



**UNAP**

**ESCUELA DE FORMACION PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA**

**TESIS:**

***“SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON  
TRIETILEN GLICOL (TEG), UTILIZANDO SOFTWARE ASPEN HYSYS EN LA FIQ-UNAP”***

**Autores**

**JUAN CARLOS NUÑEZ RODRIGUEZ**

**CHRISTIAN FERNANDO CUMPA BARDALES**

**Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico**

**IQUITOS – PERU**

**2015**

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA AMAZONIA PERUANA**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA**

Tesis sustentada el 29 de Mayo del 2015 en el Auditorio de la Facultad de Ingeniería Química, siendo aprobado por Unanimidad con el calificativo de Buena.

**MIEMBROS DEL JURADO**

-----  
Ing. Juan Manuel Rojas Amasifén, Dr.

Reg. CIP N° 21103

Presidente

-----  
Ing. Jorge E. Cornejo Orbe

Reg. CIP N° 93663

Miembro

-----  
Ing. José Perdíz Dávila

Reg. CIP N° 28256

Miembro

**ASESOR**

-----  
Ing. Víctor García Pérez

Reg. CIP N° 33277

Asesor

## DEDICATORIA

### CHRISTIAN FERNANDO CUMPA BARDALES

Esta tesis dedico a mi querido padre Juan Carlos Cumpa Sullón por el apoyo incondicional, sus sabias palabras para aconsejarme para seguir adelante y que desde el cielo al lado de nuestro creador todopoderoso siempre me está guiando y cuidando.

También dedico esta tesis a mi querida madre Zarela Bardales Mori por el apoyo incondicional recibido durante mi formación profesional por confiar en mí y enseñarme que siempre se debe ser perseverante en el cumplimiento de mis objetivos.

A mi querido hermano Richard Andred Cumpa Bardales dedico esta tesis por el apoyo incondicional y compañía muchas veces en las noches de desvelo con la finalidad de cumplir nuestra primera meta que es ser un profesional competente.

A mis amigos de estudio y docentes de la prestigiosa facultad de Ingeniería Química ya que sin el apoyo de ellos no sería posible el desarrollo de este ejemplar.

## DEDICATORIA

JUAN CARLOS NUÑEZ RODRÍGUEZ

Esta tesis dedico a mis padres Maritza Rodríguez y Herman Núñez por el apoyo incondicional recibido durante mi formación profesional por confiar en mí y enseñarme que se debe ser perseverante en el cumplimiento de mis objetivos, además agradezco a mis amigos y hermanos de estudios por la compañía en las noches de desvelo con la finalidad de cumplir nuestra primera meta que es ser un profesional competente.

## AGRADECIMIENTO

Expresamos nuestro agradecimiento a:

- A Dios, por haber permitido que logremos nuestros objetivos y culminar con éxito nuestra carrera Profesional.
- A todos los docentes de la F.I.Q. por brindarnos sus experiencia y en especial sus conocimientos durante el periodo de formación profesional.
- A los miembros del jurado por su gran apoyo desinteresado en la culminación de este trabajo.

## **Resumen**

En esta tesis se realizó la simulación del proceso de deshidratación del gas natural de la planta industrial de procesamiento de gas natural de Malvinas, cuya deshidratación en condiciones normales fue de **78.5714%**; la corriente de 243.6 MMSCFD (miles de pies cúbicos estándar) de gas natural que ingresa a este sistema está compuesta por 0.0014 fracción mol de Agua, 0.0054 fracción mol de CO<sub>2</sub>, 0.0050 fracción mol de N<sub>2</sub>, 0.8303 fracción mol de CH<sub>4</sub>, corriendo la simulación con el simulador ASPEN HYSYS V7.3 se verifica que se eliminan el 93.4133 % de agua desde el ingreso al scrubber hasta la salida de la etapa de contacto usando con absorbente al TEG este proceso se realiza en la contactora CAF-3110 toda esta simulación se realiza a presión constante, en la etapa de regeneración del TEG según la simulación la pérdida de TEG representa el 0.615% por tal motivo se considera que este proceso es muy eficiente según las condiciones del sistema establecidas en la simulación y la obtenida en condiciones de trabajo real de la planta es de 0.823% debido a la vaporización y arrastre en la contactora glicol – gas de regeneración.

## ÍNDICE

Resumen	
I. INTRODUCCIÓN	iv
II. JUSTIFICACION	vi
III. OBJETIVOS	
4.1. OBJETIVO GENERAL	ix
4.2. OBJETIVOS ESPEPCIFICOS	ix

### CAPÍTULO I FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1.	Definición de Gas Natural.	2
1.2.	Clasificación del Gas Natural.	3
1.2.1.	De acuerdo a su ubicación en el subsuelo	3
1.2.2.	De acuerdo a su composición	4
1.3.	Contaminantes del Gas Natural.	4
1.4.	Reseña Histórica y Comercio del Gas Natural.	11
1.4.1.	Reseña Histórica del Gas Natural	11
1.4.2.	Comercio del Gas Natural.	12
1.5.	Componentes del Gas Natural.	17
1.6.	Propiedades de los Gases Naturales.	18
1.7.	Energía Contenida en los Gases Naturales.	19
1.8.	Masa Específica del Gas Natural.	19

### CAPÍTULO II DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

2.1.	Introducción.	21
2.2.	Importancia del Proceso de Deshidratación del Gas Natural.	23
2.3.	Tipos de Procesos de Deshidratación.	24
2.4	Descripción de los Equipos Empleados en la Deshidratación.	29
2.4.1.	Separadores de Entrada (Scrubber).	29

2.4.2.	Torre Contactora (Absorbedor).	30
2.4.3.	Intercambiadores de Calor.	32
2.4.4.	Enfriador de TEG.	33
2.4.5.	Bombas de alimentación de TEG.	33
2.4.6.	Tanque Flash.	33
2.4.7.	Filtros Mecánicos.	35
2.4.8.	Filtro de Carbón activado.	35
2.4.9.	Rehervidor de TEG.	36
2.4.10.	Despojador o Columna del Rehervidor.	37

**CAPITULO III**  
**SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL**  
**GAS NATURAL**

3.1.	Simulación: definiciones e importancia.	42
3.1.1.	Etapas para realizar un estudio de simulación.	42
3.1.2.	Definición del sistema.	43
3.1.2.1	Jerarquía de sistemas.	46
3.1.3.	Formación del modelo.	48
3.1.3.1	Modelamiento.	48
3.1.3.2	Modelamiento Físico.	49
3.1.3.3	Modelamiento Matemático	49
3.1.3.4	Terminología de Modelos Matemáticos.	50
3.1.3.4.1	Modelos Deterministas Frente a Modelos Probabilistas.	51
3.1.3.4.2	Modelos Lineales Frente a Modelos no Lineales.	52
3.1.3.4.3	Modelos de Estado Estacionario Frente a Modelos de Estado no Estacionario.	52
3.1.3.4.4	Modelo Estático.	54
3.1.3.4.5	Modelo Dinámico.	54
3.1.3.4.6	Modelos de parámetro distribuido frente a modelos de parámetro Globalizado (o agrupado).	55
3.1.4.	Colección de datos.	58

3.1.5.	Implementación del modelo.	58
3.1.6.	Simulación en Ingeniería Química.	59
3.1.7.	Uso del simulador Aspen Hysys V 7.3	60

## **CAPÍTULO IV**

### **MODELO GENERAL PARA LA SIMULACIÓN EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL**

4.1.	Simulación del proceso de deshidratación del gas natural.	71
4.2.	Simulación en cada uno de los equipos del proceso.	71
4.2.1.	Simulación en el SCRUBBER VBF-4270 del tren principal de Deshidratación.	71
4.2.2.	Simulación en la contactora CAF-3110.	73
4.2.2.1	Composición en fracción masa de las corrientes de ingreso a la contactora CAF-3110.	73
4.2.2.2	Composición de las corrientes de salida después de correr la simulación en la contactora CAF- 3110.	74
4.2.3.	Simulación en los equipos de deshidratación del gas de regeneración.	76
4.2.3.1	Simulación en el SCRUBBER del gas de regeneración.	76
4.2.3.2	Simulación en la contactora del gas de regeneración CAF-3800.	79
4.3	Simulación en el tanque Flash VBD-3180.	82
4.4	Simulación en el intercambiador de calor EAP-3170.	85
4.5	Simulación en la Columna regeneradora de TEG, CBA-3240.	87
4.6	SIMULACIÓN TOTAL DEL PROCESO	90
4.7	RESULTADOS OBTENIDOS	91
	DISCUSIÓN	96
	CONCLUSIONES	97
	RECOMENDACIONES	98
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	99

## I. INTRODUCCIÓN

La industria del gas natural ha alcanzado un gran desarrollo en la actualidad debido a que es una fuente energética económica y de alto poder calorífico, con muchas aplicaciones y facilidades de uso. Desde el punto de vista petroquímico se requiere un gas completamente limpio, por lo cual se deberán extraer previamente ciertas sustancias contaminantes.

El gas natural tal y como se extrae de los yacimientos, se presenta generalmente a condiciones de saturación en cuanto al contenido de agua en forma de vapor. Esta condición implica que cualquier disturbio de presión y/ o temperatura en las tuberías o equipos de proceso pueden originar condensación de agua. Este fenómeno es indeseable debido a la alta corrosividad de los gases naturales en contacto con el agua a condiciones dinámicas dentro de las instalaciones. Por ende, es esencial lograr la extracción del agua libre lo más cercano posible a las estaciones de producción y luego la remoción del vapor de agua para facilitar su transporte y procesamiento sin riesgo de condensación de agua adicional. El punto de rocío se define como la mínima temperatura a la cual podría enfriarse un gas sin precipitar la fase de agua. Este punto de rocío se fija por diseño en el proceso de deshidratación, definiendo el contenido de agua del gas en función de la presión y la temperatura del mismo. Uno de los principales procesos para acondicionar el gas natural para su transporte y comercialización es la deshidratación o extracción del agua presente en la corriente de gas.

La mayor parte de las instalaciones de deshidratación emplean la absorción física con TEG. Durante las últimas décadas el **trietilenglicol** ha tenido una extensa aplicación a nivel mundial como solvente en la deshidratación del gas natural debido a su baja volatilidad, óptimas propiedades higroscópicas, estabilidad térmica y demás propiedades fisicoquímicas en fase acuosa lo que se traduce en un excelente

rendimiento en la absorción del vapor de agua hasta valores por debajo de 7 lb/ MMSCF (Libras por millones de pies cúbicos estándar).

Una planta de deshidratación consiste de varias unidades de proceso, de mayor importancia son las unidades contactora y regeneradora. La primera proporciona el contacto contracorriente del gas de alimentación con el glicol. En esta unidad se logra la transferencia de masa del vapor de agua del gas a agua de solución en el glicol, formando el glicol rico en el fondo de la torre.

El glicol rico se envía al regenerador para ser despojado del agua absorbida a presión atmosférica y elevadas temperaturas. El glicol regenerado (glicol pobre), es nuevamente recirculado al contactor para repetir el ciclo de absorción.

El tratamiento que se le da al gas natural para colocarlo en las condiciones deseadas implica una inversión, la necesidad de reducir en las plantas los costos operativos lleva a considerar diversas alternativas que generen una mayor eficiencia a menor costo.

La Planta de Procesamiento de Gas Malvinas se encuentra a orillas del Río Urubamba, a 431 Km. al este de la ciudad de Lima y aproximadamente a 40 Km. de la cabeza de pozos de los Clústers. La planta de gas Malvinas ha sido diseñada para deshidratar el gas y recuperar los líquidos del gas natural.

El vapor de agua asociado al gas natural, es uno de los contaminantes más comunes en el gas dado los inconvenientes que puede ocasionar tanto en procesos posteriores a los que pudiere estar sometido, como para su transporte a áreas de tratamiento y consumo.

La deshidratación del gas natural es la remoción del agua en estado vapor que está asociada con el gas. La cantidad de agua removida depende sobre todo de los requerimientos de contrato, limitaciones económicas y el tipo de deshidratación usado.

El sistema de deshidratación de la Planta de Gas Malvinas ha sido diseñado para utilizar trietilen glicol (TEG) para deshidratación del gas

ya que se requiere temperaturas de punto de rocío muy bajas (que muy difícilmente puede ser alcanzado con otros agentes deshidratantes), y por lo tanto, una mayor remoción del vapor de agua presente en el gas; para que luego el gas ya deshidratado sea sometido al proceso criogénico.

## **II. JUSTIFICACIÓN**

El desarrollo del presente trabajo se justifica por lo siguiente:

1. El gas natural es materia prima de muchos productos petroquímicos. No obstante, su aplicación más frecuente es la generación de calor.
2. El gas natural es una fuente de energía en abundancia.
3. El gas natural es el combustible que menos contamina.
4. Actualmente la importancia en el uso del gas natural a nivel mundial, se incrementa, debido a que es un compuesto menos contaminante, por lo que al ser combustionado en los motores de combustión interna, disminuye la emisión de gases de efecto invernadero, que están deteriorando el medio ambiente; por lo que su uso contribuye al mejoramiento de la calidad del aire y disminuye la emisión de dióxido de carbono, uno de los principales gases de efecto invernadero.
5. La utilización de Software de simulación, como el simulador Aspen Hysys V7.3, permite realizar estimados de producción, si se lleva el proceso a nivel industrial.
6. La ventaja que presenta la simulación en un proceso productivo, es debido que a partir de datos reales (los que se utilizarán para obtener un modelo matemático si no existe y/o validar los resultados obtenidos al resolver el modelo o la simulación en si) se pueden obtener información que permitirán el análisis, la síntesis y la optimización, además no se requiere una gran cantidad de experimentos (lo que incrementa el costo y

desestabiliza la operación de cualquier planta de proceso) ya que si el modelo utilizado es el adecuado, la reproducibilidad de resultados es excelente. El reto del desarrollo tecnológico para el desarrollo de nuevos procesos y mejora de los existentes fue la principal motivación para el desarrollo de la simulación de procesos

7. El presente trabajo, permitirá promover en docentes y estudiantes, el uso de herramientas virtuales con tecnología moderna, para la elaboración y aplicación de Software en las diferentes ramas de la ingeniería de procesos químicos.

8. La importancia de la simulación de procesos, radica en lo siguiente:

Es una de las más grandes herramientas de la ingeniería química, la cual se utiliza para representar un proceso mediante otro que lo hace mucho más simple y entendible.

La Simulación es una de las herramientas más importantes y más interdisciplinarias. El usuario define la estructura del sistema que quiere simular. Una corrida del programa de simulación correspondiente le dice cuál será el comportamiento dinámico de su empresa o de la máquina que está diseñando. Así podemos ver los pronósticos para la demanda y utilidad de nuestro producto, o ver cuando un mecanismo pueda fallar en las condiciones adversas del ambiente donde funcionará.

Cabe mencionar la creciente importancia de la Simulación en la Investigación de operaciones y en sus aplicaciones industriales.

En los países altamente desarrollados la simulación es una herramienta principal en los procesos de toma de decisiones, en el manejo de empresas y la planeación de la producción. Los modelos a simular se convierten en la plataforma mínima a desarrollar sustentablemente, al disminuir el riesgo, adelantarse a la competencia, pero sobre todo se justifica al maximizar los recursos con un cliente satisfecho en los niveles de calidad y servicio. Un Modelo puede simular el comportamiento

financiero, mide el impacto de las decisiones operativas que se reflejan en la tasa de retorno de la inversión, Predice el efecto de una decisión en el largo plazo, el azar tiene cabida en función de efectos externos de un evento fuera de control de la empresa.

La Simulación hoy en día es cada vez más amigable para el usuario, que no tiene que ser un especialista en computación para poder hacer uso de ella y poder tener un pronóstico sobre un tema determinado.

**Algunas utilidades concretas que proporciona la simulación de procesos.**

1. Mejora la competitividad detectando ineficiencias motivada por la descoordinación entre secciones de una misma planta.
2. Anticipa lo que pasaría si cambiáramos variables como unidades a fabricar, operarios, maquinas, etc.
3. Informa de los costes reales por artículo, valorando el impacto real de cada lote dentro del total a fabricar.
4. Mejorará la competitividad de los egresados de la Facultad de Ingeniería Química

Por todo lo expuesto, creemos que se justifica el desarrollo del presente trabajo, es decir es muy importante determinar la eficiencia de producción de un producto a partir de estos resultados, se podrán tener datos para una producción real a nivel industrial.

### **III. OBJETIVOS**

#### **3.1 OBJETIVO GENERAL**

Simular el proceso de deshidratación del gas natural con trietilen glicol, utilizando software Aspen Hysys v 7.3, cuya principal funcionalidad es la Plataforma Windows, con interface gráfica a través de ventanas y cuadros de diálogo.

El software Aspen Hysys a utilizar para el desarrollo del presente trabajo, lo utilizaremos en forma libre, es decir sin haber adquirido la licencia respectiva, porque el trabajo final no representará ingresos a los sustentantes, es decir no será comercializado, sino exclusivamente con fines académicos.

#### **3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

1. Determinar el contenido de agua en el gas natural en función de sus condiciones operacionales y su composición.
2. Comprender las consecuencias de la presencia del agua como contaminante en los procesos asociados a la deshidratación del gas natural.
3. Establecer las características fundamentales del gas natural que permitan seleccionar algún proceso de acondicionamiento.
4. Determinar a través de la simulación el porcentaje de TEG perdido en el sistema de regeneración de TEG.
5. Determinar por medio de la simulación, el porcentaje de eliminación de agua, empleando el simulador.

# **CAPITULO I**

## **FUNDAMENTO TEORICO**

### **1.1. Definición de Gas Natural.**

El gas natural extraído de los yacimientos es un producto incoloro e inodoro, no tóxico y más ligero que el aire. Procede de la descomposición de los sedimentos de materia orgánica atrapada entre estratos rocosos.

Es una mezcla de hidrocarburos ligeros en la que el metano ( $\text{CH}_4$ ) se encuentra en grandes proporciones, dentro del reservorio se halla en fase gaseosa, o en solución con el crudo, y a condiciones atmosféricas permanece como gas. Puede encontrarse mezclado con algunas impurezas o sustancias que no son hidrocarburos, tales como ácido sulfhídrico, nitrógeno o dióxido de carbono.

Tanto los líquidos del gas natural (LGN) como el agua a venta deben cumplir con ciertas especificaciones para lo cual el gas se somete, previamente, a un proceso de acondicionamiento para remover el agua y los demás contaminantes.

El Gas Natural es el combustible más limpio de origen fósil, contribuye en la lucha contra la contaminación atmosférica, y es una alternativa energética que destaca por su creciente participación en los mercados mundiales de la energía. El gas natural se utiliza extensivamente en usos residenciales, comerciales e industriales.

Es la energía dominante para la calefacción casera. La aplicación del gas natural también está aumentando rápidamente para la generación y cogeneración de energía eléctrica, y como combustible del transporte.

## 1.2. Clasificación del Gas Natural.

### 1.2.1. De acuerdo a su ubicación en el subsuelo:

- ✓ Gas Asociado: Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el crudo del yacimiento. Este, a su vez, puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas en solución (disuelto) y se encuentra como gas húmedo amargo.

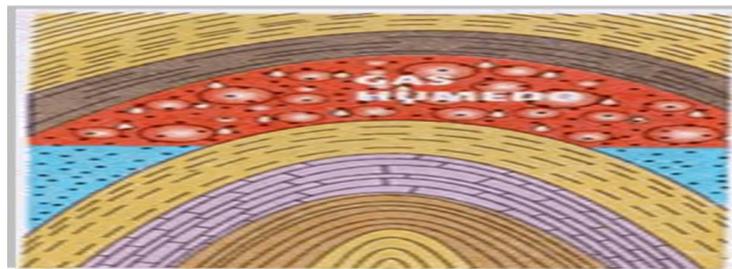


Figura 1.2.1 Yacimiento de Gas Asociado

- ✓ Gas No Asociado: Es aquel que se encuentra en yacimiento que no contiene crudo, que se encuentra a las condiciones de presión y temperatura originales y puede hallarse como gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco.



Figura 1.2.1 Yacimiento de Gas No Asociado

**1.2.2. De acuerdo a su composición:**

- ✓ Gas Rico (húmedo): Es aquel gas natural del cual se puede obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos ( $C^{3+}$ ) debido a que contiene alta proporción de componentes pesados. Es bastante utilizado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.
- ✓ Gas Pobre (seco): Esta formado prácticamente por metano (85 % - 90%). Se utiliza directamente como combustible o en mantenimiento de presión de yacimientos, también en la producción de hidrogeno.
- ✓ Gas Condensado: Es una mezcla (asociado) con hidrocarburos gaseosos y líquidos en yacimiento de gas condensado.
- ✓ Gas Agrio: Es aquel que contiene impurezas como  $H_2S$  y  $CO_2$  los cuales son altamente corrosivos sobre todo el primero.
- ✓ Gas Dulce: Es aquel que no contiene o contiene muy poco (trazas) de  $H_2S$  y  $CO_2$ .

**1.3. Contaminantes del Gas Natural.**

El gas natural tiene, también cantidades menores de gases inorgánicos, como el Nitrógeno, el Dióxido de Carbono; Sulfuro de Hidrógeno; Monóxido de Carbono, Oxígeno, Vapor de Agua, etc. Todos estos componentes son considerados impurezas y contaminantes del gas natural., algunas de estas impurezas causan verdaderos problemas operacionales, como lo la corrosión en los equipos y en las tuberías de transporte.

- ✓ El Vapor de Agua ( $H_2O$ ): Es una de las impurezas más común en el gas natural y puede causar una serie de problemas operacionales,

como por ejemplo interrupción del flujo de gas o bloqueo de válvulas e instrumentos por formación de hidratos de gas, como también participa en la reducción del valor calorífico del gas, y también causa corrosión interna en las instalaciones por acción entre el dióxido de carbono u sulfuro de hidrógeno, los cuales reaccionan con el agua condensada.

- ✓ El Dióxido de Carbono ( $\text{CO}_2$ ): Es un gas sin color, olor ni sabor que se encuentra presente en el gas natural no es tóxico, y desempeña un importante papel en el ciclo del carbono dada su presencia natural en la atmósfera y su falta de toxicidad, no se debería de considerar un componente que contamina el medio ambiente, pero es un gas que produce que produce efecto invernadero. Pero, hay que tener en cuenta, que en el caso del gas natural, la toxicidad o contaminación del dióxido de carbono está relacionado fundamentalmente, con la reacción que se produce entre el dióxido de carbono y el agua, para formar sustancias corrosivas, como los carbonatos y bicarbonatos, por ejemplo.
  
- ✓ El Ácido Sulfhídrico o Sulfuro de Hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ): Este es un gas contaminante presente en el gas natural, el cual representa una impureza que debe de eliminarse de la corriente de gas, eliminación que debe de realizarse antes de que sea inyectado en el sistema de tubería, ya sean de transporte o distribución. En la parte de salud, se tiene que tener en cuenta que los efectos a una exposición de sustancias tóxicas dependen de la dosis, la duración, la forma como se realice la exposición, como también a los hábitos y característica personales y de la presencia de otras sustancias químicas. La exposición a niveles bajos por periodos prolongados puede causar irritación de los ojos, dolor de cabeza y fatiga.

