.S. Energy Information Administration.

- Ewan, D. (Marzo de 1975). Why cryogenic processing (investigating the feasibility of a cryogenic turbo expander plant). ORTLOFF.
- Flores López, M. P. (1 al 30 de junio de 2017). Curso General y Básico de Gas natural y Operación de Gasoductos. Ciudad de México, México: Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias .
- Flynn, T. M. (2005). *Cryogenic Engineering. Second Edition Revised and Expanded*. Lousville, Colorado, U.S.A.: Marcel Dekker.
- García, J. M. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. *Revista Digital de la Universidad Nacional Autónoma de Zacatecas*, 1-9.
- GOB.MX. (2013-2018). *Gobierno de Tabasco*. Obtenido de <http://www.huimanguillo.gob.mx/>
- Joint Organisations Data Initiative. (2016). JODI Gas Manual. Arabia Saudita.
- Kidnay, A., & Parrish, W. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. United States: CRC Press.
- Loyo, J. J. (2008). Planeación General de una Planta Criogénica (Tesis de Licenciatura). D.F. , México.
- Lyons, W. (1996). *Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering. Volume 2*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Lyons, W. (1996). *Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering. Volume 1*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Márquez, M. (1988). La Industria del Gas Natural en México. *Problemas del Desarrollo. Revista Latinoamericana de Economía*, 39-67.
- Martínez Sifuentes, V. H. (2000). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza Valdés.
- Mendoza de la Fuente, D., & Salazar, A. (2009). La Producción de Fertilizante a Partir de Gas Natural (Tesis de Licenciatura). IPN.

- Mokhatab, S., & Poe, W. (2006). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing.
- Munson, S. (2015). *Contents Under Pressure: The Complete Handbook of Natural Gas Transportation*. Houston, Texas: Ingram Printing.
- Munson, S. (3 al 6 de julio de 2017). Curso avanzado de Los Ciclos del Negocio de Transporte de Gas Natural. Ciudad de México, México: EnerSoft Consulting.
- Odetti, H. (2006). *Química General*. Santa Fé, Argentina: Universidad Nacional del Litoral.
- Ontiveros, J. A. (2004). Introducción a la Operativa de Desarrollo de Proyectos Industriales, para el Desarrollo de una Planta de Procesos para la Eliminación de Nitrógeno del Gas Natural Techint, S.A. de C.V. Santiago de Querétaro, Querétaro: Universidad Tecnológica de Querétaro.
- Ortiz Camargo, J. L. (2014). Potencial del Gas Natural en México (Tesis de Licenciatura). México, D.F.: Facultad de Ingeniería, UNAM.
- PEMEX. (2015). *PGPB*. Obtenido de <http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/>
- PRO/II, S. (1 de 2017). *Schneider Electric Software, LLC*. Obtenido de <http://software.schneider-electric.com/products/simsci/design/pro-ii/>
- Ramírez Avelar, M. (abril de 2005). Desarrollo de Módulos de Simulación de Procesos en Ingeniería Química (Tesis de Licenciatura). San Salvador.
- Santos, J. (2007). Criterios de Mejora Operacional en Proyectos de Plantas Criogénicas Mediante Análisis Exergéticos (Tesis de Licenciatura). D.F., México.
- SEDIGAS. (2015). *Informe Anual 2015. El gas en Europa y en el mundo*. . Asociación Española del Gas.

- SENER. (2010). *Sistema de Información Energética (SIE)*. Obtenido de <http://sie.energia.gob.mx/>
- SENER. (2016). *Prospectiva de Gas Natural 2016-2030*. Secretaría de Energía.
- Vargas, M. (2012). Los Hidrocarburos y el Gas Natural en Bolivia. *Presupuesto & Construcción*, 58-61.
- Vásquez, G., & Escalante, C. (1987). Panorama de Gas Natural en América Latina. *Problemas del Desarrollo. Revista Latinoamericana de Economía* , 47-59.
- Villegas, L. E. (2007). Simulación en HYSYS de los Procesos Productivos de ENAP Magallanes (Tesis de Licenciatura). Universidad de Magallanes.
- Viscidi, L., & Sucre, C. (2015). *Perspectiva del mercado de gas natural en Latinoamérica y el Caribe*. Inter-American Development Bank.
- Wiley, J. (2006). Chapter 13. Cryogenic Systems. En J. Wiley, *Mechanical Engineers Handbook: Energy and Power* (págs. 465-530). Myer Kutz.
- Zamora, M. d. (2015). Conceptos Fundamentales de la Ingeniería de Producción de Gas Natural. (*Tesis de Licenciatura*). Ciudad Universitaria, D.F.

