



Universidad Nacional
SAN LUIS GONZAGA



[Reconocimiento-NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/)

Esta licencia permite a otras combinar, retocar, y crear a partir de su obra de forma no comercial, siempre y cuando den crédito y licencia a nuevas creaciones bajo los mismos términos.

http://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0



FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
EVALUACIÓN DE ORIGINALIDAD

CONSTANCIA

El que subscribe, deja constancia que se ha realizado el análisis con el software de verificación de similitud al documento cuyo título es:

"OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA EN UNA PLANTA PRODUCTORA DE UREA A PARTIR DEL GAS NATURAL"

Presentado por:

BACH. SULCA CHOQUE CHRISTIAN JHOAN

Autor de Tesis del nivel de **PREGRADO** de la Facultad de **INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA**. El Resultado obtenido es 3% (PORCENTAJE DE SIMILITUD) por lo cual, se otorga el calificativo de:

APROBADO, según Reglamento de Evaluación de la Originalidad.

Se adjunta al presente el reporte de evaluación con el software de verificación de originalidad.

Observaciones:

El porcentaje de similitud es menor del 20%, establecido como máximo por Reglamento de Evaluación de originalidad.

Ica, 16 de mayo de 2025

Nº de Recibo: 20145702

 UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA
F. C. P.
Dr. FERNANDO EDUARDO CAMO LEGUA
DIRECTOR DE LA UNIDAD DE INVESTIGACIÓN
DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL "SAN LUIS GONZAGA"
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA



"Optimización energética en una planta productora de urea a partir del gas natural"

**LINEA DE INVESTIGACIÓN:
Ciencias naturales, ingeniería y tecnologías sostenibles**

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO PETROQUÍMICO

AUTOR: BACH. SULCA CHOQUE Christian Jhoan

ASESOR: Dr. ROSALÍO CUSI PALOMINO

Ica, Perú

2025

DEDICATORIA

A mis padres Lucas Sulca y Luci Choque porque ellos son la inspiración de mi vida, quienes me inculcaron los valores que me permitieron lograr culminar satisfactoriamente mi carrera profesional.

A mis hijos Lucas y Liana porque son la motivación para continuar con mi crecimiento profesional y ser un ejemplo para ellos.

AGRADECIMIENTOS

Inicio agradeciendo a la Universidad Nacional San Luis Gonzaga de Ica, por permitirme estudiar mi carrera profesional, a los docentes de la facultad de Ingeniería Química y Petroquímica quienes me brindaron los conocimientos para forjarme como profesional.

Agradezco también a mi asesor de Tesis el Dr. Rosalio Cusi Palomino, por haberme brindado los conocimientos y el soporte en base a su experiencia para el desarrollo de mi tesis.

Culmino agradeciendo a mis padres y hermanos por el apoyo incondicional durante mi etapa académica, también agradezco a mis compañeros de estudio por el compañerismo y amistad quienes también aportaron a mis ganas de culminar mi carrera profesional.

Índice de Contenidos

	Pág.
Dedicatoria	ii
Agradecimientos	iii
Índice de Contenidos	iv
Índice de Tablas	vi
Índice de Figuras	vii
Resumen	x
Abstract	xii
I. INTRODUCCIÓN	01
II. ESTRATEGIA METODOLÓGICA	05
2.1. Cadena de suministro de gas natural	05
2.2. Gas natural: reservas comprobadas	06
2.3. Gas natural: utilización	07
2.3.1. Proceso de GNL	09
2.3.1.1. GNL: descripción general	09
2.3.1.2. GNL: Descripción del proceso	10
2.3.2. Proceso GTL	12
2.3.2.1. GTL: descripción general	12
2.3.2.2. Descripción del proceso GTL	12
2.3.3. Proceso del metanol	13
2.3.3.1. Metanol: descripción general	13
2.3.3.2. Metanol: descripción del proceso	13
2.4. Simulación de red de procesamiento y producción de gas	14
2.4.1. Simulación del proceso de GNL	18
2.4.2. Simulación del proceso GTL	27
III. RESULTADOS	32
3.1. Proceso de simulación	32
3.1.1. Análisis longitudinal de la temperatura del reactor	36
3.1.2. Análisis del tiempo espacial de rx vs longitud del reactor	37

IV. DISCUSIÓN	39
4.1. Diseño de equipos para producción de urea (Toyo)	39
4.2. Diseño de equipos por la tecnología Toyo	57
V. CONCLUSIONES	60
VI. RECOMENDACIONES	61
VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	62