El sulfuro de hidrógeno ocurre naturalmente en el petróleo y gas natural, además de gases volcánicos y manantiales de aguas termales. También puede producirse como resultado de la degradación

bacteriana de la materia orgánica, y de las bacterias sulfato reductora, que se encuentran en el petróleo pesado y que bajo condiciones anaeróbicas, pueden transformar los sulfatos en sulfuro de hidrógeno.

También se puede producir por actividad industrial. En el medio ambiente este componente se libera principalmente como gas y se dispersa en el aire. La literatura indica que su permanencia en la atmósfera es de 18 horas. Cuando se libera en forma de gas se convierte el Anhídrido Sulfúrico ( $\text{SO}_3$ ), para posteriormente convertirse en ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), por lo que puede causar graves problemas operacionales, ya que el ácido sulfúrico interviene muy activamente en los procesos corrosivos.

- ✓ El Monóxido de Carbono (CO): Este es un gas tóxico incoloro e inodoro. Es el producto de la combustión incompleta en condiciones de deficiencia de oxígeno. Si el oxígeno es suficiente, la combustión produce dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. Los artefactos domésticos alimentados con gas, petróleo, querosén, carbón o leña pueden producir monóxido de carbono (CO). En cantidades excesivas. Si tales artefactos no están debidamente instalados y mantenidos y no son correctamente utilizados, se puede acumular (CO), y este puede llegar a niveles peligrosos, e incluso letales, en automóviles, casas o zonas con ventilación deficiente. La exposición de las personas a concentraciones importantes de monóxido de carbono en el aire, puede suponer problemas importantes para la salud. El (CO) se combina rápidamente con la hemoglobina de la sangre, contenida en los glóbulos rojos o eritrocitos, produciendo carboxihemoglobina la cual reduce, a veces a niveles fatales, la capacidad de transporte de oxígeno de los pulmones a las células del organismo.

La función normal de la hemoglobina es transportar el oxígeno de los pulmones a las células y recoger el ( $\text{CO}_2$ ) para evacuarlo por los

pulmones. A bajos niveles (200 ppm, V durante 3 horas o 400 ppm, V durante 1 hora), el CO puede causar falta de aliento, náusea y mareos ligeros y puede afectar la salud después de un tiempo.

- ✓ El Nitrógeno ( $N_2$ ): Este elemento se encuentra presente en el gas natural que ocasiona una reducción en su valor calorífico, en grandes concentraciones genera la formación de Óxidos de Nitrógeno ( $NO_x$ ) al momento de la combustión misma, lo que puede conducir a la formación de Ozono ( $O_3$ ) en la atmósfera y resultan en compuestos contaminantes. Los óxidos de nitrógeno se producen en la combustión al combinarse radicales de nitrógeno, procedentes del propio combustible o bien, del propio aire, con el oxígeno de la combustión. Este fenómeno tiene lugar en reacciones de elevada temperatura, especialmente procesos industriales y en motores alternativos, alcanzándole proporciones del 95-98% de Oxido de Nítrico (NO) y del 2-5% de Dióxido de Nitrógeno ( $NO_2$ ).

Dichos óxidos, por su carácter ácido contribuyen, junto con el Dióxido de Azufre ( $SO_2$ ) a la lluvia ácida, ya que si se juntan con el agua puede formar sus ácidos, también participan en la formación del "smog" (término anglosajón que se refiere a la mezcla de humedad y humo que se produce en invierno sobre las grandes ciudades). La naturaleza del gas (su combustión tiene lugar en fase gaseosa) permite alcanzar una mezcla más perfecta con el aire de combustión lo que conduce a combustiones completas y más eficientes, con un menor exceso de aire.

La propia composición del gas natural genera dos veces menos emisiones de ( $NO_x$ ) que el carbón y 2,5 veces menos que el fuel-oíl. Las modernas instalaciones tienen a reducir las emisiones actuando sobre la temperatura, concentración de nitrógeno y tiempos de residencia o eliminándolo una vez formado mediante dispositivos de reducción catalítica.

El óxido nítrico (NO) y el dióxido de nitrógeno (NO<sub>2</sub>) se suelen considerar en conjunto con la denominación de (NO<sub>x</sub>). Son contaminantes primarios de mucha trascendencia en los problemas de contaminación. El emitido en más cantidad es el (NO), pero sufre una rápida oxidación a (NO<sub>2</sub>), siendo este el que predomina en la atmósfera. El (NO<sub>x</sub>) tiene una vida corta y se oxida rápidamente a Nitrato (NO<sub>3</sub><sup>-1</sup>) en forma de aerosol o a Ácido Nítrico (HNO<sub>3</sub>). Tiene una gran trascendencia en la formación del smog fotoquímico, del nitrato de peroxiacetilo (PAN) e influye en las reacciones de formación y destrucción del ozono.

- ✓ Disulfuro de Carbono (CS<sub>2</sub>): En estado puro es un líquido incoloro, es un compuesto volátil y muy fácilmente inflamable. Tiene un color característico que empeora si está impuro, se hidroliza en forma parcial o total liberando sulfuro de hidrógeno. Se mezcla completamente con la mayor parte de los disolventes orgánicos. Se obtiene por reacción directa de los elementos azufre y carbono a una temperatura de 800 a 1000 °C, también se forma en algunos en condiciones anaeróbicas.

La exposición prolongada de vapores de este componente, lleva a síntomas de intoxicación, que puede llevar al individuo hasta el desmayo total. La intoxicación crónica produce fuertes dolores de cabeza, como también la pérdida del sueño. Es un compuesto con alto grado de toxicidad, en la industria de los hidrocarburos participa en forma activa, en la gran mayoría de los procesos de corrosión, causando un grave problema de impacto ambiental.

El disulfuro de carbono impuro que generalmente se usa en la mayoría de los procesos industriales es un líquido amarillento. Este componente se evapora a temperatura ambiente, y el vapor es más de dos veces más pesado que el aire. Explota fácilmente en el aire y también se enciende con mucha facilidad.

En la naturaleza, pequeñas cantidades del compuesto ocurren en gases liberados a la superficie terrestre, como por ejemplo erupciones volcánicas o sobre pantanos. La cantidad del compuesto que se libera al aire a través de procesos naturales es difícil de estimar, el mismo se evapora rápidamente al ser liberado al medio ambiente, y permanece disuelto en aguas durante mucho tiempo. A niveles muy altos el disulfuro de carbono puede ser fatal debido a sus efectos sobre el sistema nervioso.

- ✓ Los Mercaptanos (RHS): Estos son compuesto orgánico que contiene el grupo (HS), llamado grupo (tiol) o Sulfhidrilo). Los mercaptanos son análogos de los alcoholes y los fenoles. En los mercaptanos el grupo (SH) ha sido sustituido. Los mercaptanos son compuestos que tienen su origen en los compuestos azufrados, también reciben el nombre de tioles. Estos, componentes suelen desarrollarse a partir del sulfuro de hidrógeno. El sulfuro de hidrógeno se produce en forma natural, ahora si no se establecen claramente las cantidades necesarias, en lugar de producir sulfuro de hidrógeno se puede obtener un mercaptano.
- ✓ El Mercurio (Hg): Es un metal brillante color plata, que a temperatura ambiente se encuentra en estado líquido: su temperatura de fusión es de (-38,9 °C) y su temperatura de ebullición es 357,3 °C. Su peso específico es 13,6 g/cm<sup>3</sup> (0 °C).

Mercurio metálico debido a su alta presión de vapor ( $163 \times 10^{-3}$  Pa), evapora fácilmente a temperatura ambiental: a 20 °C su concentración en el aire puede alcanzar hasta 0,014 g/m<sup>3</sup>, y a 100 °C hasta 2,4 g/m<sup>3</sup>. Generalmente se habla de vapor de mercurio cuando el mercurio elemental se encuentra presente en la atmósfera o de mercurio metálico cuando está en su forma líquida. Un gran número de metales, y mayormente oro y plata, forman aleaciones con el mercurio metálico, que se denominan amalgamas. Esta propiedad lo hace atractivo para la recuperación de oro en la pequeña minería aurífera.

El mercurio metálico se disuelve fácilmente en ácido nítrico, y agua regia (3 volúmenes de HCl + un volumen de HNO<sub>3</sub>).

El mercurio metálico también se disuelve en ácidos orgánicos. Los cationes de (Hg) reaccionan fácilmente con compuestos biológicamente importantes, especialmente con grupos de sulfatos hídricos. La alta toxicidad de algunos compuestos orgánicos de mercurio y su incontrolable comportamiento en el ecosistema han llamado la atención de los profesionales en salud y ecología.

- ✓ El Oxígeno (O<sub>2</sub>): Es un elemento gaseoso ligeramente magnético, incoloro, inodoro e insípido. El oxígeno es el elemento más abundante en la Tierra Lavoisier demostró que era un gas elemental realizando sus experimentos clásicos sobre la combustión.

El oxígeno gaseoso se condensa formando un líquido azul pálido fuertemente magnético. El oxígeno sólido de color azul pálido se obtiene comprimiendo el líquido.

El oxígeno constituye el 21% en volumen o el 23,15% en masa de la atmósfera, el 85,8% en masa de los océanos. El oxígeno representa un 60% del cuerpo humano. Se encuentra en todos los tejidos vivos. Casi todas las plantas y animales, incluyendo los seres humanos, requieren oxígeno, ya sea en estado libre o combinado, para mantenerse con vida.

- ✓ El Sulfuro de Carbonilo (COS): Este es un componente extremadamente tóxico es extremadamente inflamable: puede actuar principalmente sobre el sistema nervioso central, lo que produce la muerte como consecuencia de la parálisis respiratoria. La exposición al fuego del sulfuro de carbonilo puede causar la rotura o explosión de los recipientes que lo contienen.

## **1.4. Reseña Histórica y Comercio del Gas Natural.**

### **1.4.1. Reseña Histórica del Gas Natural**

Los primeros descubrimientos de yacimientos de gas natural fueron hechos en Irán entre los años 6000 y 2000 A.C.

Estos yacimientos de gas, probablemente encendidos por primera vez mediante algún relámpago, sirvieron para alimentar los “fuegos eternos” de los adoradores del fuego de la antigua Persia.

También se menciona el uso de gas natural en China hacia el 900 A.C. Precisamente en China se reporta la perforación del primer pozo conocido de gas natural de 150 metros de profundidad en el 211 A.C.

Los Chinos perforaban sus pozos con varas de bambú y primitivas brocas de percusión, con el propósito expreso de buscar gas en yacimientos de caliza. Quemaban el gas para secar las rocas de sal que encontraban entre las capas de caliza.

El gas natural era desconocido en Europa hasta su descubrimiento en Inglaterra en 1659, e incluso entonces, no se masificó su utilización.

La primera utilización de gas natural en Norteamérica se realizó desde un pozo poco profundo en la localidad de Fredonia, estado de Nueva York, en 1821. El gas era distribuido a los consumidores a través de una cañería de plomo de diámetro pequeño, para cocinar e iluminarse. A lo largo del siglo 19, el uso del gas natural permaneció localizado porque no había formas de transportar grandes cantidades de gas a través de largas distancias, razón por la que el gas natural se mantuvo desplazado del desarrollo industrial por el carbón y el petróleo.

Un importante avance en la tecnología del transporte de gas ocurrió en 1890, con la invención de las uniones a prueba de filtraciones. Sin embargo, como los materiales y técnicas de construcción permanecían difíciles de manejar, no se podía llegar con gas natural más allá de 160 kilómetros de su fuente. Por tal razón, la mayor parte del gas asociado se quemaba en antorchas y el gas no asociado se dejaba en la tierra.

El transporte de gas por largas distancias se hizo practicable a fines de la segunda década del siglo 20 por un mayor avance de la tecnología de cañerías. En Estados Unidos entre 1927 y 1931 se construyeron más de 10 grandes sistemas de transmisión de gas. Cada uno de estos sistemas se construyó con cañería de 51 centímetros de diámetro y en distancias de más de 320 kilómetros. Después de la Segunda Guerra Mundial se construyeron más sistemas de mayores longitudes y diámetros. Se hizo posible la construcción de cañerías de 142 centímetros de diámetro.

A principios de la séptima década del siglo 20 tuvo su origen en Rusia la cañería de gas más larga. La red de Northern Lights, de 5470 kilómetros de longitud, cruza los Montes Urales y unos 700 ríos y arroyos, uniendo Europa Oriental con los campos de gas de Siberia del Oeste en el círculo Ártico. Otra red de gas, más corta, pero de gran dificultad de ingeniería, es la que se extiende desde Argelia, a través del Mar Mediterráneo hasta Sicilia. El mar tiene más de 600 metros de profundidad en algunos tramos de la ruta.

#### **1.4.2. Comercio del Gas Natural.**

Antes de comercializar el Gas Natural se debe tener en cuenta las especificaciones del gas a ser utilizado en el mercado interno. Dentro de las especificaciones que se mencionan a continuación, se destacan los contenidos máximos permitidos de contaminantes, los cuales han

sido fijados atendiendo a los requerimientos de calidad del gas a venta, considerando las siguientes especificaciones:

- **Contenido de CO<sub>2</sub>**

Para el contenido de CO<sub>2</sub> se establecen dos especificaciones: una de 3% molar máximo, para gas no deshidratado, equivalente a 25,5 Lpcm de presión parcial de CO<sub>2</sub>, calculada a 850 Lpcm de presión de operación, la cual está dentro del rango considerado de “corrosión moderada”, según los criterios de la API para corrosión por CO<sub>2</sub> en tuberías. Así mismo para gas deshidratado (7lb H<sub>2</sub>O/MMPCE), se establece una especificación de 8% molar máximo.

- **Contenido de H<sub>2</sub>S**

El límite máximo recomendado está entre 10 y 12 ppm; estos valores están por debajo de los requerimientos para prevenir corrosión (presión parcial de H<sub>2</sub>S inferior a 0,05 psig), en los sistemas de distribución doméstico e industrial, considerando el valor de la tolerancia establecida por la Ocupacional Safety and Health Act, EE.UU (OSHA). El valor tope de 12 ppm se debe considerar de manera eventual o temporal.

- **Contenido de H<sub>2</sub>O**

El contenido de agua se encuentra entre 7-10 lb/MMPCE.

- **Contenido de COS**

El máximo contenido de Sulfuro de Carbonilo es de 5 ppm.

- **Contenido de RSH**

El límite máximo recomendado de mercaptanos es de 5 ppm.

- **Contenido de azufre total**

El valor máximo recomendado de azufre es de 20 ppm.

Después de tener en cuenta estas especificaciones se procede a la comercialización del gas natural.

El transporte del gas natural por tuberías, que es la opción más común, es unas cuatro o cinco veces más costosa que el transporte del petróleo por los mismos medios.

El petróleo y el carbón tienen otras opciones de transporte con relación a las tuberías, tales como los sencillos cargos a granel, que son convenientes para el transporte internacional por el mar. Además, como combustibles, son fácilmente almacenables cerca de mercados flexibles y pueden buscar los puntos u oportunidades a corto plazo. En resumen, son verdaderas materias o mercancías internacionales.

Esto mismo no se puede decir del gas natural, el cual está inexorablemente obligado a las economías de la distancia debido a la relación entre los altos costos de transporte, los altos costos de almacenaje, y la necesidad de los mercados que pueden requerir capacidades de reserva para atender sus eventualidades. En este sentido la industria del gas natural también es muy similar a la industria de la electricidad.

Las consecuencias de los altos costos del transporte son realmente básicas para el comercio del gas natural. El gas natural es un “commodity” local o, en el mejor de los casos, regional, porque no puede escaparse de su radio económico, tal como ocurre en el amplio mundo del petróleo o el carbón.

La importancia de la distancia en el negocio del gas natural está claramente demostrada por la muy elevada porción (77%) de gas que se vende dentro del país en donde se produce. Del 23% restante, más de la mitad es gas “inter-regional”, es decir, cruza las fronteras de los países vecinos (Por ejemplo, Noruega abastece a Alemania y el Canadá a los Estados Unidos de Norte América), por lo cual este hidrocarburo sigue siendo, esencialmente, “gas de distancia corta”.

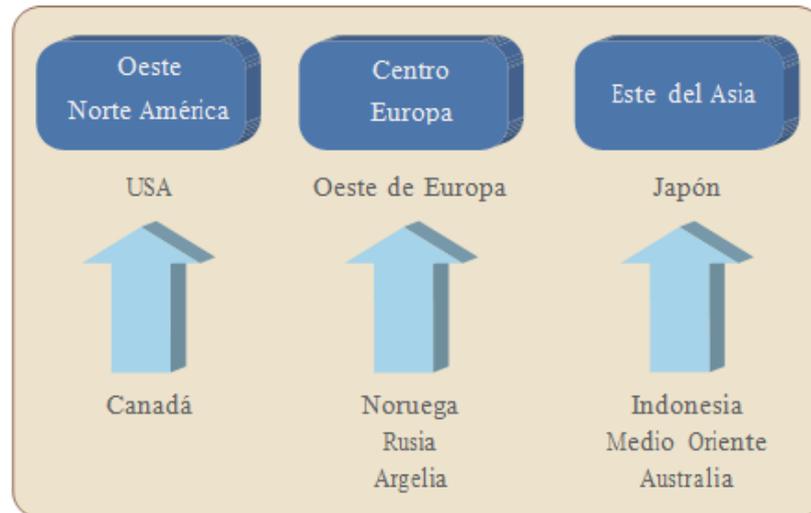
Menos del 11% de todo el negocio del gas se puede considerar como “gas de larga distancia”, e incluso este gas no viaja por el mundo, como el petróleo. El “gas de larga distancia” viene de grandes proyectos que explotan las economías de escala, y los altos coeficientes de carga.

En conclusión, sin la liquidez física del petróleo crudo, el gas natural está condenado a infraestructuras rígidas y costosas que limitan el comercio a largas distancias. Estas infraestructuras inducen adicionalmente la “no-liquidez” y la “no-homogeneidad” del mercado del gas.

No existe “mercado del gas natural mundial”. Existen varios mercados nacionales y regionales del energético. Dada la estructura del mercado mundial, el gas natural hace frente a la competencia de las referencias energéticas regionales y no se puede referir a un “marcador internacional del precio”, como sí sucede en el caso del petróleo.

En el mundo existen tres principales mercados regionales del gas natural, a saber: Norte América, Europa y Asia del Este, los mismos que se muestran en el siguiente gráfico. Se puede resaltar que los tres presentan diferencias significativas en el precio del hidrocarburo.

### Principales mercados regionales de Gas Natural



Fuente propia.

Los fundamentos de la definición del precio, en un mercado dado del gas, se ligan a la especificidad de ese mercado. Esta especificidad es expresada por determinados parámetros como:

- La organización: mercado regulado o desregulado, monopolístico o competitivo.
- Los tipos de usuarios finales: industria, generación de energía eléctrica, comercios, residencial.
- El número de vendedores, compradores, y comercializadores.
- La madurez.

### **1.5. Componentes del Gas Natural.**

El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, queda atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento. La composición del gas natural es una mezcla de compuestos gaseosos en proporciones variables de naturaleza orgánica e inorgánica.

**Compuestos Orgánicos:** El primero de estos grupos lo constituyen compuestos parafínicos y se rigen por la siguiente fórmula general:  $C_nH_{2n+2}$  y son miembros de la serie metano en química. Este grupo de compuestos orgánicos aporta normalmente más del 90% en volumen en el análisis de una muestra de Gas Natural.

Las propiedades físicas de estos componentes siguen un patrón creciente o decreciente, el cual es función del peso molecular de cada componente.

**Componentes Inorgánicos:** Este segundo grupo de componentes que forman el gas natural, representan el 10% de la composición total del gas y están conformados normalmente por dióxido de carbono ( $CO_2$ ), sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), nitrógeno ( $N_2$ ) y en algunos casos helio (He). Además de estos componentes, también se encuentra agua ( $H_2O$ ) en cantidades variables, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura a las cuales se encuentra.

El nitrógeno es otro componente inorgánico que se encuentra en el gas natural, el cual es inodoro, incoloro e insípido y químicamente inerte; en altas concentraciones reduce el poder calorífico del gas natural, debido a que es incombustible.

Por último vamos a señalar al helio (He), como un componente inorgánico presente en el gas natural, dicho componente es inodoro, incoloro, insípido y químicamente inerte.

### **1.6. Propiedades de los Gases Naturales.**

El Gas Natural tiene propiedades cuyas son las siguientes:

- Es un combustible fósil.
- Es incoloro e inodoro.
- Es menos contaminante a comparación del gas licuado.
- Es limpio.
- Es beneficioso, tanto para la industria como para el uso doméstico, ya que desempeña papeles importantes como un combustible energético.
- Su componente fundamental es el metano (CH<sub>4</sub>).
- Es un gas liviano, más ligero que el aire.
- Su poder calorífico es el doble del gas manufacturado.
- Es un gas seco.

### **1.7. Energía Contenida en los Gases Naturales.**

El gas natural puede ser empleado para producir hidrógeno que se puede utilizar en los vehículos de hidrógeno 1 Nm<sup>3</sup> (metro cúbico en condiciones normales: 0°C de temperatura y 1 atmósfera de presión) de gas natural produce aproximadamente 10,4 kw/h.

### **1.8. Masa Específica del Gas Natural.**

La masa específica de un gas se define como relación entre su masa y su volumen.

<b>Característica</b>	<b>Parámetro</b>
Peso específico (Aire = 1)	0,618 por lo que es más liviano

# CAPITULO II

## **DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL**

### **2.1. Introducción.**

El gas de Camisea produce gas seco e Hidrocarburos líquidos que producen los pozos de gas de San Martín y Cashiriari localizado en la Amazonía del Perú; con una Planta de Procesamiento de gas localizada en la localidad de Malvinas.

Esta planta Malvinas se encuentra a orillas del Río Urubamba, a 431 Km. al este de la ciudad de Lima y aproximadamente a 40 Km. de la cabeza de pozos de los Clusters. La Planta de gas Malvinas ha sido diseñada para deshidratar el gas y recuperar los líquidos del gas Natural.

El gas es transportado por gasoducto a Lima. Los líquidos del gas Natural son enviados por Poliducto a Pisco donde son fraccionados. La Planta Malvinas cuenta con facilidades de re-compresión para la re-inyección del gas a los pozos de San Martín y Cashiriari.

El gas Natural tal como está en la naturaleza contiene muchos contaminantes, el más común de ellos es el agua. Cuando un volumen de gas sale a la superficie para su procesamiento y finalmente transporte por tuberías, en el pozo ocurre, naturalmente, una reducción en presión y temperatura. Esto reduce la capacidad de absorción del gas Natural para contener vapor de agua y el agua libre se condensa.

El gas Natural está saturado con vapor de agua a la temperatura y presión a la cual es producido, es necesario remover este vapor para prevenir la condensación del agua en el Sistema de Transporte y

también para cumplir los requerimientos de contrato. Esta condensación puede resultar en pérdidas en eficiencia del flujo o la formación de hidratos que pueden llegar a detener el flujo completamente.

Por consiguiente, para satisfacer especificaciones del gas y prevenir la formación de hidratos, la deshidratación del gas Natural llega a ser necesaria. El agua condensada es removida por medios adecuados de separación, aguas arriba del Sistema de Deshidratación.