Anexos

A. Nomenclatura

BM	Bombeo neumático
°C	Grados Celsius
CPG	Complejo Procesador de Gas
CRR	Cold Residue Reflux – Proceso de Reflujo de Residuo Frío
CRE	Comisión Reguladora de Energía
GJ	Gigajoule
GJ/Mmpcd	Gigajoule por millones de pies cúbicos diarios
GN	Gas Natural
GNL	Gas Natural Licuado
GSP	Gas Subcooled Process – Proceso de Subenfriamiento de Gas
H_i	Poder calorífico inferior
H_s	Poder calorífico superior
IOR	Improved Overhead Recycle – Proceso de Recirculación del Cabezal Mejorado
K	Kelvin
m³	Metro cúbico
MJ/m³	Megajoule por metro cúbico
MMpcd	Millones de pies cúbicos diarios
MBD	Miles de barriles diarios
NOM	Norma Oficial Mexicana
L.B.	Límites de Batería
OHR	OverHead Recycle – Proceso de Recirculación en el Cabezal
PEP	Pemex Exploración y Producción
PGPB	Pemex Gas y Petroquímica Básica
RSV	Recycle Split Vapor – Proceso de Regulación del Separador de Vapor
RSVE	Recycle Split Vapor with Enrichment – Proceso de Regulación del Separador de Vapor con Enriquecimiento

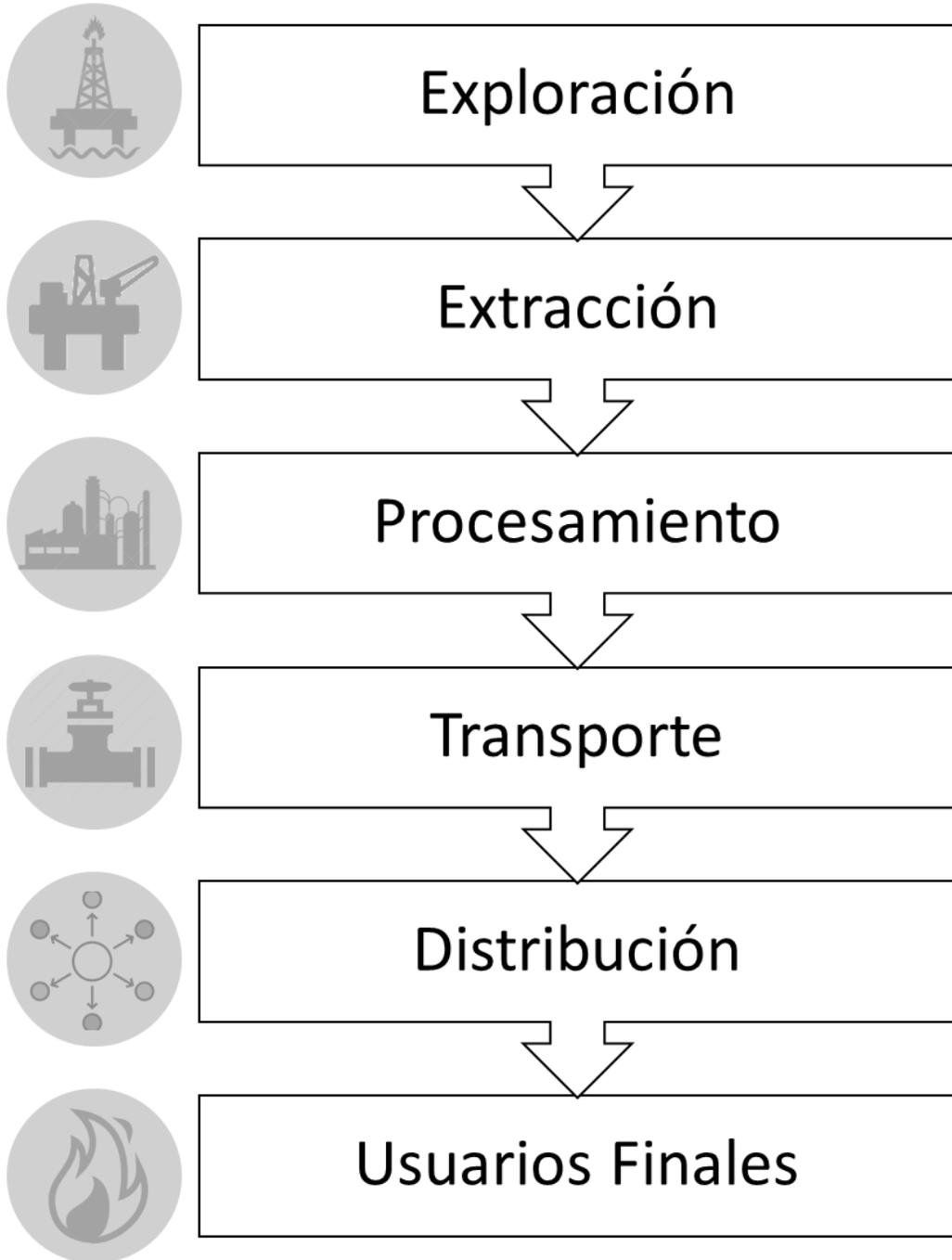
SCORE	Single Column Overhead Recycle – Proceso de recirculación del Cabezal de la Columna Sola
SENER	Secretaría de Energía
SFR	Split-Flow Reflux – Proceso del Reflujo del Separador del Vapor
SISTRANGAS	Sistema de Transporte y Almacenamiento Nacional Integrado de Gas Natural
SNG	Sistema Nacional de Gasoductos