Índice de Tablas

Tabla 1 Gas natural mundial: reservas comprobadas	7
Tabla 2 Condiciones de operación y composición de la alimentación de gas natural (Al-Sobhi & et al., 2009)	19
Tabla 3 Balance de materiales alrededor de la unidad de estabilización (A).	20
Tabla 4 Rendimiento y caudal de productos de los procesos de GNL, GTL y metanol	27
Tabla 5 Porcentaje de peso teórico de crudo sintético $\alpha = 0,9$	31
Tabla 6 Extracto de la simulación del proceso del NH ₃	32
Tabla 7 Extracto de la simulación del proceso de úrea en las tres tecnologías	33
Tabla 8 Estatus de operación en reactores de c/tecnología	33
Tabla 9 Características del reactor de síntesis de úrea	36
Tabla 10 Temperatura máxima de rx de reactor de c/tecnología	37
Tabla 11 Tiempo espacial de reactor de c/tecnología	38
Tabla 12 Diseño de los reactores	57
Tabla 13 Diseño de las bombas	57
Tabla 14 Diseño de los compresores	57
Tabla 15 Diseño de los intercambiadores de calor	58
Tabla 16 Diseño de la torre de recuperación/condensación	58
Tabla 17 Diseño de los separadores bifásicos	58
Tabla 18 Diseño de los granuladores	58
Tabla 19 Diseño del scrubber de venturi	59
Tabla 20 Diseño de la cortadora	59
Tabla 21 Diseño de la chancadora	59
Tabla 22 Diseño del secador atmosférico	59

Índice de Figuras

Fig. 1 Porcentaje de consumo de cada combustible o fuente de energía	1
Fig. 2 Proyección del consumo total mundial de energía por combustible.	2
Fig. 3 Problema de síntesis de procesos	3
Fig. 4 Problema de análisis/simulación de procesos	4
Fig. 5 Cadena de suministro de gas natural	6
Fig. 6 Diagrama de flujo de bloques de un tren de GNL típico	10
Fig. 7 Diagrama de flujo de bloques de un tren GTL típico	12
Fig. 8 Diagrama de flujo de bloques típico de un tren de metanol	14
Fig. 9 Unidades de procesamiento clave de la red de procesamiento y producción de gas natural	18
Fig. 10 Diagrama de flujo de la unidad de estabilización ASPEN Plus	20
Fig. 11 Perfil de composición del vapor del estabilizador	21
Fig. 12 Perfil de composición del líquido estabilizador	21
Fig. 13 Diagrama de flujo de la unidad de eliminación de gases ácidos ASPEN Plus	22
Fig. 14 Perfil de fracción molar de CO ₂ en el absorbedor	22
Fig. 15 Perfil de fracción molar de H ₂ S en el absorbedor	23
Fig. 16 Diagrama de flujo de la unidad de recuperación de azufre ASPEN Plus (recta)	23
Fig. 17 Diagrama de flujo de la unidad de recuperación de azufre ASPEN Plus (dividida)	24
Fig. 18 Diagrama de flujo de la unidad de deshidratación ASPEN Plus	24
Fig. 19 Perfil de composición de H ₂ O en deshidratador de glicol	25
Fig. 20 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad de NGL y licuefacción	26
Fig. 21 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad ATR	28
Fig. 22 Análisis de sensibilidad para el caudal de O ₂	29
Fig. 23 Distribución del porcentaje de peso del producto FT para $\alpha = 0,9$	30
Fig. 24 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad de síntesis y actualización de FT.	31
Fig. 25 Conversión de CO ₂ vs Tiempo	34
Fig. 26 Evaluación energética de las tecnologías de generación de urea	35
Fig. 27 Gasto energético de la tecnología Toyo	35
Fig. 28 Dimensión del reactor vs temperatura	36

Fig. 29	Tiempo espacial vs longitud del reactor.	38
Fig. 30	Condiciones de operación bomba B2	39
Fig. 31	Condiciones de operación compresor B1	40
Fig. 32	Condiciones de operación reactor E02	40
Fig. 33	Condiciones de operación reactor E01	41
Fig. 34	Condiciones de operación válvula B4	41
Fig. 35	Condiciones de operación torre de condensación B12	42
Fig. 36	Condiciones de operación intercambiador de calor B5	42
Fig. 37	Condiciones de operación reactor de descomposición B13	43
Fig. 38	Condiciones de operación intercambiador de calor B7	43
Fig. 39	Condiciones de operación reactor de descomposición B19	44
Fig. 40	Condiciones de operación de la válvula B8	44
Fig. 41	Condiciones de operación intercambiador de calor B9	45
Fig. 42	Condiciones de operación del separador flash de baja presión	45
Fig. 43	Condiciones de operación de la válvula B14	46
Fig. 44	Condiciones de operación Separador flash de muy baja presión	46
Fig. 45	Proceso de granulación en Aspen Plus	47
Fig. 46	Condiciones de operación compresor B15	48
Fig. 47	Condiciones de operación del compresor B10	48
Fig. 48	Condiciones de operación compresor B24	49
Fig. 49	Condiciones de operación del intercambiador de calor B17	49
Fig. 50	Condiciones de operación del reactor B33	50
Fig. 51	Condiciones de operación del granulador B18.B3	50
Fig. 52	Condiciones de operación granulador B18.B4	51
Fig. 53	Condiciones de operación del granulador B18.B5	51
Fig. 54	Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B7	52
Fig. 55	Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B8	52
Fig. 56	Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B9	53
Fig. 57	Condiciones de operación del secador B18.B10	53
Fig. 58	Condiciones de operación clasificador de gránulos B6.B3	54
Fig. 59	Condiciones de operación de la cortadora B20	54
Fig. 60	Condiciones de operación chancadora B21	55
Fig. 61	Condiciones de operación clasificador B23.B2	55
Fig. 62	Condiciones de operación scrubber B29	56