La Deshidratación del gas Natural es la remoción del agua en estado vapor que está asociada con el gas. La cantidad de agua removida depende sobre todo de los requerimientos de contrato, limitaciones económicas y el tipo de deshidratación usado.

Una variedad de químicos pueden absorber el vapor de agua del gas. Ya muy pocos cumplen los requisitos para un adecuado proceso: Ser altamente higroscópico, no ser corrosivos, no formar precipitados con los constituyentes del gas, ser fácilmente regenerados a altas concentraciones, ser poco solubles en hidrocarburos, y ser relativamente estables en presencia de compuestos sulfurados y dióxido de carbono a condiciones de operación normal.

La Deshidratación del gas Natural con soluciones de glicol es atractiva por la confiabilidad de la operación, simplicidad de los equipos y bajos costos de los químicos y servicios.

Mantener la solución de glicol, sin embargo, es un aspecto importante de la Deshidratación con glicol para asegurar que las ventajas del proceso sean totalmente realizadas. Investigaciones en Plantas de gas indican la necesidad de percatarse de los problemas de campo encontrados con el glicol en el Sistema y del adecuado mantenimiento del glicol; existen muchos y diferentes métodos que son tomados para

combatir el problema, con gran variedad de métodos de prueba, puntos de control y frecuencia en el muestreo.

Este trabajo tiene como objetivo la evaluación del tren de deshidratación del gas natural producido en la planta de Malvinas que se efectuara mediante el paquete de simulación ASPEN HYSYS V7.3 el cual permite simular el comportamiento de procesos químicos complejos, con un alto grado de certidumbre.

De allí la importancia de este trabajo, ya que permite tener un enfoque previo de las operaciones que se llevan a cabo, en el campo operacional de Malvinas, haciendo uso de herramientas de simulación y así establecer soluciones óptimas a los problemas que puedan suscitar en la operación deshidratación del gas natural de Malvinas.

Con el simulador, se evaluará la capacidad máxima de gas que el tren puede procesar, la cantidad máxima de agua que puede remover y el trietilenglicol requerido para deshidratar hasta las especificaciones establecidas para su procesamiento.

## **2.2. Importancia del Proceso de Deshidratación del Gas Natural.**

El vapor de agua asociado al gas Natural, es uno de los contaminantes más comunes en el gas dado los inconvenientes que puede ocasionar tanto en procesos posteriores a los que pudiere estar sometido, como para su transporte a áreas de tratamiento y consumo.

Bajo condiciones normales de producción, el gas Natural está saturado con agua. Tal como incrementos de presión o reducción de temperatura el agua en el gas Natural condensa y forma agua líquida. Cuando el agua libre se combina con las moléculas de gas (metano,

etano, propano, etc), esta forma hidratos sólidos el cual puede taponar válvulas, equipos y algunas líneas de gas.

La importancia del proceso de deshidratación radica en que se puede eliminar sustancialmente el agua en forma de vapor presente en el gas natural, prevenir posibles daños en los equipos y corrosión en las tuberías disminuyendo los costos operacionales y de mantenimiento.

La presencia de agua líquida puede incrementar la corrosividad del gas natural, especialmente cuando el gas contiene  $H_2S$  y  $CO_2$ . Sin embargo el contenido de agua en el gas Natural puede ser reducido para evitar la formación de hidratos y reducir la corrosión en tuberías antes que sea transportado<sup>(8)</sup>.

Por otra parte en el transporte y consumo, el gas Natural, debe cumplir con determinadas especificaciones, y una de ellas es la cantidad máxima de agua presente en la mezcla gaseosa.

### **2.3. Tipos de Procesos de Deshidratación.**

El primer proceso usado fue la circulación de una corriente de salmuera de cloruro de calcio para remover el vapor de agua. El uso de la salmuera de cloruro de calcio tuvo algunas desventajas, la principal de ellas fue la corrosividad de la solución y esta es una dificultad para obtener altos descensos de punto de rocío.

Aproximadamente hace 30 años el primer sistema de dietilen glicol fue instalado para deshidratar el gas Natural. Este sistema fue superior al de la salmuera de cloruro de calcio ya que el sistema de dietilen glicol fue mucho menos corrosivo y también daba como resultado un mejor secado.

Las soluciones de glicol llegaron a ser los líquidos desecantes más comunes usados para la deshidratación del gas Natural. Durante los últimos 20 años, el uso de Trietilen glicol en vez del dietilen glicol llegó a ser extendido porque daba como resultado una mayor eficiencia en el secado y presentaba una mayor resistencia a la descomposición. Dos o tres años después que el dietilen glicol fue usado por primera vez para secar el gas, la alúmina activada fue usada como sólido desecante en un proceso semi-contínuo para secar el gas. El uso de los sólidos desecantes continuó a través de los años. Bauxita, Sílica gel y Tamices Moleculares son también usados como sólidos desecantes para el secado del gas.

Se presenta una breve descripción de la mayoría de métodos que son utilizados para deshidratar el gas Natural:

- a) Absorción con glicoles
- b) Adsorción con sólidos desecantes
- c) Absorción con Cloruro de Calcio,  $\text{CaCl}_2$
- d) Refrigeración:
  - ✓ Enfriamiento con refrigerantes tales como propano.
  - ✓ Expansión del gas para alcanzar el enfriamiento mediante el efecto Joule-Thompson.

Los dos primeros mencionados son los más extensamente utilizados en la industria, mientras que los deshidratadores con cloruro de calcio fueron usados por muchos años pero no en apreciables cantidades.

El cloruro de calcio fue uno de los desecantes tempranamente utilizados para remover el agua del gas Natural.

La remoción del agua es efectuada por contacto de la corriente gaseosa con un lecho de cloruro de calcio anhidro el cual tiene la habilidad de absorber 6 moles de agua/mol de  $\text{CaCl}_2$  antes de formar salmuera.

En muchas unidades esta salmuera es usada para remover parcialmente el agua antes del contacto con el lecho del cloruro de calcio seco. Aunque descensos del punto de rocío entre 50°F a 80°F puede ser alcanzada, el proceso es limitado por la baja cantidad de agua a ser removida en los gases y relativamente pequeños volúmenes de gas a ser procesados. El equipo es barato y la demanda de reactivos químicos no es muy alta, los costos de operación son mínimos.

La refrigeración por expansión y la refrigeración por expansión con inhibidores de hidratos son usadas para deshidratación de la corriente de gas en conjunto con la recuperación de hidrocarburos. Estos procesos son basados en el principio de que el gas bajo presión puede experimentar una elevada caída de temperatura durante una brusca reducción de la presión.

Este fenómeno es conocido como el efecto de Joule-Thompson. La caída de presión obtenida y la cantidad de hidrocarburo líquido en la fase gas podría determinar la cantidad de enfriamiento que debería de alcanzarse. Un enfriamiento adicional puede obtenerse por la expansión del gas a través de una turbina.

Algunas unidades son operadas con serpentines de intercambiadores de calor en el fondo del separador tal que la formación de hidratos puede ser prevenida. Esta técnica es claramente exitosa en corrientes de gas con altas proporciones de recuperación de hidrocarburos de

forma que temperaturas extremadamente bajas no son necesarias en la sección del separador.

Los materiales desecantes tales como sílica gel, alúmina activada, carbón activado y tamices moleculares también fueron utilizados por varios años para la deshidratación de los gases. La deshidratación con los sólidos desecantes trabajan bajo el principio de la adsorción. La adsorción implica una forma de adhesión entre la superficie del sólido desecante y el vapor de agua en el gas.

El agua forma una película extremadamente escurridiza que es sostenida por la superficie del sólido desecante por fuerzas de atracción, pero no existe reacción química. El desecante es un sólido, un secador granular o un medio de deshidratación; con una enorme área de superficie efectiva por unidad de peso, con un número alto de poros microscópicos y capilares abiertos. Un típico sólido desecante puede tener como máximo 4 millones de pies cuadrados de área superficial por libra.

El costo inicial para una unidad de deshidratación con sólidos desecantes excede a las unidades de deshidratación con glicol. Sin embargo, el secado de estos lechos tiene la ventaja de producir descensos muy pequeños de puntos de rocío, los cuales son requeridos para Plantas Criogénicas, y es adaptable a enormes cambios en el flujo de gas. La desventaja es que es un proceso en batch, existe relativamente una alta caída de presión a través del sistema y los sólidos desecantes son sensibles a ser envenenados con líquidos u otras impurezas contenidas en el gas.

Los líquidos desecantes se encuentran en un amplio rango de uso para la deshidratación del gas Natural, y la importancia de este asunto esta centrado en la elección del glicol que será utilizado para la deshidratación del gas.

La naturaleza higroscópica de los glicoles es responsable por su uso en esta aplicación.

En algún momento otro material higroscópico tal como la glicerina fue usado pero limitaciones en la estabilidad térmica y viscosidad de este material gradualmente fue desplazado por los glicoles que son los únicos e importantes líquidos desecantes en la deshidratación del gas Natural.

La higroscopicidad de los glicoles está directamente relacionada con la concentración de la solución. La presión de vapor del agua en una solución acuosa es proporcional a la fracción molar del agua en la solución multiplicado por la presión de vapor del agua pura.

El vapor de agua puede ser absorbida por la solución mientras que la presión parcial del vapor de agua en el gas Natural en contacto con la solución exceda la presión parcial del agua en la solución.

La compatibilidad del solvente o soluto, es decir, glicol y agua, juega un rol importante en la determinación de la higroscopicidad. En general, la gran atracción molecular entre el agua y el glicol, la menor presión de vapor de agua de la solución y la gran higroscopicidad del solvente (glicol). En el estado líquido el agua está muy ligada a través de los enlaces de hidrógeno, glicoles con su éter y grupo hidroxilo forma similares uniones intramoleculares con el agua.

Consecuentemente los glicoles tienen una alta afinidad por el agua y la solución de agua-glicol formada reduce extraordinariamente la presión de vapor del agua. Efectivamente, la presión parcial del agua sobre una solución de glicol es menor que la prevista por la ley de Raoult (Solución ideal).

## **2.4. Descripción de los Equipos Empleados en la Deshidratación.**

Para realizar eficientemente la deshidratación del gas natural en la planta de Malvinas se requieren de equipos especializados para dicha labor entre ellos tenemos.

### **2.4.1. Separadores de Entrada (Scrubber).**

El Scrubber de entrada previene inundamientos accidentales de grandes cantidades de agua, hidrocarburos u otros materiales dentro de la contactora de gas-glicol.

Es un equipo que funciona como el limpiador del gas de ingreso a la contactora gas-glicol (Absorbedor). El agua líquida transportada con el gas podría diluir el TEG, disminuye la eficiencia de la absorción requiriendo una mayor circulación de TEG, incrementando la carga vapor-líquido en la columna despojadora del rehervidor (Still Reboiler Column), inundando la columna despojadora del reboiler e incrementando sumamente la carga de calor al reboiler y los requerimientos de fuel gas. Los resultados de no usar Scrubber de entrada incrementan las pérdidas de glicol y gas húmedo. Si el agua contiene sales y sólidos estos podrían depositarse en el Reboiler ensuciando las superficies de calentamiento y posiblemente causar incendio.

Si hidrocarburos líquidos están presentes, estos podrían pasar a la columna despojadora del reboiler. Las fracciones livianas podrían pasar a la cabeza como vapor y podrían crear riesgo de fuego, si se presenta en grandes cantidades. Los hidrocarburos pesados podrían colectarse en la superficie del Trietilen glicol en el tanque de almacenamiento y si no se separa este último podría desbordarse del sistema. Vapores de hidrocarburo flameante podrían inundar la columna despojadora del reboiler incrementar la carga de calor en el reboiler e incrementar las pérdidas de TEG.

El programa de control de corrosión de Pozos debería planearse cuidadosamente y coordinarse para prevenir la contaminación del glicol. Excesivo flujo podría arrastrar a la Planta si el Scrubber de entrada es sobrecargado.

El uso de un Scrubber de Entrada bien diseñado es esencial para la eficiente operación de la Planta de Deshidratación con glicol. En la Planta de gas Malvinas el Scrubber es una torre separada, en otras Plantas este es parte integral del Absorbedor (contactora gas-glicol).

El Scrubber de entrada de la Planta de gas Malvinas recibe la combinación de la corriente de gas de la salida Slug Catcher y de los compresores Ovhd del Estabilizador. Separa algún arrastre o líquidos entrantes de la mezcla de la corriente de gas antes de ingresar al Sistema de Deshidratación.

#### **2.4.2. Torre Contactora (Absorbedor).**

Esta columna absorbadora es un equipo de transferencia de masa a elevada presión y baja temperatura, en contracorriente, cuyo fin es transferir la humedad del gas de alimentación al TEG en una geometría de etapas verticales formada por empaque estructurado para tener un buen contacto gas-líquido.

El gas de entrada proveniente del Filtro Separador de gas de entrada ingresa por el fondo de cada contactora de glicol (CAF-3110 y CAF-3310). El agua en el gas de entrada es removida hasta 7Lb/MMscf por contracorriente en contacto con galones de TEG pobre-solución.

El TEG rico en “humedad” es enviado al control de nivel de la columna regeneradora de glicol (CBA-3240 y CBA-3440) y al Sistema de Regeneración de glicol.

El gas parcialmente seco fluye de la contactora de glicol al Filtro Coalescedor del gas de entrada (FAK-3700/FAK-3900) el cual remueve algo de glicol entrante con el gas. El gas luego es enviado al Sistema de Deshidratación con Tamices Moleculares para su completa deshidratación y posterior envío al Proceso Criogénico.

En la Planta de Procesamiento de gas Malvinas, las contactoras de gas- glicol CAF-3110 y CAF-3310 están diseñadas para operar máximo a 1415 psig y 150°F, son verticales de dimensiones 78” D.I, 48’ de altura y material de construcción acero 304 SS. Sus condiciones operativas son 1285 psig y 110°F; están rellenas de empaque estructurado Mellapack M2Y proveído por Sulzer Chemtech; cada una esta diseñada para manejar 220 MMscf de flujo de gas a 1015 psia, 20.0 MW con 40.2 gpm de 98.7wt% TEG pobre.

La limpieza es muy importante para prevenir altos puntos de rocío del gas tratado causado por espuma y/o pobre contacto gas-líquido. El taponamiento de empaques podrían incrementar las pérdidas de TEG.

Durante los arranques de planta, la presión en la contactora deberá llevarse lentamente hasta el rango de operación y luego el TEG deberá circularse hasta obtener nivel de líquido requerido. Seguidamente el flujo de gas yendo a la contactora deberá incrementarse lentamente hasta que el nivel de operación sea alcanzado.

La contactora gas-glicol (Absorbedor) es vertical para asegurar la propiedad de flujo de TEG en el recipiente y adecuado contacto del TEG y el gas.

Las contactoras de gas-glicol (Absorbedor) algunas veces necesitan ser aisladas cuando una excesiva condensación de Hidrocarburos livianos se colecta en las paredes de la torre. Esto ocurre con frecuencia cuando la deshidratación es rica y gases calientes en climas fríos. Estos hidrocarburos livianos pueden causar inundación en la torre o espuma en la contactora y excesivas pérdidas de TEG del Reboiler o Regenerador.

El tipo y espesor de la malla atrapa niebla (mesh pad) debería estudiarse cuidadosamente para minimizar pérdidas de TEG. Especial cuidado debería también tomarse después de la instalación para prevenir daños del mesh pad.

#### **2.4.3. Intercambiadores de Calor.**

Intercambiadores glicol-glicol son necesarios debido a consideraciones operacionales y económicas especialmente para unidades grandes. Ellos son diseñados para reducir el calor que demanda el Reboiler y para obtener el máximo calor recuperado del glicol pobre saliendo del rehervidor.

Este intercambiador precalienta el glicol rico antes de entrar a la columna despojadora del rehervidor por cruce de intercambio con el “caliente” glicol pobre proveniente del rehervidor de glicol.

El glicol rico es aproximadamente precalentado a 300 °F antes que este sea alimentación a la columna despojadora. Temperaturas por encima de 300 °F podrían causar excesiva vaporización y alta velocidad de alimentación a la columna despojadora del rehervidor.

Este intercambiador recupera energía del glicol y actúa para enfriar el glicol de 400 °F a 234 °F antes de ser alimentación a las bombas de circulación de glicol.

#### **2.4.4. Enfriador de TEG.**

Los aeroenfriadores de glicol pobre Tren 1 y 2, EAL-3120 y EAL-3320 los tubos están diseñados a 1415 PSIG y 200°F (los tubos por los que circula el glicol) los aeroenfriadores son de tipo Tiro forzado, trabajan a 17 PSIA.

#### **2.4.5. Bombas de alimentación de TEG.**

Las Bombas de glicol pobre Tren 1 y 2, PAY-3220/3230 y PAY-3420/3430 son de tipo recíprocantes con una succión de 0.5 PSIG y de descarga de 1360 PSIG, manejan un caudal de 40 GPM, con motores de 480 V, 3 fases, 60 Hz y 50 HP.

#### **2.4.6. Tanque Flash.**

Mientras el TEG pobre fluye a través de la contactora este absorbe agua y adicionalmente algunos hidrocarburos y CO<sub>2</sub> del gas húmedo. La cantidad de gases disueltos es una condición de las condiciones de operación de la contactora (Por ejemplo: temperatura, presión y composición del gas). Para un gas liviano dulce aproximadamente 1 pie<sup>3</sup> gas / Gal. TEG es absorbido a 1000 psig y 100°F. Este número puede incrementarse con el aumento de gases ácidos en el gas húmedo y aumento de presión, pero podría disminuir con el incremento de la temperatura.

El Tanque Flash conocido también como Tanque de Venteo o Tanque de Vaporización instantánea, es considerado muchas veces una pieza opcional de un Sistema de Deshidratación, es usado para remover hidrocarburos gaseosos que han sido absorbidos por el glicol rico al entrar en contacto íntimo en la contactora gas-glicol y antes que este llegue a la columna despojadora de glicol. Los gases disueltos son flasheados y separados de la solución de TEG en el Tanque Flash como resultado de la caída de presión y elevación de temperatura del TEG rico.

El gas recuperado puede ser usado como combustible para el rehervidor y/o Stripping gas (gas despojador). El Tanque Flash normalmente trabaja bien en un rango de temperatura de 110°F a 130°F. Comúnmente en otras plantas de gas un Separador de dos fases con un tiempo de retención de 5 minutos se usa para remover el gas.

Si el hidrocarburo líquido está presente en el glicol rico, un Separador de tres fases debería usarse para remover estos líquidos antes que ellos lleguen al despojador y rehervidor. Un tiempo de retención de líquidos entre 20 y 45 minutos, dependiendo del tipo de hidrocarburo y cantidad de espuma podría estimarse en este Equipo.

En la Planta de Procesamiento de gas Malvinas el tanque Flash es un separador Trifásico que trabaja a 130°F de temperatura y 50 psig de presión. Separa del glicol rico hidrocarburos gaseosos (antes que ellos vaporicen bruscamente en la Columna Despojadora) e hidrocarburos líquidos con formación de espuma se separan en un recipiente interno del lado del TEG rico antes que lleguen al rehervidor. El gas recuperado es enviado al colector del Warm Flare.

El Tanque Flash está localizado entre el serpentín de precalentamiento del glicol rico y el despojador, donde el TEG rico es calentado hasta

aprox. 135°F, este arreglo puede reducir la viscosidad del TEG y también acelerar la separación del glicol-hidrocarburo líquido. Sin embargo el TEG no debería ser calentado por encima de 200°F porque la solubilidad de los hidrocarburos pesados se incrementa con la temperatura.

#### **2.4.7. Filtros Mecánicos.**

La filtración del TEG es requerido para eliminar problemas de operación. En la Planta de gas Malvinas, 3 filtros son instalados aguas abajo del Tanque flash, donde el mayor volumen de gases disueltos han sido liberados para maximizar la capacidad de los filtros.

Dos filtros de partículas es usado para remover sólidos y un filtro de carbón para remover materiales disueltos. Uno de estos filtros de partículas está instalado aguas abajo del filtro de carbón activado como un filtro de resguardo para remover arrastres de partículas finas de carbón.

#### **2.4.8. Filtro de Carbón activado.**

El filtro de Carbón Activado es instalado para remover impurezas disueltas, por ejemplo: hidrocarburos pesados, productos químicos de tratamiento, aceites de compresores y productos de la degradación de TEG.

El filtro de carbón activado al remover productos degradados del TEG mantiene el TEG puro y con alta calidad. Productos de la degradación del TEG pueden ser corrosivos y podría inducir a la aceleración de la corrosión de equipos sino es removido del Sistema.

#### **2.4.9. Rehervidor de TEG.**

La función del rehervidor de glicol es calentar el TEG hasta la temperatura requerida (400°F) para regenerarlo. En algunos casos se puede inyectar Stripping gas (gas de despojamiento) en el fondo del rehervidor y burbujea a través del TEG caliente para ayudar a “despojar” el agua del TEG. En este caso el vapor de agua, stripping gas y algo de TEG vaporizado fluyen del rehervidor de glicol por el fondo de la columna despojadora - regeneradora de glicol, mientras el TEG rico fluye hacia abajo de la columna despojadora de TEG y dentro del rehervidor efectuando la destilación del agua de la corriente de TEG. Utilizando Stripping gas aproximadamente 2 scf/galón de TEG circulado podría alcanzarse concentraciones de TEG pobre de 99.5 wt % cuando se regenera a 400°F cerca de la presión atmosférica.

En la Planta de gas Malvinas, como en muchas plantas de gas se utiliza Hot oil como flujo caliente en el rehervidor. En el rehervidor, a base de Hot oil, es necesario para lograr las elevadas temperaturas exigidas en el Regenerador para alcanzar las condiciones que aseguren eficiente separación entre TEG y agua.

En rehervidores a fuego directo el elemento de calentamiento normalmente tiene un tubo en forma de U, y contiene uno o más quemadores. Esto podría conservar el diseño para asegurar una larga vida del tubo y prevenir la descomposición del glicol por sobrecalentamiento.

El rehervidor en la Planta de Deshidratación del gas Natural con TEG, es uno de los equipos claves en el tratamiento del gas Natural. La rotura del rehervidor, los descensos de temperatura con respecto a la condición de funcionamiento normal, producen un TEG con alto contenido de agua y el gas se sale de especificaciones.

#### **2.4.10. Despojador o Columna del Rehervidor.**

La torre de regeneración se encarga de devolverle al glicol la capacidad de absorción; trabaja a la temperatura de burbujeo del glicol, a la presión de la torre que, por lo general, es atmosférica o muy cercana a dicha presión.

En el caso del TEG, esta temperatura es igual a 400 °F.

La alimentación de TEG rico es localizado aprox. a la mitad de la Columna Despojadora. La adecuada altura por encima y debajo de la alimentación debería ser mantenida para proveer un buen contacto entre el vapor y el líquido.

Este Equipo es una columna empacada localizada en el tope del rehervidor. Su función es separar el vapor de agua del glicol, esta separación es generada por un reflujo reduciendo pérdidas de glicol en la corriente de tope. Este regenerador de glicol tiene un serpentín de reflujo interno normalmente proveído para enfriar los vapores. Un adecuado reflujo es proveído por pase de glicol (TEG) rico y frío proveniente de la contactora gas-glicol y la contactora de glicol-gas de regeneración a través del serpentín del condensador ubicado en el Despojador.