B. Glosario.

Bombeo Neumático	Se refiere a la inyección de gas a presión que, mezclado con el petróleo permite la elevación de éste hacia la superficie.
Calidad del gas natural	Composición y conjunto de características fisicoquímicas que posee el gas natural de acuerdo con las propiedades siguientes: poder calorífico, densidad, índice Wobbe, factor de compresibilidad y punto de rocío.
Condiciones base	Condiciones correspondientes a la presión absoluta de 98.07 kPa y temperatura de 293.15 K.
Condiciones estándar	Condiciones correspondientes a la presión absoluta de 101.325 kPa y temperatura de 288.15 K.
Centro Procesador de Gas	Instalación en la que se lleva a cabo el endulzamiento del gas amargo y el procesamiento del gas dulce resultante, para la extracción, mediante el proceso criogénico y de fraccionamiento, de los hidrocarburos líquidos contenidos en el gas natural.
Criogénica	Proceso de bajas temperaturas, mediante el cual separa y elimina cualquier componente del gas que pudiera afectar los sistemas de transporte y distribución, como dióxido de carbono, vapor de agua e hidrocarburos pesados.
Distribución	Actividad de comercializar el gas natural mediante gasoductos.
Ductos	Instalación para la conducción de gas natural licuado (GNL) o gas natural
Índice Wobbe	Es la relación del poder calorífico superior (Hs) por unidad de volumen con respecto a la raíz cuadrada de la densidad relativa (ρ_r).

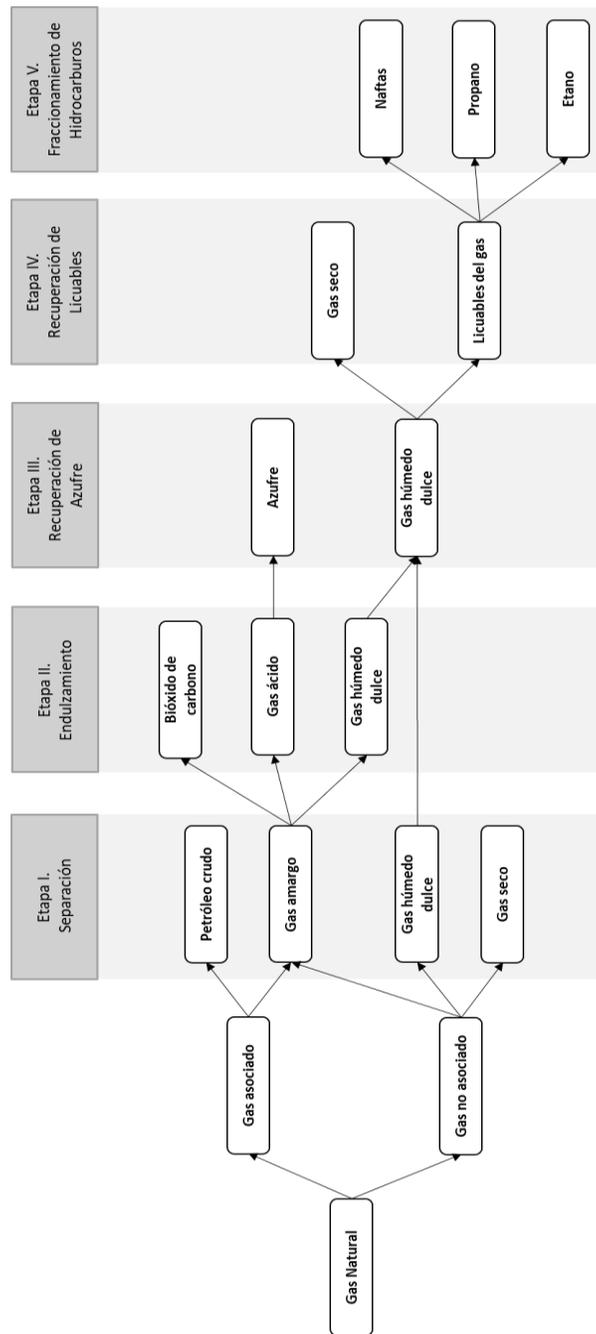
Gas Natural Comprimido	Gas seco almacenado a una presión de 200-250 atmósferas en estado gaseoso dentro de un recipiente.
Gasoductos	Sistema o conjunto de instalaciones que sirven para el transportar el gas natural procedente de las plantas de procesamiento.
Poder calorífico superior	Cantidad de energía térmica producida por la combustión completa a presión constante de una unidad de volumen medido en base seca de gas natural con aire, a condiciones estándar, cuando se mantiene a 288.15 K y la entalpía del agua formada durante el proceso de combustión se determina en fase líquida.
Poder calorífico inferior	Cantidad de energía térmica producida por la combustión completa a presión constante de una unidad de volumen medido en base seca de gas natural con aire, a condiciones estándar, cuando los productos de la combustión se mantienen a la misma temperatura en estado gaseoso.
Punto de inyección	Punto físico en un sistema de ductos en donde se inyecta gas natural del productor y/o punto de transferencia de custodia.
Transporte	Recepción, conducción y entrega del gas natural, por medio de ductos.
Usuario	Persona que adquiere gas.