Para lograr una buena separación entre el vapor de agua y el glicol se requiere una temperatura que permita la condensación del glicol pero no del vapor de agua, y lograr así su separación completa. El vapor de agua es condensado por un aereofriador y enviado al Sistema de Tratamiento de Agua de producción para eliminar alguna emisión de hidrocarburo a la atmósfera.

Cuando el vapor se separa de la solución tiene una composición aproximada del 42% de TEG y 58% de agua. Cuando llega al tope de

la torre, el vapor está formado prácticamente por agua con 99,5% de pureza. No obstante, ello indica que, el agua que se retira del gas, arrastra consigo un 0,5% p/p de TEG.

El vapor, formado por glicol y agua, se va despojando del TEG a medida que asciende en la torre. El despojamiento es beneficiado por el serpentín colocado en el tope del regenerador, el cual facilita el reflujo.

Las pérdidas de glicol aumentan a medida que sube la temperatura en el tope de la torre. Una válvula manual en la línea es equipada como bypass del serpentín de reflujo.

Bajo condiciones normales esta válvula está cerrada y el flujo total pasa a través del serpentín de reflujo. En operaciones con climas fríos, con temperatura ambiente muy bajas, esto podría producir también mucho reflujo y el rehervidor podría llegar a sobrecargarse.

En este caso el rehervidor no será capaz de mantener la temperatura requerida. Con estas condiciones, por consiguiente, una porción o toda la solución de glicol rico podría by pasear el serpentín de reflujo. Esto es efectuado por apertura de la válvula manual hasta que el rehervidor pueda mantener la temperatura. Esto disminuye la cantidad de reflujo producido por el serpentín y reduce la carga en el rehervidor.

Si el condensador trabajara a temperaturas muy bajas por ejemplo de (150 -160°F), el vapor de agua que sale por el tope se recondensa y vuelve al rehervidor - a través del empaque - llenando el rehervidor con exceso de líquido. La presión del rehervidor sube y el glicol es expulsado por el tope de la columna produciendo una lluvia.

Algunas veces una fuga puede producirse en el serpentín de reflujo del glicol frío en el tope de la Columna Despojadora. Cuando esto ocurre, el exceso de glicol puede inundar la torre empacada en la columna

despojadora, desestabilizar la operación de destilación e incrementar las pérdidas de glicol. Por esta razón el serpentín de reflujo debería correctamente ser mantenido. Una ruptura del empaque y pulverizado de esta puede causar espuma en la Columna Despojadora e incrementar las pérdidas de glicol.

El empaque puede usualmente ser roto por excesivo movimiento del lecho cuando los hidrocarburos vaporizan violentamente en el rehervidor.

Un manipuleo descuidado cuando se instala el empaque puede causar pulverizado. Como las partículas quebradas hacia abajo, la caída de presión a través del despojador se incrementa. Esto restringe el flujo de vapor y líquido y causa que el glicol sea filtrado fuera del tope del despojador.

Un ensuciamiento del empaque causado por depósitos de sedimentos de sales o restos de hidrocarburos, también podrían causar espuma en el Despojador e incrementar las pérdidas de glicol. Por consiguiente, el empaque debería ser limpiado o reemplazado cuando este sea obstruido o pulverizado.

Un gran arrastre de hidrocarburos líquidos dentro del sistema de glicol puede ser muy preocupante y peligroso. Los hidrocarburos podrían vaporizar violentamente en el rehervidor, inundar el Despojador e incrementar las pérdidas de glicol. Vapores de hidrocarburos pesados y/o líquidos podrían derramarse encima del rehervidor y crear un riesgo de fuego.

Gráfico 1

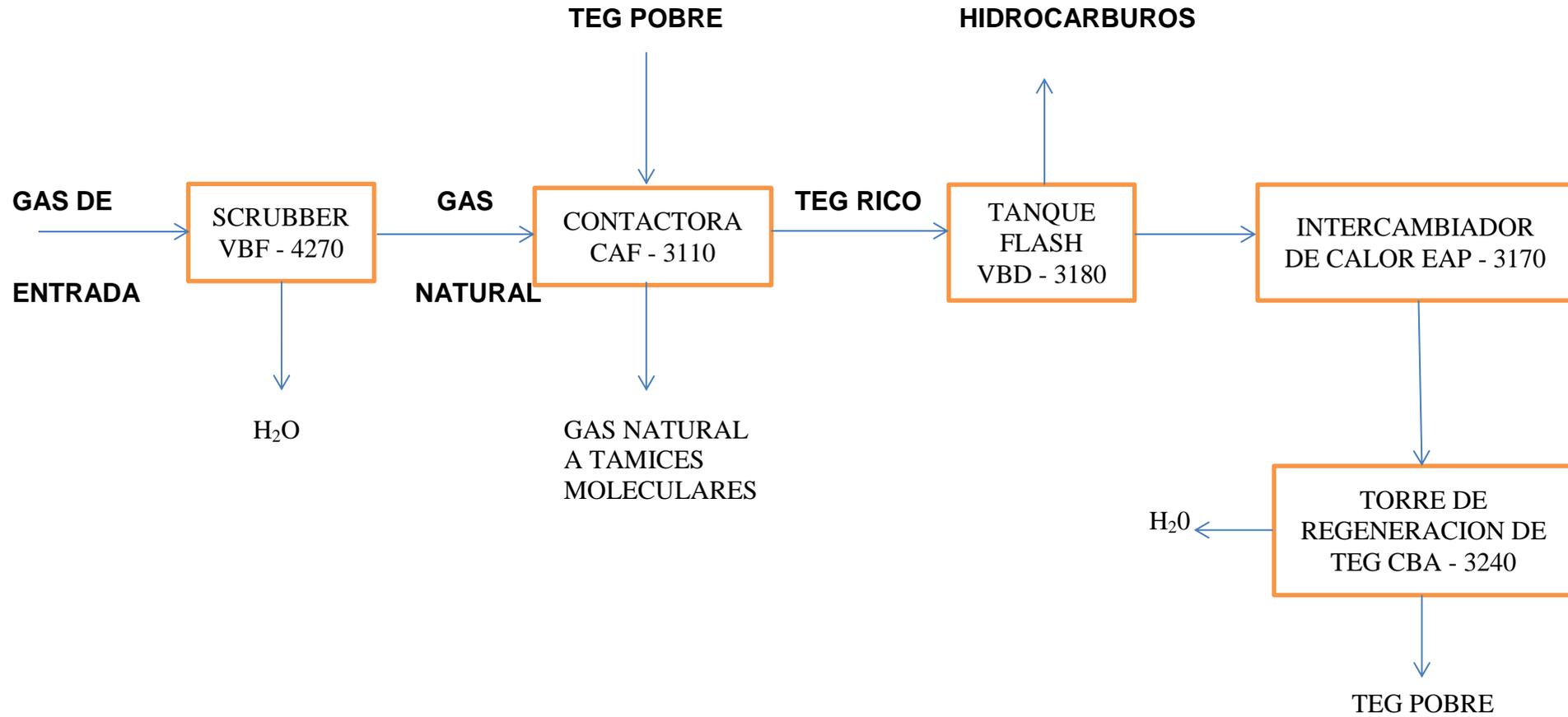


Grafico del proceso de deshidratación del gas natural utilizando TEG. Elaboración FUENTE PROPIA

# **CAPITULO**

## **III**

## **SIMULACION DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL**

### **3.1. Simulación: Definiciones e Importancia.**

Los paquetes de simulación son instrumentos de cálculo básico para la realización de diversas aplicaciones en el campo de la ingeniería. Estos permiten realizar una evaluación rápida y confiable de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual, así como para el estimado de costos de equipos y servicios. También, con el uso de simuladores es posible analizar y/o optimizar la secuencia operacional de los elementos que componen el proceso (diagramas de flujo), localizar restricciones (cuellos de botella) y predecir el comportamiento de plantas existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de predecir la respuesta del proceso a estas modificaciones, proporcionando suficiente información para planificar una mejor operación.

#### **3.1.1. Etapas para Realizar un Estudio de Simulación.**

Los resultados obtenidos de una simulación de procesos nunca podrán ser mejores que los datos de partida, especialmente los datos termodinámicos. Existe una frase famosa en el entorno de la simulación de procesos que aún lleva el concepto un paso más allá, reconociendo que si los datos de partida ya son malos, peores van a ser los resultados.

Todo en una simulación de procesos, desde el balance de materia a los caudales molares, a las propiedades de transporte, a la separación obtenible en las columnas, depende de la precisión de los datos termodinámicos usados.

Los datos necesarios para estimarlos parámetros de un modelo termodinámico simple son pocos y acostumbran a estar disponibles. Por ejemplo, si se conocen la temperatura crítica y la presión crítica de los componentes puros, se pueden estimar los parámetros de una ecuación cúbica de estado simple. Incluso si las propiedades críticas se desconocieran, podrían ser estimadas a partir de una presión de vapor y de una densidad del líquido.

Los métodos de contribución de grupos necesitan incluso menos información: simplemente la estructura química de las moléculas. En cualquier caso, las estimaciones nunca podrán ser tan exactas como las mediciones experimentales.

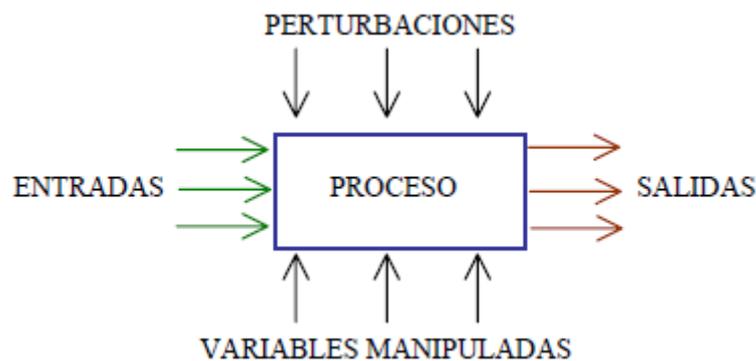
Por fortuna (o no), los simuladores de proceso poseen paquetes termodinámicos completos, que el usuario selecciona como un todo y que, sin embargo, pueden llegar a producir resultados erróneos en todo el proceso, ya que, sin avisar, van a aplicar ecuaciones por defecto para el cálculo de numerosas propiedades.

La elección segura del modelo termodinámico requiere conocer el sistema químico, las opciones de cálculo del simulador a usar y el margen de error aceptable, especialmente en los casos habituales de diseño de nuevas plantas o de solución de problemas de las existentes. Se asume asimismo que el ingeniero usuario de simulación, sin ser necesariamente un experto en termodinámica aplicada, conoce y entiende las opciones termodinámicas que va a seleccionar.

### **3.1.2. Definición del Sistema.**

Todo sistema consiste de componentes interrelacionados y es, en un sentido, una entidad cerrada, considerada como independiente (mentalmente) de todo lo que le rodea. Un sistema químico es un conjunto de procesos físicos y químicos interrelacionados y medios físicos que lo

implementan. Todo sistema tiene entradas y salidas Fig. 3.1.2.1 entradas pueden ser materia prima, su composición, temperatura, etc. Un sistema está usualmente sujeto a perturbaciones, y en orden a compensar estas, se hace uso de acciones de control (o correcciones).



**Fig. 3.1.** Un sistema simple controlado

Un sistema a pequeña escala está definido únicamente por las propiedades del proceso y está limitado a una simple unidad de proceso, sus fuerzas internas y la configuración de la unidad.

Un sistema a gran escala es un conjunto de sistemas a pequeña escala y difiere cuantitativa y cualitativamente de un sistema a pequeña escala. Las características de la salida de un sistema a gran escala son:

1. Integridad, que es el conjunto de objetivos y propósitos.
2. Gran tamaño y multiplicidad de funciones ejecutadas.
3. Comportamiento complejo.
4. Aspectos competitivos (procesos antagónicos pueden tener lugar en un sistema, tendiendo a reducir su efectividad).

Un ejemplo de un sistema a gran escala es el departamento de investigación y desarrollo de una planta de procesos.

Cualquier secuencia química de producción puede dividirse en un número definido de etapas básicas en las cuales toman lugar los procesos

básicos comunes a todo Ingeniero Químico. Algunas de las más importantes son: Absorción, destilación, reacción química, etc.

El carácter básico según el cual los procesos son empleados bajo un título particular, es la identidad de los aspectos físicos y químicos, es decir las relaciones de materia y energía dentro de un proceso dado. Una unidad de proceso contiene todas las características necesarias y suficientes que singularizan la multiplicidad de fenómenos físicos y químicos. El objetivo o propósito de una unidad de proceso es también tomado en consideración. De acuerdo a sus relaciones internas de materia y energía, los procesos de ingeniería química son habitualmente divididos en las siguientes clases: Hidrodinámicos, térmicos, de difusión, químicos y mecánicos.

Según su objetivo o propósito e implementación, las clases anteriores son divididas en unidades de proceso (procesos unitarios). Por ejemplo la clase de difusión incluye las siguientes unidades de procesos: Absorción (desorción), destilación, extracción, adsorción (desorción), disolución (cristalización), secado, intercambio iónico, etc.

Todos los procesos pueden dividirse en determinísticos y estocásticos (o al azar). Un proceso determinístico es aquel en el cual la observación es hecha sobre un conjunto continuo de valores de manera bien definida, y la salida de la variable más representativa del proceso, es determinada únicamente por las variables de entrada. Los procesos determinísticos pueden describirse adecuadamente por los métodos clásicos de análisis y métodos numéricos. Un ejemplo de un proceso determinístico es aquel que se lleva a cabo en un reactor continuo, de flujo bien agitado.

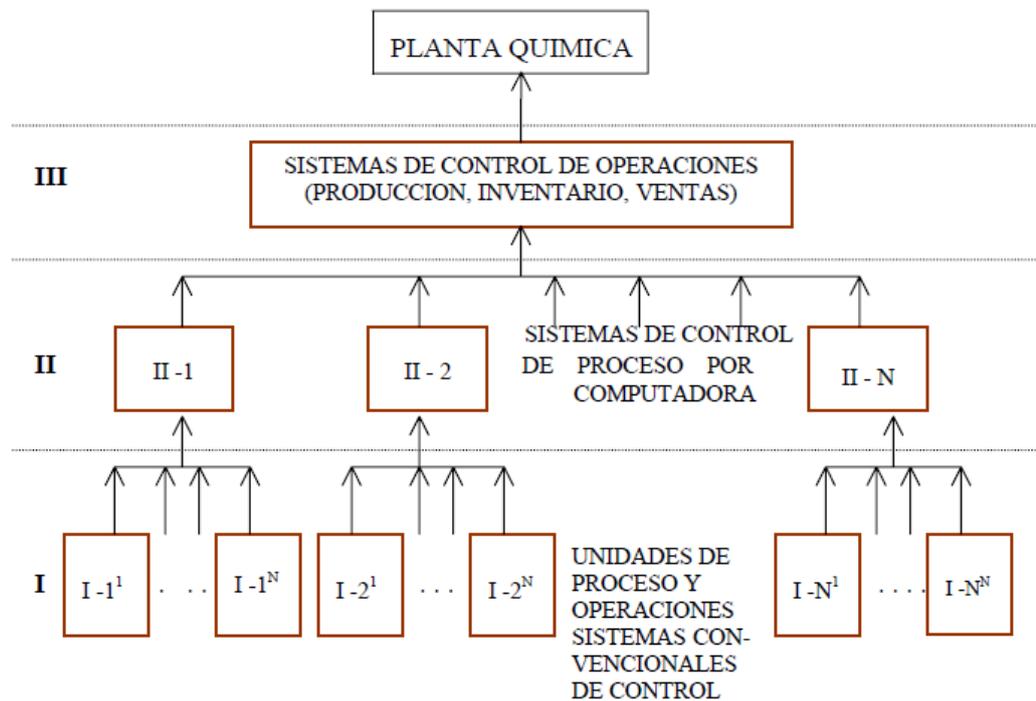
Un proceso al azar o estocástico es aquel en el cual los cambios observados son de manera casual y frecuentemente discontinuos. En un proceso estocástico la variable de salida no está directamente relacionada a la variable de entrada los procesos estocásticos son descritos en términos de la estadística y teoría de las probabilidades.

Un ejemplo es un proceso catalítico de contacto en el cual el rendimiento del producto disminuye conforme decrece la actividad del catalizador a través del tiempo.

### **3.1.2.1. Jerarquía de sistemas.**

Todo proceso de manufactura puede visualizarse como una secuencia de tres etapas básicas, a saber, preparación de la materia prima, tratamiento químico propiamente dicho, y separación de los productos finales. Esta secuencia está englobada en un sistema integrado de ingeniería química. En los tiempos presentes una planta química, como un sistema a gran escala, consiste de un número grande de sistemas interrelacionados colocados en tres niveles de jerarquía [Fig.3.1.2.2](#) los subsistemas del nivel inferior comparten entre ellos las funciones asignadas por el subsistema del siguiente nivel superior. Cada subsistema de una planta química es una combinación de un sistema de ingeniería química y un sistema de control automático operando como un ente simple diseñado para producir un proceso especificado.

El nivel más inferior en la estructura jerárquica de una planta química consta de las unidades de procesos de ingeniería química (mecánica, flujo de fluidos, transferencia de calor, difusión, reacción, etc.), asociados con sistemas locales de control.



**Fig. 3.1.2.2** Jerarquía en una Planta Química

El segundo nivel (Fig. 3.1.2.2) de una planta química comprende los departamentos de producción y sus sistemas de control automático asociados. Un departamento en una planta química es un conjunto de unidades de proceso interrelacionados cuya operación está acompañada por perturbaciones fortuitas; es decir, las relaciones de entrada-salida de los subsistemas se hacen estocásticas. En el análisis de los subsistemas del segundo nivel, se tiene entonces que recurrir a técnicas de estadística y teoría de probabilidades.

A este nivel, la información es analizada estadísticamente, y el control de los subsistemas incluye la optimización. El máximo nivel en jerarquía de una planta química (ver Fig. 3.1.2.2) provee administración y control para toda la producción, mantenimiento, inventario, planeamiento y mercadeo. A este nivel las necesidades provienen del análisis y del control óptimo de la planta total. Esto incluye el uso de modelos matemáticos, Ingeniería de sistemas, investigación de operaciones, etc.

### **3.1.3. Formación del modelo.**

La formación del modelo tal vez sea la decisión más importante que se debe tomar a la hora de realizar una simulación. Los errores en la simulación por una mala selección del modelo de propiedades físicas no se pueden detectar o prevenir fácilmente, los resultados parecen correctos, pero no lo son. Por lo tanto, es de vital importancia desarrollar criterios que ayuden a elegir el o los modelos más adecuados a un problema específico.

#### **3.1.3.1 Modelamiento.**

La distinción principal de los presentes días, es que los procesos químicos proceden a grandes velocidades en sistemas de multi-fase, además son de extrema complejidad. Esta complejidad se debe a la multiplicidad y diversidad de variables de proceso y las ramificaciones de las relaciones internas entre ellas, debido a las cuales un cambio en una variable puede ocasionar cambios no lineales en otras variables. Esta complejidad aumenta en los casos de múltiples reciclos y reacciones competitivas, los cuales pueden cambiar totalmente el modelo. Además de esto, puede sobreponerse al proceso cualquier perturbación.

El potencial externo de información acerca de los procesos químicos es muy grande, nosotros estamos obligados a reducir este potencial y a limitar el número de alternativas.

Esto puede hacerse mediante un adecuado discernimiento sobre un proceso particular a través de los modelos. Un modelo es una representación simplificada de aquellos aspectos de un proceso actual que está siendo investigado. El flujo de información es dividido en dos etapas; en la primera etapa, un modelo es comparado con el proceso real, y se toma como el adecuado si las diferencias son despreciables; en la segunda etapa, comparamos nuestras observaciones del proceso con las

respuestas del modelo. Este procedimiento es denominado modelamiento. Existe modelamiento físico y modelamiento matemático.

### **3.1.3.2. Modelamiento Físico.**

En este caso el proceso de interés es reproducido en diferentes escalas y se analiza el efecto de las características físicas. El experimento es llevado a cabo directamente sobre el proceso real. Los datos experimentales son reducidos a relaciones incluyendo grupos dimensionales hechos sobre varias combinaciones de cantidades físicas y dimensiones lineales.

Con esta presentación dimensional, las relaciones encontradas pueden ser generalizadas a clases de eventos teniendo los mismos grupos dimensionales o similar criterio. Estos grupos dimensionales son derivados sobre la base de ecuaciones diferenciales o análisis dimensional.

El modelamiento físico consiste en buscar la misma o casi la misma similitud de criterio para el modelo y el proceso real. Como ya se ha notado antes, los procesos reales son modelados en una escala de crecimiento progresivo, con la dimensión longitudinal principal hecha en proporción (criterio de similitud). El principio de similitud es importante en el análisis de procesos determinísticos los cuales obedecen las leyes físicas, pero es difícil aplicar para el análisis de procesos probabilísticas incluyendo múltiples relaciones estocásticas entre los eventos.

### **3.1.3.3. Modelamiento Matemático.**

El modelamiento matemático es el proceso de creación de una representación matemática de algún fenómeno en razón de conseguir un mejor entendimiento del fenómeno. Es un proceso en el cual se cambia la observación con el establecimiento simbólico. Durante la construcción de

un modelo, el modelista deberá decidir que factores serán relevantes para el fenómeno y cuales podrán dejar de enfatizarse.

En la construcción de un modelo matemático, un proceso real es reducido a sus bases esenciales, y el esquema resultante es descrito por un formulismo matemático seleccionado de acuerdo a la complejidad del proceso.

Es importante que un modelo deberá representar con suficiente exactitud las propiedades cuantitativas y cualitativas del fenómeno; en otras palabras, el modelo deberá adaptarse adecuadamente al proceso real. Para verificar esta necesidad, las observaciones hechas sobre el fenómeno deberán compararse con las predicciones derivadas del modelo bajo idénticas condiciones.

Entonces un modelo matemático de un fenómeno (proceso) químico real es una descripción matemática combinando las observaciones experimentales y estableciendo relaciones entre las variables de proceso. El objetivo final de un modelo matemático es la predicción del comportamiento del proceso y recomendar los debidos sistemas de control.

#### **3.1.3.4 Terminología de Modelos Matemáticos.**

Existen muchas formas para la clasificación de modelos matemáticos. Para nuestros fines resulta más satisfactorio agrupar primeramente los modelos en parejas opuestas.

<i><b>Determinista</b></i>	<i><b>frente a</b></i>	<i><b>probabilista.</b></i>
<i><b>Lineal</b></i>	<i><b>frente a</b></i>	<i><b>no lineal.</b></i>
<i><b>Estado estacionario</b></i>	<i><b>frente a</b></i>	<i><b>estado no estacionario.</b></i>
<i><b>Parámetro globalizado</b></i>	<i><b>frente a</b></i>	<i><b>parámetro distribuido.</b></i>

La elección de un tipo particular de modelo matemático es determinada por las condiciones específicas bajo las que puede proceder un proceso dado. El objetivo principal del modelamiento y la simulación es para controlar un sistema o proceso dado. Como una consecuencia, un modelo matemático completo debe describir relaciones entre las variables básicas del proceso bajo condiciones de estado estacionario (un modelo estático) y bajo condiciones transitorias (un modelo dinámico).

#### **3.1.3.4.1 Modelos Deterministas Frente a Modelos Probabilistas.**

Dependiendo de que un proceso dado sea determinístico o estocástico, este puede ser representado por cualquier de los siguientes modelos matemáticos: (1) Un modelo analítico rígido, un modelo numérico rígido, un modelo analítico probabilístico, o un modelo numérico probabilístico (Monte Carlo). Los modelos deterministas o elementos de modelos son aquellos en los que cada variable y parámetro puede asignarse a un número fijo definido, o a una serie de números fijos, para una serie dada de condiciones. Por el contrario, en los modelos o elementos probabilistas, o estocásticos, se introduce el principio de incertidumbre.

Las variables o parámetros utilizados para describir las relaciones entrada-salida y la estructura de los elementos (y las restricciones) no son conocidos con precisión. En los modelos estadísticos es preciso volver atrás diciendo “el valor de  $x$  es  $(a \pm b)$  con un 95% de probabilidad”, lo que quiere decir que en una operación prolongada el valor de  $x$  será mayor que  $(a + b)$  o menor que  $(a - b)$  en un 5 por ciento de los casos.

Los elementos o modelos estocásticos no son tan fáciles de tratar como los deterministas. En la construcción de modelos rígidos, se utilizan diferentes técnicas clásicas de matemáticas, a saber, ecuaciones diferenciales, ecuaciones lineales de diferencia, ecuaciones integrales y operadores para conversión a modelos algebraicos.

#### **3.1.3.4.2 Modelos Lineales Frente a Modelos no Lineales.**

Si la salida  $y$ , de un subsistema está completamente determinada por la entrada  $x$ , los parámetros del subsistema y las condiciones inicial y límite, pueden, en un sentido general, representar simbólicamente al subsistema por:

$$y = Hx$$

El operador  $H$  representa cualquier forma de conversión de  $x$  en  $y$ .

Supóngase ahora que al subsistema se le aplican simultáneamente dos entradas separadas, de forma que:

$$y = H(x_1 + x_2) = H(x_1) + H(x_2) = y_1 + y_2 \dots \dots \dots (i)$$

Por tanto, el operador  $H$  es, por definición, un operador lineal. Un sistema se denomina lineal si su operador  $H$  es lineal, y el modelo de un sistema lineal, que está representado por ecuaciones y condiciones límite lineales, recibe el nombre de modelo lineal. En caso contrario, el modelo es no lineal.

El principio de superposición representado por la Ec. (i), permite al ingeniero determinar la respuesta del sistema par una amplia variedad de entradas.

#### **3.1.3.4.3 Modelos de Estado Estacionario Frente a Modelos de Estado no Estacionario.**

Asumiendo una unidad de proceso (reactor, columna, intercambiador, etc.) para la cual al hacer un balance de alguna propiedad tal como masa, energía, momento de torque, etc.

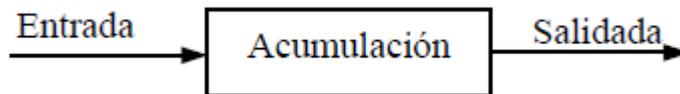


Fig. 3.1.3.4.3

$$Entrada - Salida = Acumulación = d(propiedad)/dt.....(ii)$$

Por estado estacionario consideramos, en la mayoría de sistemas, las condiciones donde ningún cambio ocurre con el tiempo. Matemáticamente esto corresponde a tener todas las derivadas (el término acumulación en la (Ec.ii) iguales a cero, o considerando un tiempo para realizarse muy grande, es decir, tiende al infinito. Por lo tanto: Entrada = Salida.

En cada balance, si las condiciones límite son independientes del tiempo, las variables dependientes del sistema pueden alcanzar gradualmente valores constantes con respecto al tiempo en un determinado punto. Para sistemas globalizados; si la entrada es constante con respecto al tiempo la salida puede alcanzar un valor constante.

Otra forma de expresar exactamente la misma idea consiste en decir que cuando el tiempo tiende hacia infinito desaparecen los estados transitorios y el sistema es invariante con respecto al tiempo. Históricamente las técnicas de diseño en ingeniería química para operaciones básicas, cinética de reacción, etc. han tratado casi exclusivamente con operaciones en estado estacionario. Cuando comenzó a estudiarse ampliamente el control de procesos, se encontró que la operación en estado no estacionario era muy importante.

Diseñar una planta basándose en información de estado estacionario y adicionar después los controles resulta actualmente inadecuado: tanto las unidades como el control del sistema deben diseñarse conjuntamente. Por supuesto que el análisis y diseño de un proceso de estado no estacionario requiere más tipos diferentes y detallados de información que

en el caso precedente, pero el análisis dinámico de la operación prolongada suele con frecuencia conducir a un mejor diseño desde el punto de vista económico, que, al fin y al cabo, es lo que importa.

Un ejemplo típico de un proceso de estado no estacionario puede ser la puesta en marcha de una columna de destilación que alcanzará eventualmente un conjunto de condiciones de operación de estado estacionario.

De hecho, cuando se examina con más detalle, se encuentra que la columna siempre opera en estado estacionario con pequeñas fluctuaciones de temperatura y composición, que se producen en todo momento, pero que posiblemente oscilan alrededor de los valores “medios de estado estacionario”.

El análisis dinámico ayuda a minimizar las desviaciones de las especificaciones del producto durante la puesta en marcha, parada o cambios en los niveles de operación. En resumen, dependiendo de la naturaleza del proceso, este será descrito por un modelo estático.

#### **3.1.3.4.4 Modelo Estático.**

Un modelo estático (o al estado estacionario) ignora cambios en las variables del proceso con el tiempo. Antes de construir un modelo estático, es analizado el proceso para establecer su naturaleza física y química, para establecer las ecuaciones que lo describan.

#### **3.1.3.4.5 Modelo Dinámico.**

La construcción de un modelo dinámico (o al estado no estacionario) se hace para describir las características dinámicas del proceso, esto es, estableciendo relaciones entre sus principales variables, las cuales varían con el tiempo.

#### **3.1.3.4.6. Modelos de parámetro distribuido frente a modelos de parámetro Globalizado (o agrupado).**

Brevemente, una representación de parámetro globalizado quiere decir que se ignoran las variaciones espaciales y que las distintas propiedades y el estado (variables dependientes del sistema se pueden considerar homogéneas en todo el sistema).

Por otra parte, una distribución de parámetro distribuido tiene en cuenta variaciones detalladas desde el punto de vista del sistema en su conjunto. Todos los sistemas reales, son por supuesto, distribuidos debido a que existen algunas variaciones en todo el conjunto.

Sin embargo, las variaciones son con frecuencia relativamente pequeñas, de forma que se pueden ignorar, y entonces el sistema se puede considerar “globalizado”.

La respuesta a la pregunta de si la globalización de parámetros es válida, dista mucho de ser sencilla. Una buena regla aproximada es que si la respuesta del elemento, para todos los fines prácticos, es instantánea en el conjunto de todo el elemento, entonces el parámetro del elemento puede ser globalizado.

Si la respuesta presenta diferencias instantáneas a lo largo del elemento, ya no sería globalizado. Por respuesta se entiende la velocidad de propagación de la entrada o señal a través del elemento. Así, para ver si debe utilizarse una ecuación de parámetro distribuido o globalizado, es necesario conocer algo acerca de los detalles del elemento en cuestión.

Debido a que los procedimientos matemáticos para la resolución de sistemas de parámetro globalizado son más sencillos que para los

sistemas de parámetro distribuido, con frecuencia se aproxima este último por un sistema equivalente de parámetro globalizado.

Mientras que la globalización resulta con frecuencia posible es preciso tener mucho cuidado en evitar el enmascaramiento de las características sobresalientes del elemento distribuido (lo que dará lugar a la construcción de un modelo inadecuado) debido a la globalización. Además la variabilidad o no-linealidad del modelo de parámetro globalizado puede dar lugar a un tratamiento matemático tan difícil como el modelo original no globalizado.

Como ejemplo de la utilización de modelos matemáticos globalizados en vez de distribuido, vamos a considerar el concepto de etapa de equilibrio en destilación, extracción u otras operaciones similares. Generalmente se supone que la etapa actúa como un todo y no se tienen en cuenta las variaciones de composición, temperatura y presión entre las distintas partes de la etapa.

Todas estas variables se “globalizan” conjuntamente en un valor medio total. Los errores introducidos por este tipo de análisis se compensan en última instancia mediante el nebuloso término de eficiencia de la etapa.

Otro ejemplo lo constituye un tanque de mezcla que se emplea para el mezclado de fluidos, o bien para efectuar reacciones químicas. Generalmente basamos los cálculos en la suposición de que el tanque esté perfectamente agitado de forma que todo el volumen del mismo consiste en un material homogéneo de características idénticas al producto que sale del tanque.

Ahora bien, en un tanque real existen placas deflectoras, rincones, etc., y la mezcla no es perfecta en todas las regiones, lo cual conduce a falta

de uniformidad en el tanque. Con frecuencia se ignoran nuevamente estas variaciones y se emplean ciertos valores medios para las propiedades del material contenido en el tanque.

Para muchos fines la suposición globalizada resulta bastante satisfactoria, aunque para ciertos tipos de reacciones químicas el mezclado no ideal puede tener importantes efectos. En relación con estos vamos a considerar distintos aspectos.

Las variaciones espaciales consideradas en los modelos de parámetro distribuido pueden ser para una dimensión solamente o para dos o tres dimensiones. Por ejemplo, en los métodos habituales de diseño de un absorbedor de relleno para gases se supone que las concentraciones varían en forma continua en la dirección axial o de flujo, pero en cambio se ignoran en la dirección radial.

A un reactor tubular o de partículas de relleno se le considera generalmente en la misma forma, pero, como en este caso los gradientes radiales de temperatura pueden ser importantes, para tener en cuenta esto es necesario utilizar un modelo de parámetro distribuido de dos o tres dimensiones en el que se consideran las variaciones radial y axial de la temperatura y las concentraciones.

Otra cuestión a considerar es que se pueden realizar aproximaciones y simplificaciones parciales. Por ejemplo, en un modelo tridimensional de parámetro distribuido para un reactor químico, se admite con frecuencia que el perfil de velocidad es plano. Esto sirve de ayuda para la resolución matemática sin alterar el tipo de modelo. Si existen perfiles de velocidad complicados, la suposición de un perfil plano puede no resultar adecuada.

### 3.1.4. Colección de datos.

En esta etapa se realizó la búsqueda de recursos bibliográficos, tesis de grado, textos, artículos publicados en internet, normas, diagramas, etc., referente a los principales procesos y equipos que conforman el sistema de deshidratación de gas natural utilizando como solvente TEG. Además, se obtuvo información acerca de las especificaciones de equipos que conforman el mencionado sistema, composición de flujos, variables de diseño, entre otros parámetros.

### 3.1.5. Implementación del modelo.

#### Modelo Matemático de Peng-Robinson

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a \alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2}$$

R= constantes de los gases (8,31451 J/mol\*K)

$$a = \frac{0,45724R^2T_c^2}{P_c} \quad y \quad b = \frac{0,07780RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = (1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5}))^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

Donde  $\omega$  es el factor acéntrico del compuesto.

La ecuación de Peng-Robinson fue desarrollada en 1976 para cumplir los siguientes objetivos:

1. Los parámetros habían de poder ser expresados en función de las propiedades críticas y el factor acéntrico.
2. El modelo debía ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad líquida.

3. Las reglas de mezclado no debían emplear más que un parámetro sobre las interacciones binarias, que debía ser independiente de la presión, temperatura y composición.
4. La ecuación debía ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos naturales de gases.

Generalmente la ecuación de Peng-Robinson da unos resultados similares a de Soave, aunque es bastante mejor para predecir las densidades de muchos compuestos en fase líquida, especialmente los apolares.

### **3.1.6. Simulación en Ingeniería Química.**

El uso de "modelos" en Ingeniería Química está consolidado, pero la utilización de "modelos dinámicos" en vez de los "modelos de estado estacionario" es más reciente. Esto se refleja en la existencia en el mercado de potentes paquetes de software destinados a la simulación dinámica. Estos software actuales poseen herramientas matemáticas sofisticadas, las cuales pueden solucionar tanto la condición inicial de estado estacionario así como los siguientes cambios dinámicos. A menudo, una aproximación simplificada puede ser muy útil en la clarificación de ideas preliminares antes de ir a paquetes de escala comercial.

La simulación dinámica es una parte esencial de estudios de operabilidad o riesgos, que asesora sobre las consecuencias del fracaso de la planta y en la mitigación de los posibles efectos. Mejora la comprensión en las mejoras del proceso y es una herramienta poderosa para la optimización de plantas, tanto en el campo operativo como en el de diseño. Este tipo de simulación tiene igual importancia en procesos continuos, Batch, semibatch y procesos cíclicos de manufactura.

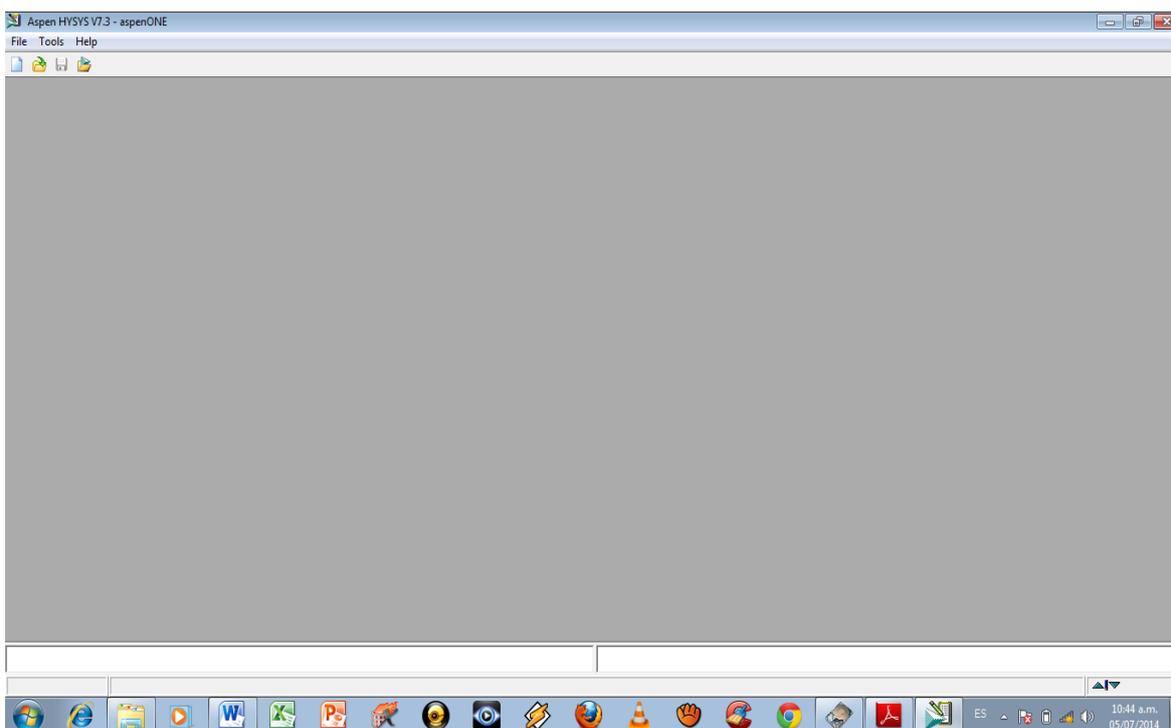
### 3.1.7. Uso del simulador Aspen Hysys V 7.3

#### **ENTORNO HYSYS**

##### **3.1.7.1 Abrir Sesión**

Abra HYSYS haciendo clic en INICIAR>Programas>Aspen Tech>Process Modeling V7.3>ASPEN HYSYS

La primera vez que usted ejecute HYSYS aparecerá en su pantalla la ventana de inicio del programa. Por favor maximice esta ventana (para copar toda la pantalla) dando un clic sobre el botón maximice en la esquina superior derecha



de la ventana HYSYS. Se verá lo siguiente:

Ventana Gráfica N° 01

La línea del tope es llamada la Barra de títulos, contiene el logotipo HYSYS y nombre en el lado izquierdo, y los botones Minimizar, Restaurar, y Cerrar en el lado derecho.

La siguiente línea es llamada la Barra de menús, esta barra contiene las órdenes del más alto nivel para HYSYS.

**File:** Este comando es usado para definir formatos de salida, abrir trabajos, imprimir y obtener información general sobre HYSYS

**Tools:** Esta orden sirva para iniciar un trabajo de simulación (Preferences).

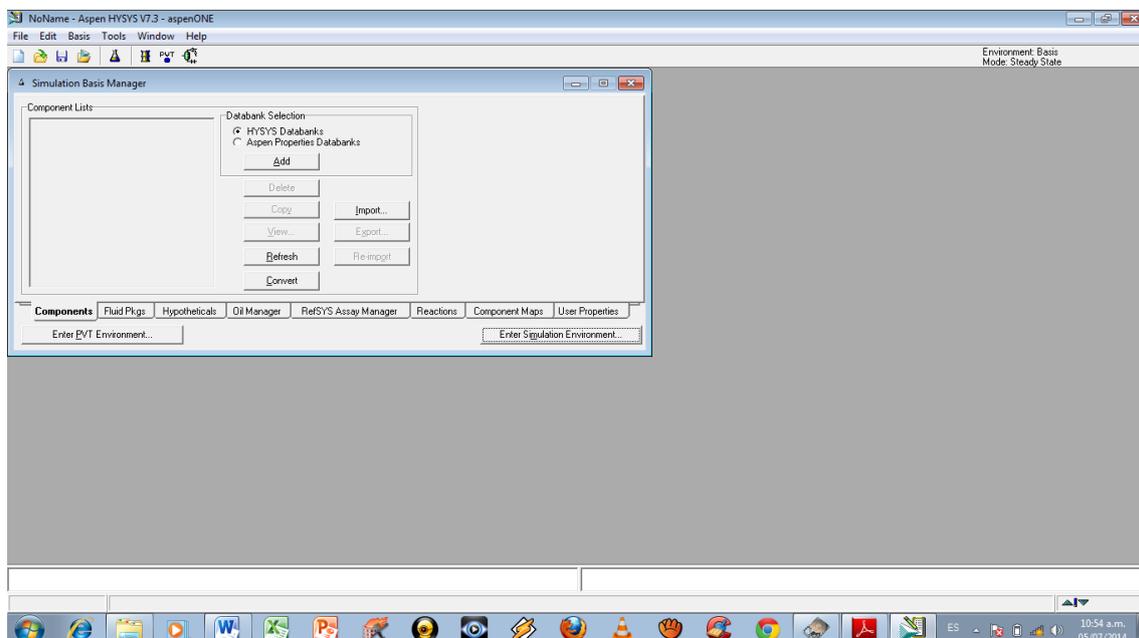
**Help:** Esta función da al usuario permiso de llamar las facilidades de ayuda en línea.

La tercera línea (o barra) es llamada la Barra de herramientas, contiene los símbolos para directamente invocar atajos para las funciones diversas del archivo que de otra manera se tiene acceso a través de los menús. Hasta ahora no se difiere de otro software del entorno Windows, lo demás de la ventana está inactivo en este nivel.

### 3.1.7.1.1 Iniciar un Nuevo caso

Haciendo clic en el botón New Case. Aparece la ventana del administrador básico de simulación **Simulation Basis Manager**. La primera de ellas es fundamental y es donde podemos elegir los componentes de nuestro trabajo.

Ventana Gráfica N° 02



Cuando seleccionamos la pestaña **Components** aparece un número de botones:

**View** – Le permite una Lista de Componentes Existente.

**Add** – Le permite crear una nueva Lista de Componentes.

**Delete** – Para borrar una Lista de Componentes.

**Copy** – Hace una copia de una Lista de Componentes existente.

**Import** – le permite importar una lista de componentes predefinida desde el disco. Las Listas de Componentes tienen la extensión de archivo. fpk.

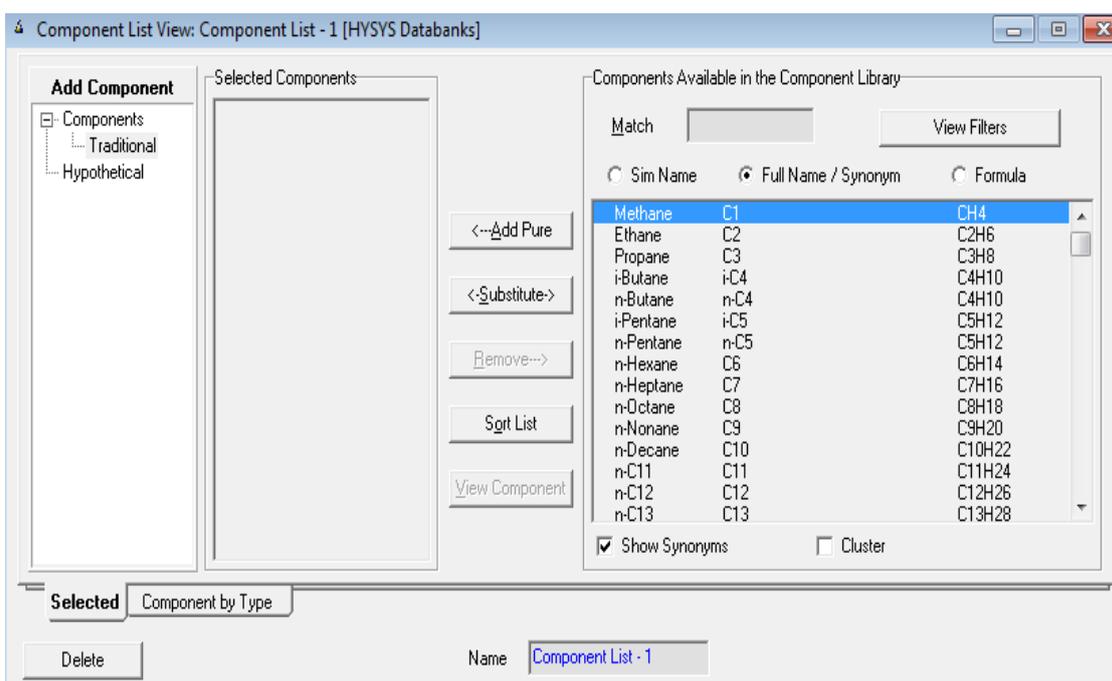
**Export** – le permite exportar una lista de componentes predefinida desde el disco. Una Lista de componentes exportada puede ser usada en otro caso, usando la función Import. Usted puede usar <Ctrl><B> para reingresar al Basis Manager desde cualquier punto en la simulación o haciendo clic en el  botón de la barra de herramientas.

### 3.1.7.2. Ingreso de Componentes

El primer paso para un trabajo en HYSYS es la definición de componentes, los cuales se pueden agrupar en una lista y guardarlos (Exportarlos) bajo un determinado nombre.

1. Seleccionamos la etiqueta **Components** del **Simulation Basis Manager** y hacemos clic en **Add** con lo cual aparece la librería de componentes. Esta librería en su parte izquierda tiene dos conceptos: **Components** (Los que están en la base de datos del programa), **Hypotetical** (Cuando vamos a formular un componente nuevo).