C. Cadena de suministro del gas natural.



Fuente: Elaboración propia, con base en The Complete Handbook of Natural Gas Transportation Contents Under Pressure.

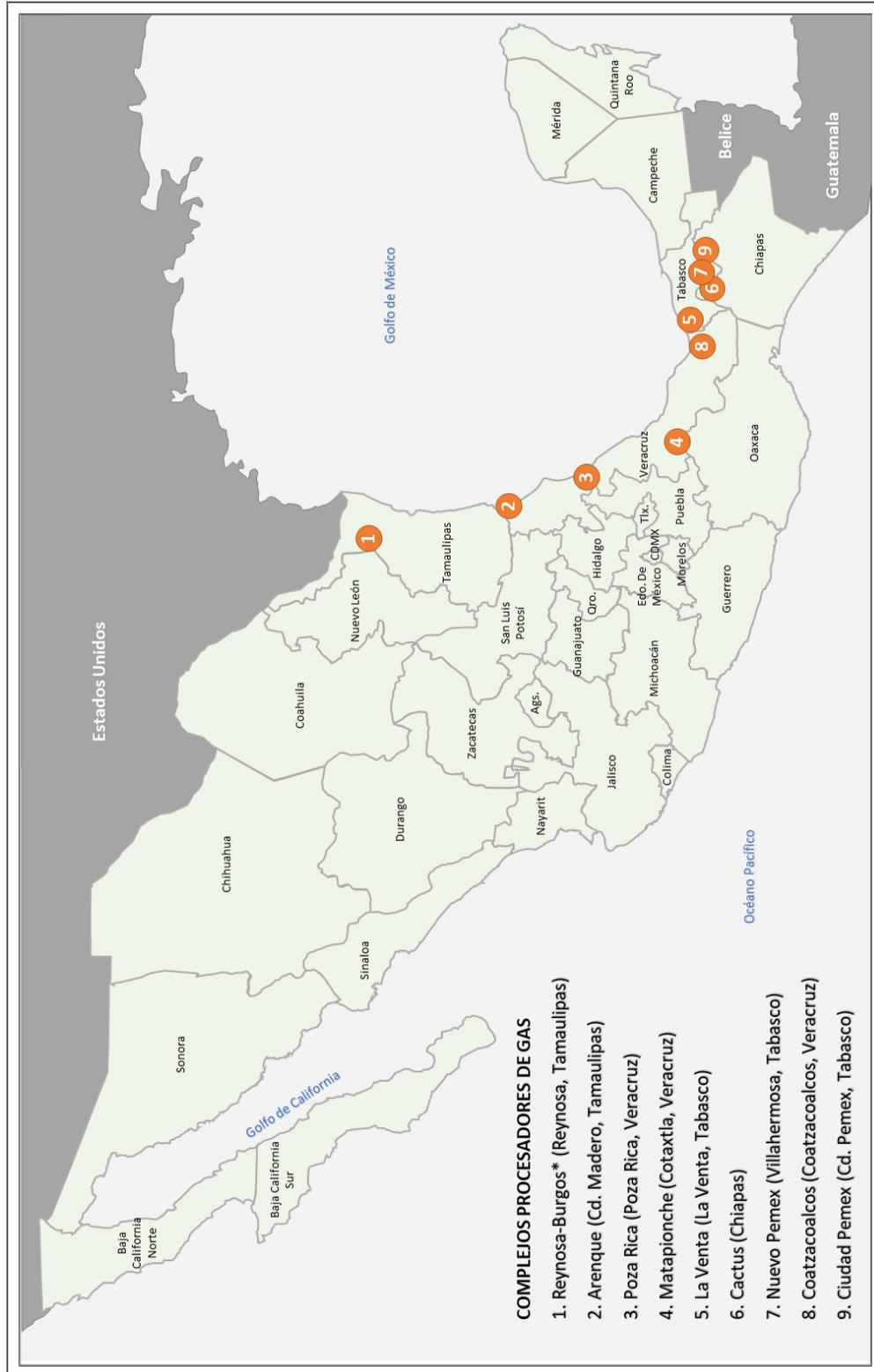
D. Diagrama de Bloques de los diferentes procesos de separación dentro de un complejo procesador de gas.



Fuente: Pemex PGPB.

La integración de los diferentes procesos de separación dependerá de la composición y condición de las cargas de entrada y salida del complejo.

E. Complejos Procesadores de Gas Natural en México



Fuente: Elaboración propia, con base en datos de Pemex.

F. Capacidad instalada en los Complejos Procesadores de Gas.

CPG	Inicio de operación	Tipo de proceso	Cantidad	Capacidad total
Área Coatzacoalcos	1972	Criogénico	2	222 MMpcd
		Fraccionamiento	2	217 Mbd
		Recuperación de azufre	1	10 td
Arenque	2003	Endulzamiento de gas	1	34 MMpcd
		Recuperación de azufre	1	13 td
		Criogénico	1	33 MMpcd
Cactus	1974	Endulzamiento de gas	10	1,960 MMpcd
		Recuperación de azufre	5	1,513 td
		Criogénico	4	1,275 MMpcd
		Fraccionamiento	1	104 Mbd
		Endulzamiento de líquidos	2	48 Mbd
Ciudad Pemex	1958	Endulzamiento de gas	4	1,290 MMpcd
		Recuperación de azufre	2	816 td
		Criogénico	2	915 MMpcd
		Eliminación de nitrógeno	1	630 MMpcd
La Venta	1972	Criogénico	1	182 MMpcd
Matapionche	1981	Endulzamiento de gas	2	109 MMpcd
		Recuperación de azufre	2	40 td
		Criogénico	1	125 MMpcd
Nuevo Pemex	1984	Endulzamiento de gas	2	800 MMpcd
		Recuperación de azufre	2	800 td
		Endulzamiento de condensados	2	96 Mbdp
		Criogénico	3	1,500 MMpcd
		Fraccionamiento	2	208 Mbdp
Poza Rica	1951	Endulzamiento de gas	1	230 MMpcd
		Recuperación de azufre	1	64 td
		Criogénico	1	290 MMpcd
		Fraccionamiento	1	22 Mbd
Reynosa*	1955	Absorción	1	350 MMpcd
		Fraccionamiento	1	17.6 Mbd

**Actualmente fuera de operación*

Fuente: Elaboración propia, con base en datos de Pemex.

G. Simuladores de proceso comerciales.

Como se mencionó en el capítulo dos existen diversos paquetes de software de simulación utilizados en la ingeniería química; son los siguientes:

Aspen Plus: forma parte de la familia AspenTech, siendo una herramienta de modelado de procesos en diseño conceptual, optimización y análisis. Fue desarrollado en 1970. Este simulador posee bases de datos que incluyen comportamientos de iones y de electrolitos, simulador estacionario y secuencial modular, las últimas versiones permiten la metodología orientada a ecuaciones. Posee herramientas que permiten el cálculo de costos y optimización del proceso. Posiblemente el más utilizado dentro de la industria química, petroquímica, procesamiento de gas y aceites, industria del papel, generación de energía, metales y minerales etc.

Aspen plus permite la regresión de datos experimentales, el diseño preliminar de los diagramas de flujos, realizar balances de materia y energía rigurosos usando los modelos de equipos y optimizar on-line las unidades de proceso (AspenTech, 2017).