Ventana Gráfica N° 03



2. Se puede seleccionar componentes para su simulación usando varios métodos diferentes:

PARA USAR	HACER ESTO
<b>Match celda</b>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seleccione uno de los tres formatos de nombres, SimName, Full Name/Synonym, o Formula seleccionando el correspondiente radio button.</li> <li>2. Clic sobre la celda Match e ingresar el nombre del componente.</li> <li>3. Una vez que el componente deseado es resaltado haga ya sea: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Presione la tecla &lt;Enter&gt;</li> <li>• Presione el botón Add Pure</li> </ul> </li> </ol> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Doble clic en el componente para adicionarlo a su simulación.</li> </ul>
<b>Component List</b>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Usando la barra de desplazamiento para la lista principal de componentes, desplazarse a través de la lista hasta que encuentre el componente deseado.</li> <li>2. Para adicionar el componente hacer ya sea: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Presione la tecla &lt;Enter&gt;</li> <li>• Presione el botón Add Pure</li> </ul> </li> </ol> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Doble clic en el componente para adicionarlo a su simulación.</li> </ul>
<b>Family Filter</b>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Asegúrese que la celda Match esté vacía, y presione el botón Family Filter....</li> <li>2. Seleccionar la familia deseada desde Family Filter para desplegar solamente el tipo de componente.</li> <li>3. Use cualquiera de los dos métodos previos para desear desear el componente deseado.</li> <li>4. Para adicionar el componente hacer ya sea: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Presione la tecla &lt;Enter&gt;</li> <li>• Presione el botón Add Pure</li> </ul> </li> </ol> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Doble clic en el componente para adicionarlo a su simulación.</li> </ul> <p>Con la opción Filter, no solamente podemos buscar por familias de componentes (alcoholes, aminas, misceláneos, etc), sino podemos ver cuáles son los Fluid Package recomendados para cada componente y filtrar atendiendo a este método.</p>

### 3.1.7.3. El Paquete de Fluidos: Fluid Package

#### 3.1.7.3.1. Concepto de Fluid Package

HYSYS usa el concepto de Paquete de Fluído (Fluid Package) para contener toda la información necesaria para cálculos físicos de las propiedades de componentes.

Este acercamiento le permite definir toda información (paquete de componentes, propiedades, parámetros de interacción, reacciones, datos tabulares, componentes hipotéticos, etc.) Dentro de una sola entidad. Hay tres ventajas cruciales para este acercamiento:

Toda información asociada está definida en una sola posición, permitiendo fácil creación y modificación de la información.

Los paquetes de fluidos pueden ser almacenados como una entidad completamente separada para usarlo en una simulación.

Pueden ser usados múltiples paquetes de fluidos en la misma simulación; Sin embargo, todos deben ser definidos dentro del Administrador Base común (Basis Manager).

El Basis Manager de la simulación es una vista de la propiedad que le permite crear y manipular cada **Fluid Package** en la simulación.

Cuando quiera que usted inicie un nuevo caso (New Case), HYSYS coloca a usted en esta posición.

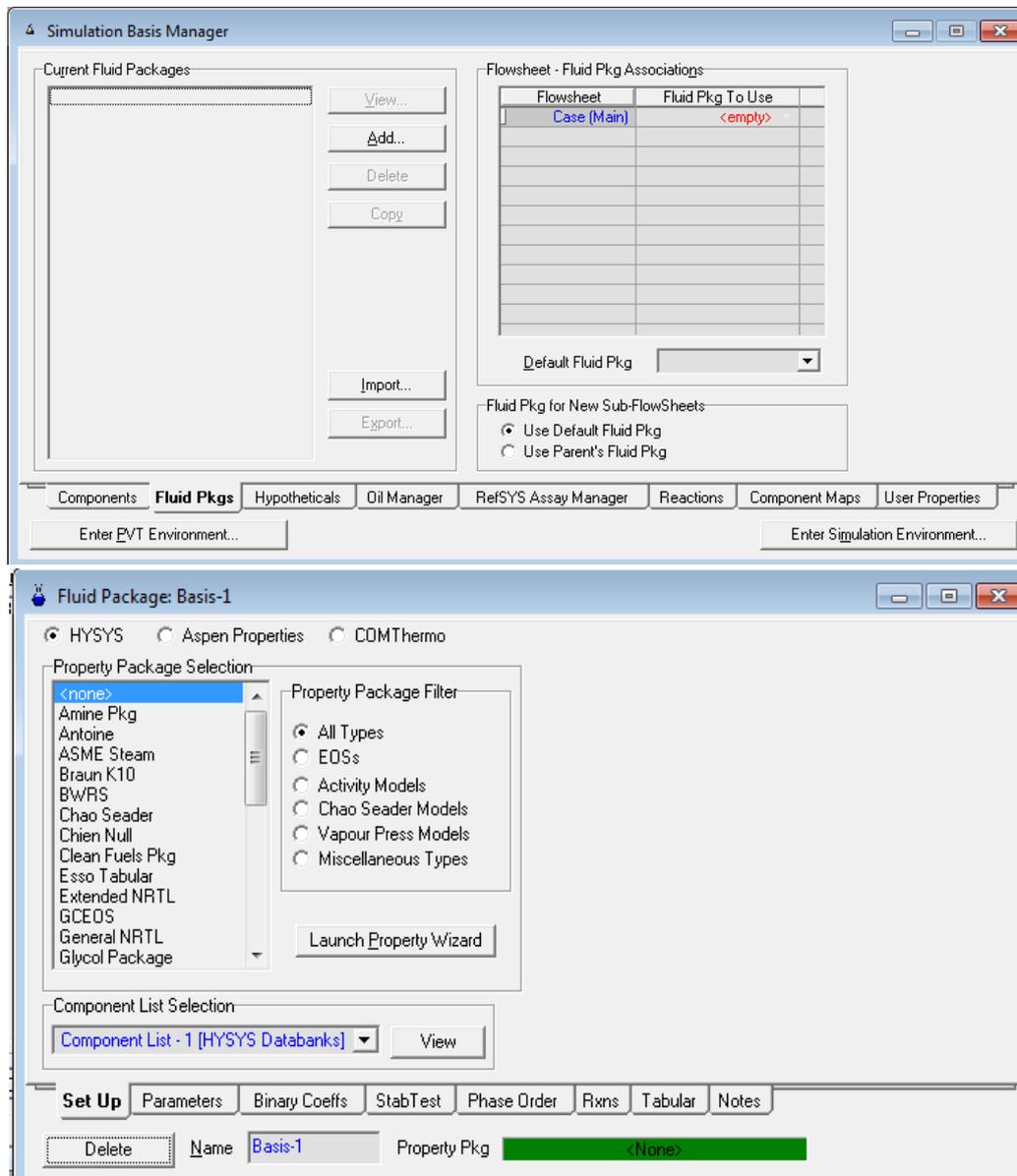
Al abrir la pestaña Fluid Pkgs del Simulation Basis Manager, contiene la lista de definiciones corrientes de Fluid Package. Usted puede usar múltiples Fluid Packages dentro de una simulación asignándoselos a diferentes flowsheets y acoplando los flowsheets.

#### 3.1.7.3.2 Selección del Fluid Package

El segundo paso para la simulación es definir el **Fluid Package**, este paso es muy importante y no se debe tomar a la ligera, ya que definirá la base de la simulación. Si tenemos una buena base, tendremos una buena simulación, pero si introducimos un error desde el principio, este se agravará con el desarrollo de la simulación:

1. En el Simulation Basis Manager seleccione la etiqueta Fluid Pkgs y sombrear la lista de componentes para la cual deseamos colocar la opción termodinámica (Lista de Componentes -1) y luego hacer clic en el botón Add.

Ventana Gráfica N° 04



La siguiente es un breve resumen de las opciones termodinámicas recomendadas para los coeficientes de actividad para diferentes aplicaciones.

APLICACIÓN	Margules	VanLaar	Wilson	NRTL	UNIQUAC
<b>Sistemas Binarios</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Sistema de Múltiples Componentes</b>	<b>LA</b>	<b>LA</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Sistemas Azeotropicos</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Equilibrio Liquido-Liquido</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>LA</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Sistemas Diluidos</b>	<b>?</b>	<b>?</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Sistemas de Asociación Individual</b>	<b>?</b>	<b>?</b>	<b>A</b>	<b>A</b>	<b>A</b>
<b>Polímeros</b>	<b>N/A</b>	<b>N/A</b>	<b>N/A</b>	<b>N/A</b>	<b>A</b>
<b>Extrapolación</b>	<b>?</b>	<b>?</b>	<b>G</b>	<b>G</b>	<b>G</b>

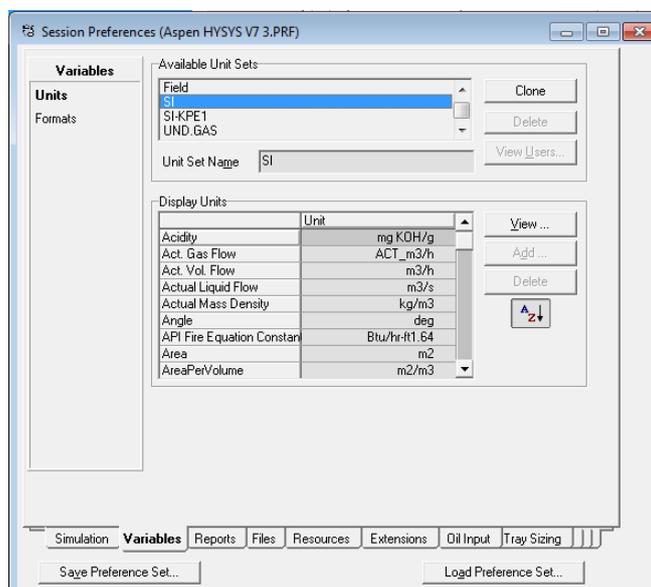
- A = Aplicable
- N/A = No Aplicable
- ? = Cuestionable
- G = Bueno
- LA = Aplicación Limitada

### 3.1.7.3.3. Seleccionando un Sistema de Unidades

El sistema de unidades predeterminado en HYSYS es el SI, es posible cambiar el sistema de unidades usado para exteriorizar las diferentes variables.

1. Del menú Tools, seleccione Preferences

Ventana Gráfica N° 05



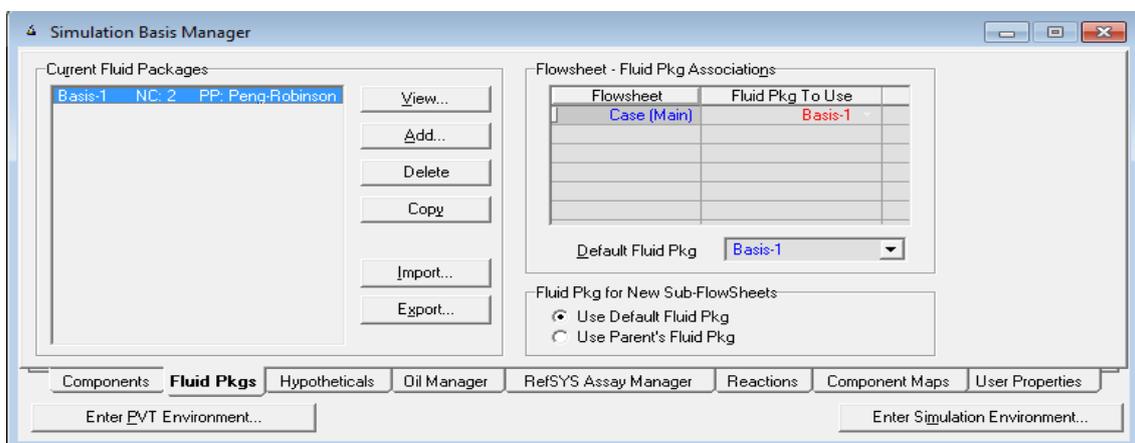
2. Seleccione el sistema de variables que elija, luego cierre esta ventana haciendo clic en X para volver a la simulación.

### 3.1.7.4. ENTORNO DE LA SIMULACIÓN

#### 3.1.7.4.1. Ingresar al entorno de la simulación.

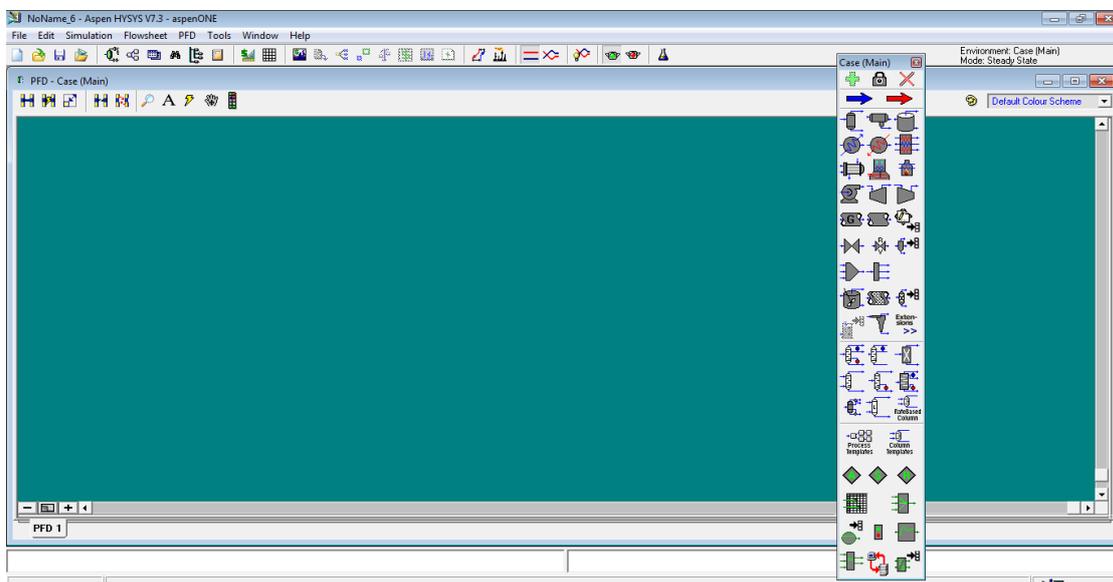
Desde el Simulation Basis Manager hacemos clic en **Enter Simulation Environment**.

Ventana Gráfica N° 06



Si no hemos definido el Fluid Package, el programa nos advierte que falta definirlo. En este caso definimos un Fluid Package nuevo o importamos un Fluid Package ya definido y guardado con anterioridad, se abre la siguiente ventana.

Ventana Gráfica N° 07

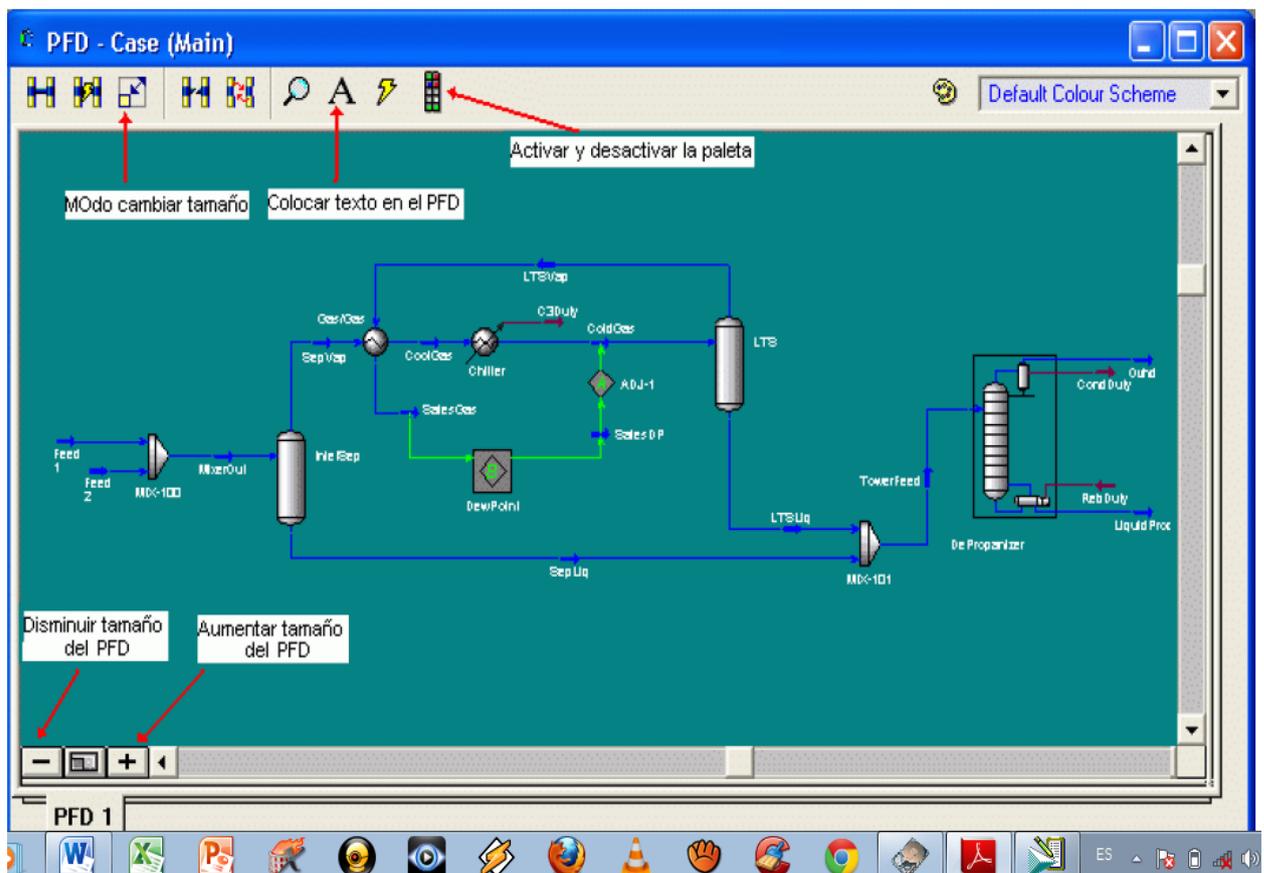


Esta es la pantalla principal de HYSYS donde realizaremos las simulaciones, en este medio la simulación se hace muy visual y fácil de llevar. Hay otro medio de simulación en HYSYS que veremos más adelante el Workbook.

La Paleta de Objetos la usaremos para seleccionar el equipo o el tipo de corriente que queremos introducir en el sistema de simulación. Para ocultar o hacer visible la paleta de objetos hay que pulsar F4, en versiones superiores a la 3.1 hay un icono donde se puede hacer el mismo efecto que F4.

La paleta se puede dividir en cuatro secciones, la primera es la dedicada a las corrientes de materia (flecha azul) y energía (flecha roja). En la segunda se muestran los equipos de separación de fases, presión, transferencia de calor y reactores, la tercera muestra equipos de transferencia de masa (destilación...) y la cuarta es la dedicada a la lógica.

Ventana Gráfica N° 08



### 3.1.7.4.2. Adicionando corrientes

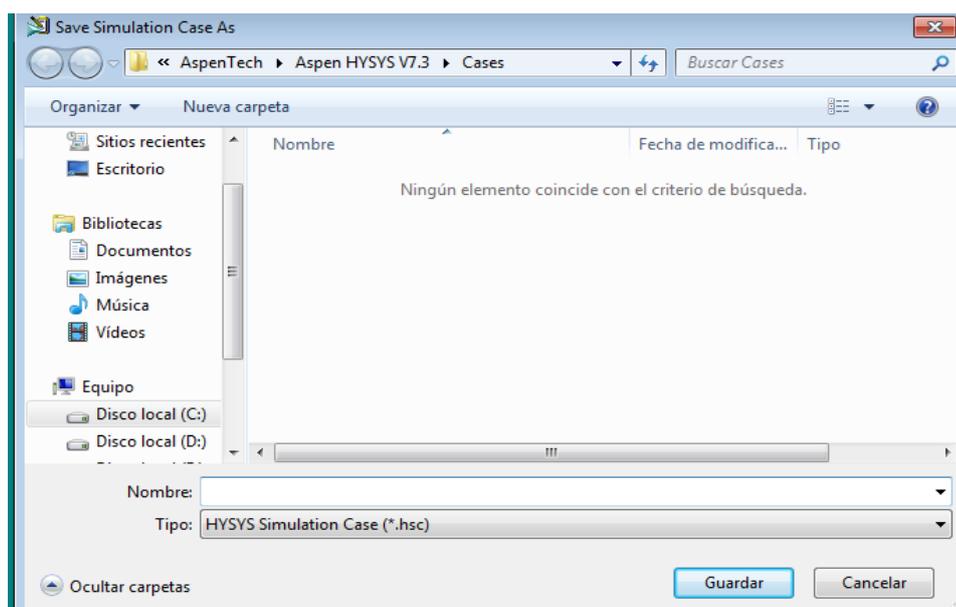
En HYSYS, hay dos tipos de corrientes, material y energía. Las corrientes de material tienen una composición y parámetros tales como temperatura, presión y flujos. Estas son usadas para representar corrientes de proceso. Las corrientes de energía tienen solamente un parámetro, flujo de calor. Estas son usadas para representarla carga suministrada a o por una unidad de operación. Existe una variedad de formas para adicionar las corrientes en HYSYS.

PARA USAR ESTO	HACER ESTO
<i>Menu Bar</i>	Seleccionar Add Stream del menu del Flowsheet. Ó Presionar la tecla <F11>. Se abra la vista de propiedad de la Corriente.
<i>WorkBook</i>	Abra el Workbook y vaya a la etiqueta Material Streams. Típee un nombre de corriente dentro de la celda <b>**New**</b> .
<i>Object Pallet</i>	Seleccione la Paleta de Objetos (Object Palette) del menú del Flowsheet o presione <F4> para abrir la Object Palette. Doble clic sobre el icono corriente.

### 3.1.7.4.3. Guardando el Trabajo

Para guardar trabajo en cualquier momento para lo cual debe ir al menu File/Save as Y darle un nombre.

Ventana Gráfica N° 09



# **CAPITULO IV**

## MODELO GENERAL PARA LA SIMULACIÓN EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

### 4.1. Simulación del proceso de deshidratación del gas natural.

La Deshidratación es el proceso de remoción de vapor de agua de la corriente de gas. Por lo general, para lograr el objetivo se emplean plantas industriales cuyos diseños específicos conducen a la eliminación del agua en el gas Natural. Las más comunes son las Plantas de glicol (Ver Fig.1) y las que usan adsorbentes sólidos como los tamices moleculares. Esta remoción puede ser realizada por muchos métodos. El proceso en este caso es el llamado absorción. En este proceso un líquido higroscópico es usado para remover el vapor de agua del gas. El glicol comúnmente usado para la deshidratación es Trietilen glicol o TEG.

### 4.2. Simulación en cada uno de los equipos del proceso.

#### 4.2.1 Simulación en el SCRUBBER VBF-4270 del tren principal de Deshidratación.

Se selecciona el icono **separator** de la paleta de opciones de equipos, se insertan las corrientes de GAS DE ENTRADA y las variables de operación del equipo y se procede a ejecutar la simulación.

La composición en fracción mol de los componentes de la corriente de gas de entrada están descritas en la tabla 01 de la página N° 93 y son las siguientes:

Ventana Gráfica N° 10

Component	Mole Fractions	Vapour
H2O	0.0014	
CO2	0.0054	
Nitrogen	0.0050	
Methane	0.8303	
Ethane	0.0975	
Propane	0.0347	
i-Butane	0.0047	
n-Butane	0.0090	
i-Pentane	0.0030	
n-Pentane	0.0028	
n-Hexane	0.0028	
Benzene	0.0001	
n-Heptane	0.0018	
n-Octane	0.0011	
n-Nonane	0.0003	
n-Decane	0.0001	
TEGlycol	0.0000	

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

Las condiciones de caudal, presión y temperatura del gas de entrada son las siguientes:

Ventana Gráfica N° 11

Worksheet	Stream Name	GAS DE ENTRADA
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.9997
Properties	Temperature [F]	101.0
Composition	Pressure [psig]	1300
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	243.6
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	5.351e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3161
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.202e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	147.7
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-9.432e+008
Normalized Yield:	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2.858e+005
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

**Composición en fracción molar de las corrientes de salida obtenidos de la simulación del SCRUBBER VBF-4270**

Ventana Gráfica N° 12

Worksheet	GAS DE ENTRADA	H2O LIQ	1
Conditions	H2O	0.0014	0.9999
Properties	CO2	0.0054	0.0001
Composition	Nitrogen	0.0050	0.0000
PF Specs	Methane	0.8303	0.0000
	Ethane	0.0975	0.0000
	Propane	0.0347	0.0000
	i-Butane	0.0047	0.0000
	n-Butane	0.0090	0.0000
	i-Pentane	0.0030	0.0000
	n-Pentane	0.0028	0.0000
	n-Hexane	0.0028	0.0000
	Benzene	0.0001	0.0000
	n-Heptane	0.0018	0.0000
	n-Octane	0.0011	0.0000
	n-Nonane	0.0003	0.0000
	n-Decane	0.0001	0.0000
	TEGlycol	0.0000	0.0000

#### 4.2.2 Simulación en la contactora CAF-3110.

##### 4.2.2.1 Composición en fracción masa de las corrientes de ingreso a la contactora CAF-3110.

- Corriente de Ingreso de TEG.

Ventana Gráfica N° 13

The screenshot shows the 'Material Stream: INGRESO TEG' window in Aspen HYSYS. The 'Composition' tab is selected in the left-hand 'Worksheet' pane. The main area displays a table of mass fractions for various components in a liquid phase. The total mass fraction is 1.00000.

Component	Mass Fractions	Phase
H2O	0.0139	Liquid
CO2	0.0000	
Nitrogen	0.0000	
Methane	0.0000	
Ethane	0.0000	
Propane	0.0000	
i-Butane	0.0000	
n-Butane	0.0000	
i-Pentane	0.0000	
n-Pentane	0.0000	
n-Hexane	0.0000	
Benzene	0.0000	
n-Heptane	0.0000	
n-Octane	0.0000	
n-Nonane	0.0000	
n-Decane	0.0000	
TEGlycol	0.9861	
<b>Total</b>	<b>1.00000</b>	

Ventana Gráfica N° 14

The screenshot shows the 'Material Stream: INGRESO TEG' window in Aspen HYSYS. The 'Properties' tab is selected in the left-hand 'Worksheet' pane. The main area displays a table of stream properties for the 'INGRESO TEG' stream.

Property	Value
Stream Name	INGRESO TEG
Vapour / Phase Fraction	0.0000
Temperature [F]	119.0
Pressure [psig]	1300
Molar Flow [MMSCFD]	0.9416
Mass Flow [lb/hr]	1.409e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	24.98
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7.365e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	157.6
Heat Flow [Btu/hr]	-3.274e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5.678
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

**4.2.2.2. Composición de las corrientes de salida después de correr la simulación en la contactora CAF- 3110.**

Estos componentes se encuentran en la tabla N 02 de la página 93

- **Composición y condiciones de la corriente de salida Gas hacia los Tamices Moleculares.**

Ventana Gráfica N° 15

	Mole Fractions	Vapour Phase
H2O	0.0001	0.0001
CO2	0.0054	0.0054
Nitrogen	0.0050	0.0050
Methane	0.8315	0.8315
Ethane	0.0976	0.0976
Propane	0.0348	0.0348
i-Butane	0.0047	0.0047
n-Butane	0.0090	0.0090
i-Pentane	0.0030	0.0030
n-Pentane	0.0028	0.0028
n-Hexane	0.0028	0.0028
Benzene	0.0001	0.0001
n-Heptane	0.0018	0.0018
n-Octane	0.0011	0.0011
n-Nonane	0.0003	0.0003
n-Decane	0.0001	0.0001
TEGlycol	0.0000	0.0000
Total	1.00000	

Ventana Gráfica N° 16

	GAS A TM	Vapour Phase
Stream Name	GAS A TM	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	102.6	102.6
Pressure [psig]	1300	1300
Molar Flow [MMSCFD]	243.2	243.2
Mass Flow [lb/hr]	5.344e+005	5.344e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3159	3159
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.174e+004	-8.174e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	147.9	147.9
Heat Flow [Btu/hr]	-9.386e+008	-9.386e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2.854e+005	2.854e+005
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

▪ **Condiciones y composición de la Corriente de salida TEG RICO.**

Ventana Gráfica N° 17

Material Stream: TEG RICO

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.2738	0.0003	0.2738
CO2	0.0018	0.0054	0.0018
Nitrogen	0.0008	0.0050	0.0008
Methane	0.0213	0.8313	0.0213
Ethane	0.0055	0.0976	0.0055
Propane	0.0026	0.0348	0.0026
i-Butane	0.0001	0.0047	0.0001
n-Butane	0.0003	0.0090	0.0003
i-Pentane	0.0001	0.0030	0.0001
n-Pentane	0.0001	0.0028	0.0001
n-Hexane	0.0000	0.0028	0.0000
Benzene	0.0008	0.0001	0.0008
n-Heptane	0.0000	0.0018	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0011	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0003	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0001	0.0000
TEGlycol	0.6929	0.0000	0.6929
Total	1.00000		

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Ventana Gráfica N° 18

Material Stream: TEG RICO

	Stream Name	TEG RICO	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [F]		101.9	101.9	101.9
Pressure [psig]		1298	1298	1298
Molar Flow [MMSCFD]		1.216	2.047e-006	1.216
Mass Flow [lb/hr]		1.466e+004	4.496e-003	1.466e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]		26.46	2.658e-005	26.46
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-6.308e+005	-8.179e+004	-6.308e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		133.1	147.8	133.1
Heat Flow [Btu/hr]		-3.620e+007	-7.902	-3.620e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		5.967	2.401e-003	5.967
Fluid Package		Basis-1		
Utility Type				

Buttons: Delete, Define from Other Stream...

### 4.2.3 Simulación en los equipos de deshidratación del gas de regeneración.

#### 4.2.3.1 Simulación en el SCRUBBER del gas de regeneración.

- **Composición y condiciones de la corriente de entrada de gas de Regeneración.**

Ventana Gráfica N° 18

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.0014	0.0014	0.0005
CO2	0.0054	0.0054	0.0018
Nitrogen	0.0050	0.0050	0.0003
Methane	0.8303	0.8314	0.1240
Ethane	0.0975	0.0976	0.0618
Propane	0.0347	0.0347	0.0642
i-Butane	0.0047	0.0047	0.0188
n-Butane	0.0090	0.0089	0.0482
i-Pentane	0.0030	0.0030	0.0344
n-Pentane	0.0028	0.0027	0.0407
n-Hexane	0.0028	0.0026	0.1042
Benzene	0.0001	0.0001	0.0041
n-Heptane	0.0018	0.0016	0.1571
n-Octane	0.0011	0.0008	0.2011
n-Nonane	0.0003	0.0002	0.0945
n-Decane	0.0001	0.0000	0.0444
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Ventana Gráfica N° 19

Stream Name	GAS DE REG	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9984	0.9984	0.0016
Temperature [F]	101.0	101.0	101.0
Pressure [psig]	450.0	450.0	450.0
Molar Flow [MMSCFD]	5.000	4.992	7.907e-003
Mass Flow [lb/hr]	1.098e+004	1.091e+004	71.66
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	64.89	64.67	0.2216
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.057e+004	-8.039e+004	-1.898e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	159.8	159.9	121.1
Heat Flow [Btu/hr]	-1.902e+007	-1.895e+007	-7.086e+004
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5866	5857	4.913e-002
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

**Composición y condiciones de las corrientes de salida del SCRUBBER del gas de Regeneración después de correr la simulación.**

- **Corriente de salida del SCRUBBER del gas de regeneración.**

Ventana Gráfica N° 20

Material Stream: Salida

Worksheet	Molar Flows	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.7682	0.7682	0.0000
CO2	2.9632	2.9632	0.0000
Nitrogen	2.7449	2.7449	0.0000
Methane	455.7437	455.7437	0.0000
Ethane	53.4758	53.4758	0.0000
Propane	18.9953	18.9953	0.0000
i-Butane	2.5640	2.5640	0.0000
n-Butane	4.8993	4.8993	0.0000
i-Pentane	1.6172	1.6172	0.0000
n-Pentane	1.5019	1.5019	0.0000
n-Hexane	1.4468	1.4468	0.0000
Benzene	0.0513	0.0513	0.0000
n-Heptane	0.8518	0.8518	0.0000
n-Octane	0.4293	0.4293	0.0000
n-Nonane	0.0827	0.0827	0.0000
n-Decane	0.0164	0.0164	0.0000
TEG Glycol	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Total</b>	<b>548.15183 lbmole/hr</b>		

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

Ventana Gráfica N° 21

Material Stream: Salida

Worksheet	Stream Name	Salida	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		1.0000	1.0000	0.0000
Temperature [F]		101.0	101.0	101.0
Pressure [psig]		450.0	450.0	450.0
Molar Flow [MMSCFD]		4.992	4.992	0.0000
Mass Flow [lb/hr]		1.091e+004	1.091e+004	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]		64.67	64.67	0.0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-8.039e+004	-8.039e+004	-1.898e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		159.9	159.9	121.1
Heat Flow [Btu/hr]		-1.895e+007	-1.895e+007	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		5857	5857	0.0000
Fluid Package		Basis-1		
Utility Type				

Buttons: Delete, Define from Other Stream...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Completed.

All Stream Properties

- Corriente de salida del SCRUBBER del gas de regeneración agua líquida.

Ventana Gráfica N° 22

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.0005	0.0014	0.0005
CO2	0.0018	0.0054	0.0018
Nitrogen	0.0003	0.0050	0.0003
Methane	0.1240	0.8314	0.1240
Ethane	0.0618	0.0976	0.0618
Propane	0.0642	0.0347	0.0642
i-Butane	0.0188	0.0047	0.0188
n-Butane	0.0482	0.0089	0.0482
i-Pentane	0.0344	0.0030	0.0344
n-Pentane	0.0407	0.0027	0.0407
n-Hexane	0.1042	0.0026	0.1042
Benzene	0.0041	0.0001	0.0041
n-Heptane	0.1571	0.0016	0.1571
n-Octane	0.2011	0.0008	0.2011
n-Nonane	0.0945	0.0002	0.0945
n-Decane	0.0444	0.0000	0.0444
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Total</b>	<b>1.00000</b>		

Ventana Gráfica N° 23

Stream Name	AGUA LIQ	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [F]	101.0	101.0	101.0
Pressure [psig]	450.0	450.0	450.0
Molar Flow [MMSCFD]	7.907e-003	0.0000	7.907e-003
Mass Flow [lb/hr]	71.66	0.0000	71.66
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.2216	0.0000	0.2216
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.898e+005	-8.039e+004	-1.898e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121.1	159.9	121.1
Heat Flow [Btu/hr]	-7.086e+004	0.0000	-7.086e+004
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	4.913e-002	0.0000	4.913e-002
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

**4.2.3.2 Simulación en la contactora del gas de regeneración CAF-3800.**

- **Composición y condiciones de la corriente de entrada de TEG a la contactora CAF-3800.**

Ventana Gráfica N° 24

Material Stream: TEG REG

	LiqVol Flows	Liquid Phase
H2O	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000
TEG Glycol	40.1042	40.1042
<b>Total</b>	<b>40.10424 ft3/hr</b>	

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

Ventana Gráfica N° 25

Material Stream: TEG REG

	Stream Name	TEG REG	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.0000	1.0000
Temperature [F]		119.0	119.0
Pressure [psig]		450.0	450.0
Molar Flow [MMSCFD]		0.1713	0.1713
Mass Flow [lb/hr]		2825	2825
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]		5.000	5.000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		-7.912e+005	-7.912e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		167.6	167.6
Heat Flow [Btu/hr]		-6.399e+006	-6.399e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		1.137	1.137
Fluid Package		Basis-1	
Utility Type			

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

- **Corriente de gas de regeneración en la entrada de la contactora CAF-3800.**

Ventana Gráfica N° 26

Material Stream: Salida

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.0014	0.0014	0.0005
CO2	0.0054	0.0054	0.0018
Nitrogen	0.0050	0.0050	0.0003
Methane	0.8314	0.8314	0.1240
Ethane	0.0976	0.0976	0.0618
Propane	0.0347	0.0347	0.0642
i-Butane	0.0047	0.0047	0.0188
n-Butane	0.0089	0.0089	0.0482
i-Pentane	0.0030	0.0030	0.0344
n-Pentane	0.0027	0.0027	0.0407
n-Hexane	0.0026	0.0026	0.1042
Benzene	0.0001	0.0001	0.0041
n-Heptane	0.0016	0.0016	0.1571
n-Octane	0.0008	0.0008	0.2011
n-Nonane	0.0002	0.0002	0.0945
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0444
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

Ventana Gráfica N° 27

Material Stream: Salida

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.0014	0.0014	0.0005
CO2	0.0054	0.0054	0.0018
Nitrogen	0.0050	0.0050	0.0003
Methane	0.8314	0.8314	0.1240
Ethane	0.0976	0.0976	0.0618
Propane	0.0347	0.0347	0.0642
i-Butane	0.0047	0.0047	0.0188
n-Butane	0.0089	0.0089	0.0482
i-Pentane	0.0030	0.0030	0.0344
n-Pentane	0.0027	0.0027	0.0407
n-Hexane	0.0026	0.0026	0.1042
Benzene	0.0001	0.0001	0.0041
n-Heptane	0.0016	0.0016	0.1571
n-Octane	0.0008	0.0008	0.2011
n-Nonane	0.0002	0.0002	0.0945
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0444
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

**Corrientes de salida de la contactora del gas de regeneración CAF-3800.**

- **Condiciones y composición de la corriente, gas a tamices moleculares al correr la simulación en contactora CAF-3800.**

Ventana Gráfica N° 28

Material Stream: GAS A T.M

	Mole Fractions	Vapour Phase
H2O	0.0000	0.0000
CO2	0.0054	0.0054
Nitrogen	0.0050	0.0050
Methane	0.8329	0.8329
Ethane	0.0976	0.0976
Propane	0.0346	0.0346
i-Butane	0.0047	0.0047
n-Butane	0.0089	0.0089
i-Pentane	0.0030	0.0030
n-Pentane	0.0027	0.0027
n-Hexane	0.0026	0.0026
Benzene	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0016	0.0016
n-Octane	0.0008	0.0008
n-Nonane	0.0002	0.0002
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

Ventana Gráfica N° 29

Material Stream: GAS A T.M

Stream Name	GAS A T.M	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	110.9	110.9
Pressure [psig]	530.0	530.0
Molar Flow [MMSCFD]	4.980	4.980
Mass Flow [lb/hr]	1.088e+004	1.088e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	64.56	64.56
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.004e+004	-8.004e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	159.0	159.0
Heat Flow [Btu/hr]	-1.882e+007	-1.882e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5843	5843
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Delete | Define from Other Stream...

### 4.3 Simulación en el tanque Flash VBD-3180.

- **Condiciones y composición de la corriente de entrada al tanque flash VBD-3180.**

Ventana Gráfica N° 30

The screenshot shows the 'Material Stream: INLET' window in Aspen HYSYS. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of mole fractions for various components. The total mole fraction is 1.00000. The components listed are H2O, CO2, Nitrogen, Methane, Ethane, Propane, i-Butane, n-Butane, i-Pentane, n-Pentane, n-Hexane, Benzene, n-Heptane, n-Octane, n-Nonane, n-Decane, and TEGlycol.

	Mole Fractions	Vapour Phase
H2O	0.2429	0.0059
CO2	0.0017	0.0292
Nitrogen	0.0008	0.0204
Methane	0.0204	0.7044
Ethane	0.0054	0.1563
Propane	0.0027	0.0640
i-Butane	0.0001	0.0042
n-Butane	0.0003	0.0086
i-Pentane	0.0001	0.0021
n-Pentane	0.0001	0.0020
n-Hexane	0.0001	0.0015
Benzene	0.0009	0.0004
n-Heptane	0.0000	0.0007
n-Octane	0.0000	0.0003
n-Nonane	0.0000	0.0001
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.7246	0.0000

Total: 1.00000

Ventana Gráfica N° 31

The screenshot shows the 'Material Stream: INLET' window in Aspen HYSYS. The 'Conditions' tab is active, displaying a table of stream properties. The stream name is 'INLET'. The properties listed include Vapour / Phase Fraction, Temperature [F], Pressure [psig], Molar Flow [MMSCFD], Mass Flow [lb/hr], Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM], Molar Enthalpy [kJ/kgmole], Molar Entropy [kJ/kgmole-C], Heat Flow [Btu/hr], and Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h].

Stream Name	INLET	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0262	0.0262
Temperature [F]	132.3	132.3
Pressure [psig]	75.00	75.00
Molar Flow [MMSCFD]	1.399	3.668e-002
Mass Flow [lb/hr]	1.751e+004	89.00
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	31.56	0.4911
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.444e+005	-8.709e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151.3	179.5
Heat Flow [Btu/hr]	-4.256e+007	-1.508e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7.127	43.01
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

- **Condición y Composición de la corriente Hidrocarburos Volátiles a la salida en el tanque flash después de correr la simulación.**

Ventana Gráfica N° 32

	Molar Flows	Vapour Phase
H2O	0.0239	0.0239
CO2	0.1176	0.1176
Nitrogen	0.0821	0.0821
Methane	2.8372	2.8372
Ethane	0.6294	0.6294
Propane	0.2579	0.2579
i-Butane	0.0171	0.0171
n-Butane	0.0345	0.0345
i-Pentane	0.0084	0.0084
n-Pentane	0.0081	0.0081
n-Hexane	0.0060	0.0060
Benzene	0.0016	0.0016
n-Heptane	0.0027	0.0027
n-Octane	0.0012	0.0012
n-Nonane	0.0002	0.0002
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.0000	0.0000

Total: 4.02796 lbmole/hr

Ventana Gráfica N° 33

Stream Name	HC VOL	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature [F]	132.3	132.3	132.3
Pressure [psig]	75.00	75.00	75.00
Molar Flow [MMSCFD]	3.668e-002	3.668e-002	0.0000
Mass Flow [lb/hr]	89.00	89.00	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.4911	0.4911	0.0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.709e+004	-8.709e+004	-6.594e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	179.5	179.5	150.5
Heat Flow [Btu/hr]	-1.508e+005	-1.508e+005	0.0000
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	43.01	43.01	0.0000
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

- **Composición y condiciones de la corriente de salida del tanque flash después de correr la simulación.**

Ventana Gráfica N° 34

	Mole Fractions	Vapour Phase
H2O	0.2493	0.0059
CO2	0.0009	0.0292
Nitrogen	0.0002	0.0204
Methane	0.0020	0.7044
Ethane	0.0014	0.1563
Propane	0.0010	0.0640
i-Butane	0.0000	0.0042
n-Butane	0.0001	0.0086
i-Pentane	0.0000	0.0021
n-Pentane	0.0000	0.0020
n-Hexane	0.0000	0.0015
Benzene	0.0009	0.0004
n-Heptane	0.0000	0.0007
n-Octane	0.0000	0.0003
n-Nonane	0.0000	0.0001
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.7441	0.0000

Total: 1.00000

Ventana Gráfica N° 35

Stream Name	OUTLET	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [F]	132.3	132.3	132.3
Pressure [psig]	75.00	75.00	75.00
Molar Flow [MMSCFD]	1.362	0.0000	1.362
Mass Flow [lb/hr]	1.743e+004	0.0000	1.743e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	31.07	0.0000	31.07
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.594e+005	-8.709e+004	-6.594e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	150.5	179.5	150.5
Heat Flow [Btu/hr]	-4.241e+007	0.0000	-4.241e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7.035	0.0000	7.035
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

**4.4 Simulación en el intercambiador de calor EAP-3170.**

- **Composición y condiciones de la corriente de entrada al intercambiador de calor EAP-3170.**

Ventana Gráfica N° 36

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
H2O	0.2493	0.0059	0.2493
CO2	0.0009	0.0292	0.0009
Nitrogen	0.0002	0.0204	0.0002
Methane	0.0020	0.7044	0.0020
Ethane	0.0014	0.1563	0.0014
Propane	0.0010	0.0640	0.0010
i-Butane	0.0000	0.0042	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0086	0.0001
i-Pentane	0.0000	0.0021	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0020	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0015	0.0000
Benzene	0.0009	0.0004	0.0009
n-Heptane	0.0000	0.0007	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0003	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0001	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.7441	0.0000	0.7441
<b>Total</b>	<b>1.00000</b>		

Ventana Gráfica N° 37

Stream Name	OUTLET	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [F]	132.3	132.3	132.3
Pressure [psig]	75.00	75.00	75.00
Molar Flow [MMSCFD]	1.362	0.0000	1.362
Mass Flow [lb/hr]	1.743e+004	0.0000	1.743e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	31.07	0.0000	31.07
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.594e+005	-8.709e+004	-6.594e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	150.5	179.5	150.5
Heat Flow [Btu/hr]	-4.241e+007	0.0000	-4.241e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7.035	0.0000	7.035
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

- Corriente de salida del intercambiador de calor EAP-3170 tras hacer correr la simulación en el equipo.

Ventana Gráfica N° 38

Material Stream: INT. OUT

	Mole Fractions	Liquid Phase
H2O	0.2493	0.2493
CO2	0.0009	0.0009
Nitrogen	0.0002	0.0002
Methane	0.0020	0.0020
Ethane	0.0014	0.0014
Propane	0.0010	0.0010
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0001
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
Benzene	0.0009	0.0009
n-Heptane	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.7441	0.7441

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

Buttons: Delete, Define from Other Stream...

Ventana Gráfica N° 39

Material Stream: INT. OUT

	INT. OUT	Liquid Phase
Stream Name	INT. OUT	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [F]	357.3	357.3
Pressure [psig]	74.00	74.00
Molar Flow [MMSCFD]	1.362	1.362
Mass Flow [lb/hr]	1.743e+004	1.743e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	31.07	31.07
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.199e+005	-6.199e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	251.8	251.8
Heat Flow [Btu/hr]	-3.987e+007	-3.987e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7.035	7.035
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Buttons: Delete, Define from Other Stream...