Figura 30. Logo de AspenTech. Fuente: Aspen Technology, Inc.

CHEMCAD: creado en 1984 fue vendido por McGraw Hill, luego fue desarrollado por Chemstations Inc. Este software es utilizado para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos. Contiene bases de datos de componentes químicos, métodos termodinámicos y paquetes de módulos que permite realizar:

- Cálculo y diseño de intercambiadores de calor (CC-THERM).
- Simulación de destilaciones dinámicas (CC-DCOLUMN).
- Simulación de reactores por lotes (CC-ReACS).

- Simulación de destilación por lotes (CC-BATCH)
- Simulación de redes de tuberías (CC-SAFETY NET)

La simulación se realiza en régimen dinámico y procesos discontinuos. Es útil para las industrias de procesos farmacéuticos, biocombustible y exploración de petróleo y gas (Chemstations, 2017).



Figura 31. Logo de CHEMCAD. Fuente: Chemstations, Inc.

PRO II: Es un simulador en estado estacionario con posibilidad de realizar simulaciones en régimen dinámico (paquete PROTISS), permite el diseño de procesos y el análisis operativo. Realiza balances de masa y cálculos rigurosos del balance energético. También se tiene la posibilidad de incluir código de programación en VISUAL BASIC.

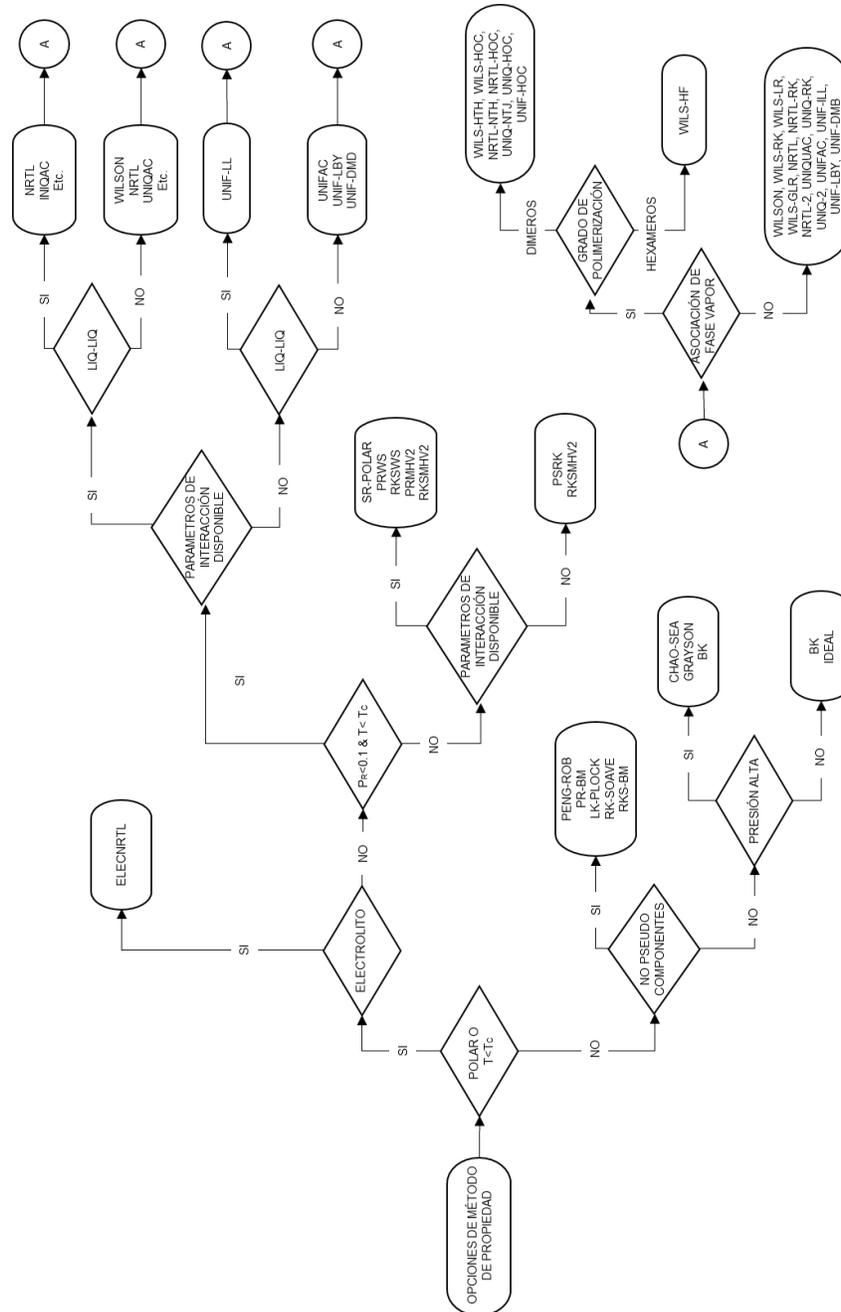
A partir de la versión 6.0 se incluyen nuevas características y unidades de operación: horno, separaciones por membrana, electrolitos para polímeros y aplicaciones para simular columnas. Puede ser utilizado en petróleo, refinería, petroquímica, polímeros, farmacéutica, etc (PRO/II, 2017).



Figura 32. Logo de PRO/II. Fuente: Schneider Electric Software, LLC.

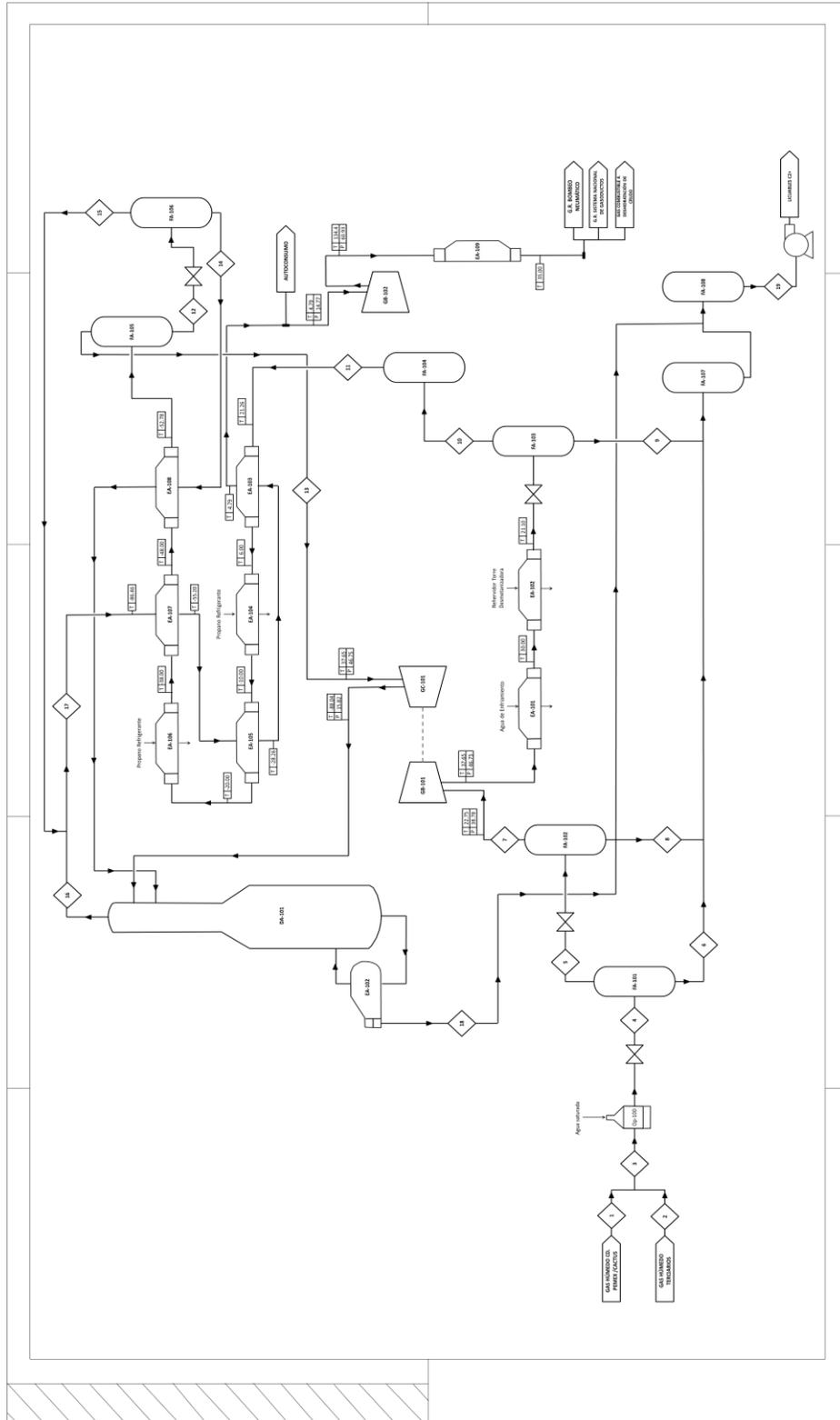
H. Selección del modelo de cálculo de propiedades termodinámicas.