Worksheet | Attachments | Dynamics

OK

**4.5 Simulación en la Columna regeneradora de TEG, CBA-3240.**

- **Condiciones y composición de la corriente de entrada a la columna regeneradora de TEG, CBA-3240.**

Ventana Gráfica N° 40

Stream Name	INT. OUT	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [F]	357.3	357.3
Pressure [psig]	74.00	74.00
Molar Flow [MMSCFD]	1.362	1.362
Mass Flow [lb/hr]	1.743e+004	1.743e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	31.07	31.07
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.199e+005	-6.199e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	251.8	251.8
Heat Flow [Btu/hr]	-3.987e+007	-3.987e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	7.035	7.035
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Ventana Gráfica N° 41

	Mole Fractions	Liquid Phase
H2O	0.2493	0.2493
CO2	0.0009	0.0009
Nitrogen	0.0002	0.0002
Methane	0.0020	0.0020
Ethane	0.0014	0.0014
Propane	0.0010	0.0010
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0001
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
Benzene	0.0009	0.0009
n-Heptane	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.7441	0.7441

Total 1.00000

- **Composición y condiciones de la corriente de salida de agua después de correr la simulación en la columna regeneradora de TEG, CBA-3240.**

Ventana Gráfica N° 42

The screenshot shows the 'Material Stream: Agua' window in Aspen HYSYS. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of mass flows and vapour phase data for various components. The total mass flow is 691.95745 lb/hr.

	Mass Flows	Vapour Phase
H2O	553.4141	553.4141
CO2	6.1566	6.1566
Nitrogen	0.9862	0.9862
Methane	4.6907	4.6907
Ethane	6.1210	6.1210
Propane	6.8652	6.8652
i-Butane	0.3404	0.3404
n-Butane	0.7920	0.7920
i-Pentane	0.2253	0.2253
n-Pentane	0.2382	0.2382
n-Hexane	0.2081	0.2081
Benzene	10.5541	10.5541
n-Heptane	0.1064	0.1064
n-Octane	0.0485	0.0485
n-Nonane	0.0088	0.0088
n-Decane	0.0016	0.0016
TEGlycol	101.2004	101.2004
<b>Total</b>	<b>691.95745 lb/hr</b>	

Ventana Gráfica N° 43

The screenshot shows the 'Material Stream: Agua' window in Aspen HYSYS. The 'Conditions' tab is active, displaying a table of stream properties. The stream name is 'Agua' and the vapour phase is 1.0000.

Stream Name	Agua	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [F]	395.1	395.1
Pressure [psig]	50.00	50.00
Molar Flow [MMSCFD]	0.2949	0.2949
Mass Flow [lb/hr]	692.0	692.0
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1.427	1.427
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.407e+005	-2.407e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	183.8	183.8
Heat Flow [Btu/hr]	-3.352e+006	-3.352e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0.3103	0.3103
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

- **Condiciones y composición de la corriente de salida TEG POBRE después de correr la simulación en la columna regeneradora de TEG, CBA-3240.**

Ventana Gráfica N° 44

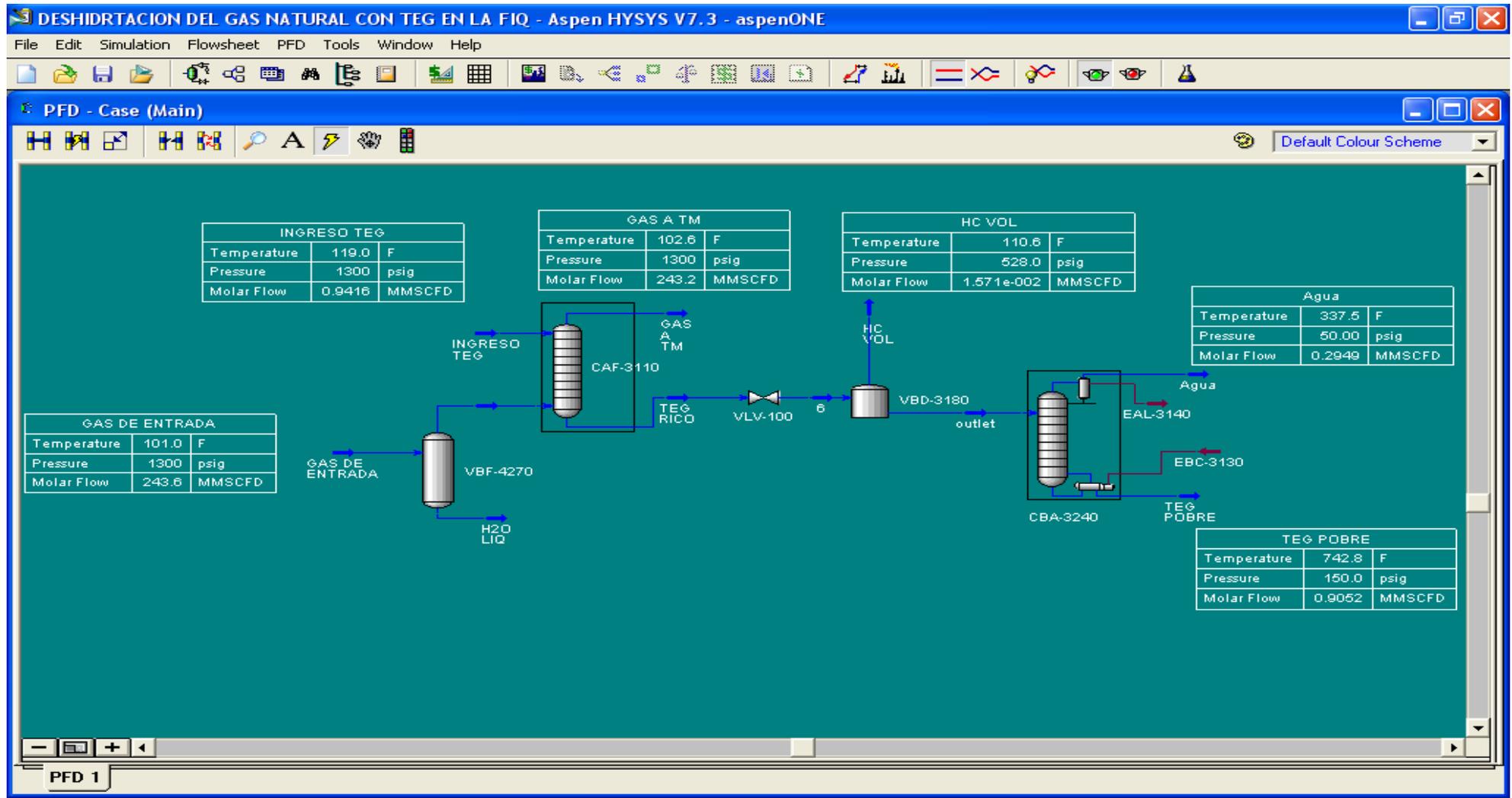
	Mass Fractions	Liquid Phase
H2O	0.0071	0.0071
CO2	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000
TEGlycol	0.9929	0.9929
<b>Total</b>	<b>1.00000</b>	

Ventana Gráfica N° 45

	TEG POBRE	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature [F]	760.9	760.9
Pressure [psig]	150.0	150.0
Molar Flow [MMSCFD]	1.068	1.068
Mass Flow [lb/hr]	1.673e+004	1.673e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	29.64	29.64
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5.967e+005	-5.967e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	497.3	497.3
Heat Flow [Btu/hr]	-3.007e+007	-3.007e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	6.741	6.741
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

#### 4.6. SIMULACIÓN TOTAL DEL PROCESO.

Ventana Gráfica N° 46



#### 4.7. RESULTADOS OBTENIDOS.

Los resultados obtenidos según los datos a condiciones normales de la planta en el simulador son:

- **Porcentaje de H<sub>2</sub>O eliminada desde la corriente de gas de entrada hasta la corriente de salida de la contactora CAF-3110.**

Ventana Gráfica N° 47: Flujo másico de agua en la corriente de Gas de Entrada.

Material Stream: GAS DE ENTRADA	
Worksheet	
	Mass Flows
H2O	674.2233
CO2	6305.2432
Nitrogen	305.8257 kg/h
Methane	674.2233 lb/hr
Ethane	78414.0529
Propane	40963.2378
i-Butane	7289.9874
n-Butane	13919.0282
i-Pentane	5846.8356
n-Pentane	5447.5435
n-Hexane	6451.4616
Benzene	206.9284
n-Heptane	4786.1957
n-Octane	3318.5896
n-Nonane	1013.5893
n-Decane	373.7459
TEGlycol	0.0000
Total 535097.74445 lb/hr	

Ventana Gráfica N° 48: Flujo másico en la corriente de gas a Tamices Moleculares.

Material Stream: GAS A TM	
Worksheet	
	Mass Flows
H2O	44.4094
CO2	6295.8291
Nitrogen	20.1440 kg/h
Methane	44.4094 lb/hr
Ethane	Calculated by: 4
Propane	40347.5722
i-Butane	7288.9277
n-Butane	13916.8216
i-Pentane	5846.2176
n-Pentane	5446.9388
n-Hexane	6450.9776
Benzene	198.8638
n-Heptane	4785.9627
n-Octane	3318.4858
n-Nonane	1013.5693
n-Decane	373.7417
TEGlycol	1.5444
Total 534359.75159 lb/hr	

Según los datos del flujo másico de agua en la corriente de gas de entrada y del flujo másico en la corriente de gas a tamices moleculares obtenidos en las ventanas gráficas N°47 y N°48 se toma en cuenta para el siguiente cálculo:

- **Cálculo del porcentaje de agua removido del gas de entrada inicial.**

$$\%H2O \text{ Rem} = \left[ 1 - \left( \frac{44.4094 \frac{lb}{h}}{674.2233 \frac{lb}{h}} \right) \right] \times 100 = 93.4133\%$$

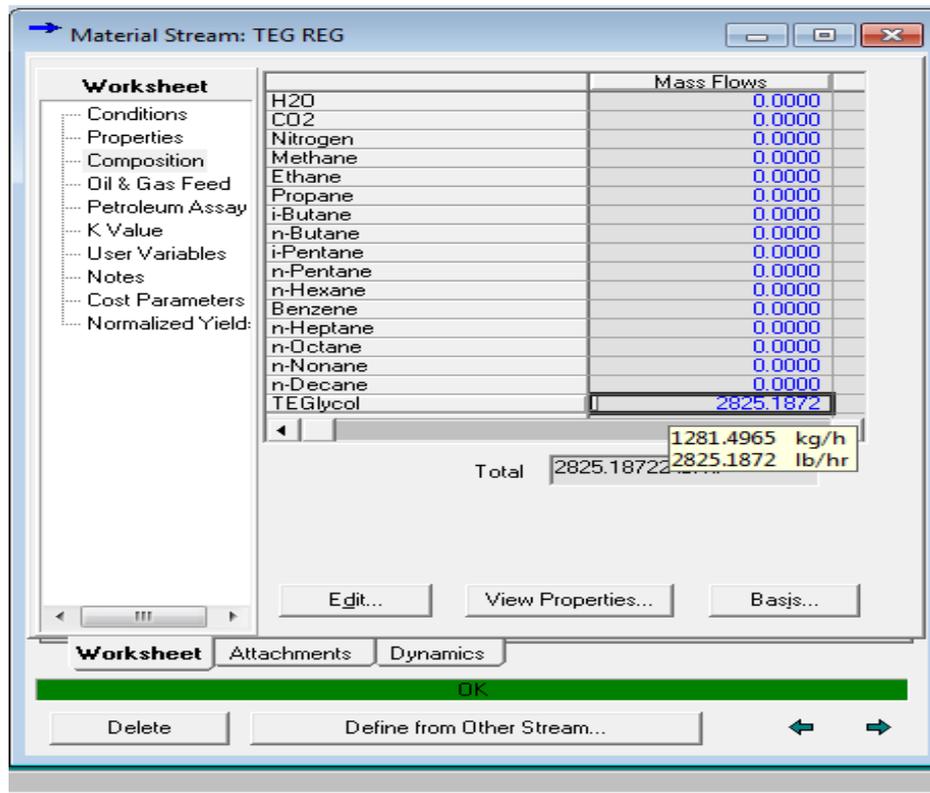
### PORCENTAJE DE TEG PERDIDO EN EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE LA PLANTA DE DCESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

Ventana Gráfica N° 49: **Flujo Másico de TEG en la contactora CAF-3110**

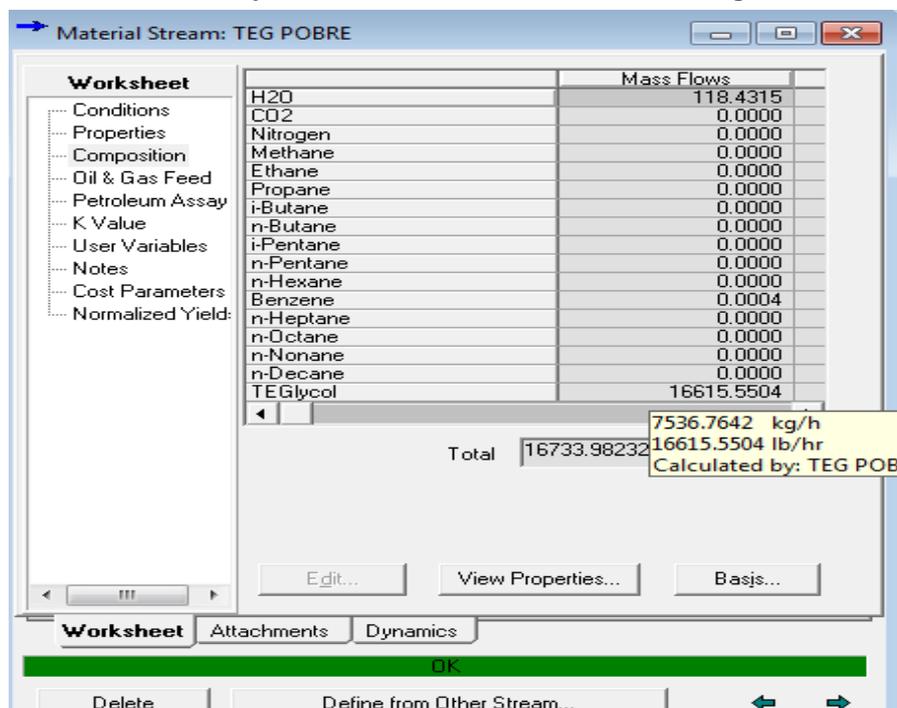
The screenshot shows the 'Material Stream: INGRESO TEG' window in Aspen HYSYS. The 'Worksheet' tab is active, displaying a table of mass flows for various components. The 'Total' row shows a mass flow of 14089.034 kg/h (13893.1965 lb/hr). The 'TEGlycol' component has a mass flow of 13893.1965 lb/hr.

Component	Mass Flows
H2O	195.8376
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
Benzene	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
n-Nonane	0.0000
n-Decane	0.0000
TEGlycol	13893.1965
<b>Total</b>	<b>14089.034 kg/h</b> <b>13893.1965 lb/hr</b>

**Ventana Gráfica N° 50: Flujo másico de TEG en la contactora CAF-3800.**



**Ventana Gráfica N° 51: Flujo másico a la salida de la columna regeneradora CBA-3240.**



- **Cálculo del porcentaje de TEG perdido en el sistema de Regeneración**

$$\% \text{ TEG Per} = \left[ 1 - \left( \frac{16615.5504 \text{ lb/h}}{13893.1965 \frac{\text{lb}}{\text{h}} + 2825.1872 \frac{\text{lb}}{\text{h}}} \right) \right] \times 100 = 0.615\%$$

- **Cálculo del rendimiento del proceso en la Planta de Malvinas a condiciones normales**

$$\% \text{ Rendimiento} = \left[ 1 - \left( \frac{0.0003 \text{ lb/h}}{0.0014 \frac{\text{lb}}{\text{h}}} \right) \right] \times 100 = 78.5714\%$$

**TABLA N 01: COMPOSICIÓN INICIAL DEL GAS NATURAL EN FRACCION MOLAR A SIMULAR**

<b>COMPOSICION GAS DE ENTRADA EN FRACCION MOLAR</b>	
H <sub>2</sub> O	0.0014
CO <sub>2</sub>	0.0054
NITROGEN	0.0050
METHANE	0.8303
ETHANE	0.0975
PROPANE	0.0347
i-BUTANE	0.0047
n-BUTANE	0.0090
i-PENTANE	0.0030
n-PENTANE	0.0028
n-HEXANE	0.0028
BENZENE	0.0001
n-HEPTANE	0.0018
n-OCTANE	0.0011
n-NONANE	0.0003
n-DECANE	0.0001
TEGlycol	0.0000

**Fuente:** Elaboración propia

**TABLA N 02: COMPOSICION FINAL DEL GAS NATURAL EN  
FRACCION MOLAR SIMULADO**

<b>Composición final del Gas Natural Simulado</b>	
H <sub>2</sub> O	0.0001
CO <sub>2</sub>	0.0054
NITROGEN	0.0050
METHANE	0.8315
ETHANE	0.0976
PROPANE	0.0348
i-BUTANE	0.0047
n-BUTANE	0.0090
i-PENTANE	0.0030
n-PENTANE	0.0028
n-HEXANE	0.0028
BENZENE	0.0001
n-HEPTANE	0.0018
n-OCTANE	0.0011
n-NONANE	0.0003
n-DECANE	0.0001
TEGlycol	0.0000

**Fuente:** Elaboración propia.

**TABLA N 03: COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL EN LA SALIDA DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN CON TEG EN MALVINAS**

<b>Composición del Gas Natural en la salida del sistema de deshidratación con TEG en Malvinas</b>	
H <sub>2</sub> O	0.0003
CO <sub>2</sub>	0.0055
NITROGEN	0.0054
METHANE	0.85686
ETHANE	0.10214
PROPANE	0.0041
i-BUTANE	0.0047
n-BUTANE	0.0090
i-PENTANE	0.0030
n-PENTANE	0.0028
n-HEXANE	0.0028
BENZENE	0.0001
n-HEPTANE	0.0018
n-OCTANE	0.0011
n-NONANE	0.0003
n-DECANE	0.0001
TEGlycol	0.0000

**Fuente:** Planta de Procesos de Deshidratación - Malvinas

## **DISCUSIÓN**

Comparando la tabla N° 01, 02 y 03 se puede apreciar mediante cálculos el rendimiento del proceso de deshidratación a condiciones normales en la Planta de Gas Malvinas que es de **78.5714%** con respecto al cálculo del porcentaje de agua removido del gas de entrada inicial según el simulador ASPEN HYSYS V7.3 que es de **93.4133%**, se verifica que dicho simulador puede mejorar el sistema de proceso de deshidratación del gas.

Se observa que en la tabla N° 02 existe menor fracción mol 0.0001 mientras que en la tabla N° 03 se observa que la fracción molar del agua es igual al 0.0003, la conclusión de esta comparación es que la optimización realizada en la simulación con las condiciones operacionales usadas es mucha mas viable por que presenta menor fracción mol de agua en la salida de la contactora CAF- 3110.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### Conclusiones.

- El contenido de agua en una corriente de gas natural de 243.6 MMSCFD es de 674.2233 lb/h equivalente a 16181.3592 lb/día a las condiciones de presión y temperatura 1300 PSIG y 101 °F.
- Las consecuencias de tener agua como contaminante del gas natural radica en que esta última es un potencial oxidante del gas y reacciona formando hidratos, por tal motivo se requiere descensos de puntos de rocío considerables del gas a la salida del contactor para poder deshidratarlo al máximo.
- Al lograr establecer el descenso del punto de rocío en el vapor de agua asociada al gas natural en la primera etapa de la deshidratación del gas natural por medio de la absorción con TEG, la siguiente etapa de acondicionamiento del sistema de deshidratación estaría conformada por un sistema de filtrado de moléculas de agua basada en tamices moleculares.
- A través de la simulación que dio como resultado la pérdida del TEG desde su ingreso a los contactores hasta su salida por la columna de regeneración de TEG cuyo valor fue **0.615%** de TEG perdido durante el proceso.
- El porcentaje de deshidratación del gas natural simulado desde la entrada del gas natural hacia los SCRUBBER y su paso por la contactora, al correr la simulación dió un valor de **93.4133%**
- El porcentaje de deshidratación del gas natural a condiciones normales desde la entrada del gas natural hacia los SCRUBBER y su paso por la contactora, dió un valor de **78.5714%**

**Recomendaciones.**

- Es importante mantener la temperatura de contacto de TEG hacia la contactoras gas-glicol en 10-15 °F por encima de la temperatura del gas de alimentación. De esta manera se evitará condensación de hidrocarburos en las contactoras de gas-glicol y se evitará tener pérdidas excesivas de TEG por vaporización.
- Se recomienda utilizar otros tipos de simuladores de procesos químicos para comprobar el porcentaje de separación del agua
- Se recomienda utilizar simuladores de procesos químicos a los estudiantes de la facultad de ingeniería química de los últimos niveles, porque son programas que permiten diseñar, modificar, monitorear una planta química sin realizar modificaciones físicas en la misma planta. Ya que así se disminuye costos de producción y el tiempo de parada de la planta es mínima.

➤ **REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

**FELDER R, ROUSSEAU.** Principios elementales de los procesos químicos. México: Addison-Wesley Iberoamericana S.A.; 2004, 750p.

**GONZALEZ José, GONZALEZ Maylén y MORALES José.** 1992. Evaluación de Plantas de Deshidratación. INTEVEP. Los Teques, editorial Miranda, Venezuela.

**HENAO U.** Simulación y evaluación de los procesos químicos Primera Edición. Medellín: Universidad Pontificia Bolivariana, 2006.

**JIMENEZ. G.A. (2003).** Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Editorial Reverté, México. 333 pp.

**MARTINEZ M. 2002.** Deshidratación del Gas Natural. Maracaibo-Venezuela

**SALAZAR, Víctor.**1984 Técnicas de Mantenimiento Organizado. U.C.V. Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Mecánica, Caracas, Venezuela.

**FOGLER H.** Elementos de ingeniería de las reacciones químicas. Tercera Edición. México: Pearson Educación, 2001. 968p.

**RODRÍGUEZ, EMI. 2005.** “Elaboración de la Ingeniería Conceptual de Procesos para la Expansión de la Planta de Extracción de LGN del Complejo Jusepín”. Universidad de Oriente. Departamento de Ing. Química. Puerto la Cruz, Venezuela.

**TINEO E. 2003.** “Evaluación del proceso de deshidratación del gas natural en la planta Orucual”, Tesis de grado, Universidad de Oriente, Departamento de Ingeniería Química, Puerto la Cruz.

**Perry R.**, “Manual del Ingeniero Químico”, 7ma Ed., Editorial Mc Graw-Hill, España, (2001).

**[http://paginas.usco.edu.co/~formtechcs/public\\_doc/MODULO%206.%20GAS/PL ANTAS%20DE%20GLICOL.pdf](http://paginas.usco.edu.co/~formtechcs/public_doc/MODULO%206.%20GAS/PL%20ANTAS%20DE%20GLICOL.pdf).**

**MANUAL MTS FOM1: Acondicionamiento Primario. Pluspetrol Norte**

**S.A,**

**LUQUE S.**, “Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos Hysys”, 3ra Ed., Editorial Susana Luque Rodríguez, (2005).

**Operación Plantas de Procesamiento de Gas Natural por el organismo supervisor de la inversión en energía y minería (OSINERGMIN).**