Diagrama de flujo para la selección del modelo de propiedades termodinámicas en Aspen.



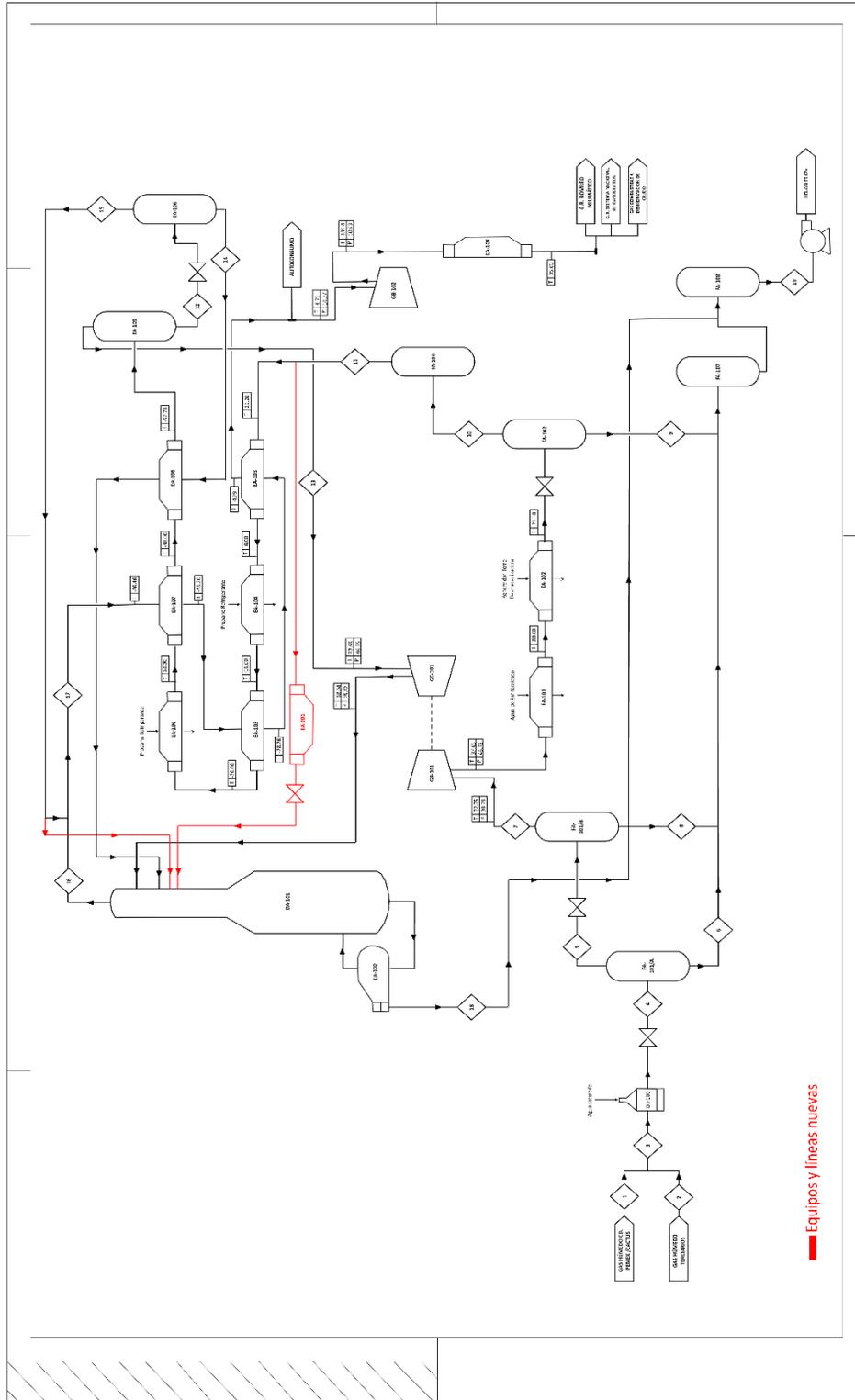
Fuente: Rivera Toledo, Martín. Fundamentos de Simulación de Procesos. UNAM, México, 2015.

I. Diagrama de Flujo de Proceso.



Fuente: Elaboración propia.

J. Diagrama de Flujo de Proceso Escenario 3.



Fuente: Elaboración propia.