RESUMEN

El gas natural es una fuente de energía no renovable, por lo que es importante utilizarlo de manera sostenible. A nivel mundial, aproximadamente el 25% del consumo de energía se abastece y satisface con gas natural y este porcentaje se mantendrá en el futuro previsible. Hoy en día, las fluctuaciones en los precios y la demanda de las materias primas requieren una planificación y coordinación adecuadas en las industrias del gas natural.

Además, las estrictas regulaciones ambientales, el avance continuo en las tecnologías y los diferentes requisitos y especificaciones de los clientes, todo ello obliga a buscar muchas opciones de vías y a evaluar continuamente las tecnologías. Por lo tanto, el objetivo general de esta investigación es proporcionar un marco para el diseño, la síntesis, el análisis y la planificación de redes de procesamiento y producción de gas natural.

El marco general ayuda a los responsables de la toma de decisiones en la industria del gas natural a evaluar y seleccionar de manera óptima las vías de producción y las opciones de utilización mediante el uso de técnicas de optimización y modelado matemático para maximizar el valor del recurso de gas natural.

Con este objetivo, se ha sintetizado una nueva red de gas natural para su análisis y optimización. La red desarrollada convierte el gas natural en GNL, condensado, GLP, gasolina, diésel, cera y metanol como productos principales.

Las contribuciones de esta tesis se dividen principalmente en tres hitos: (1) simulación de la red de gas natural, (2) formulación matemática y optimización de la red y (3) evaluación de la sostenibilidad de la red. El primer hito aborda la rigurosa simulación en estado estable de la red de gas natural. La simulación de las unidades de procesamiento clave ayudó a calcular con precisión los balances de materia y energía.

Además, se realizó el análisis de sensibilidad o análisis hipotético para determinar el efecto de diferentes parámetros operativos en el rendimiento de los productos.

El segundo hito es la formulación matemática integral y la optimización representada por los modelos de programación lineal (LP) y programación lineal entera mixta (MILP). En primer lugar, se formuló e implementó un modelo LP operativo determinista en redes de procesamiento y producción de gas natural. Con base en los rendimientos obtenidos de la simulación, el modelo LP pudo abordar diferentes escenarios, como variaciones y fluctuaciones en el caudal de gas natural, el precio del gas natural, el precio de los productos, etc.

En segundo lugar, se propuso un modelo MILP integral para el diseño y operación óptimos de la red de procesamiento de gas natural. El modelo MILP aborda las diferentes tecnologías y configuraciones disponibles para la selección de unidades de procesamiento clave.

Además, considera los diferentes modos operativos practicados en la industria en términos de restricciones bajas, moderadas y severas al nivel de especificaciones. En tercer lugar, se desarrolló otro modelo MILP para el diseño y operación óptimos de la red de producción de gas natural. Pudimos abordar las diferentes rutas para la utilización del gas natural.

Finalmente, el tercer hito es la evaluación de la sostenibilidad. Se evaluaron las métricas o indicadores de sostenibilidad para investigar las dimensiones de sostenibilidad y abordar los aspectos económicos, ambientales y sociales de las redes de procesamiento y producción sintetizadas. Las métricas de sostenibilidad demostraron ser útiles para seleccionar vías que sean amigables tanto económica como ambientalmente.

Palabras clave: Urea, Gas Natural, Simulación de procesos, Modelado.

ABSTRACT

Natural gas is a renewable source of energy, so it's important to use it wisely. Globally, approximately 25% of the energy consumption is supplied and satisfied by natural gas and this percentage will remain the same in the future. Today, fluctuations in commodity prices and demand demand proper planning and coordination in the natural gas industries.

In addition, stringent environmental regulations, continuous technological advancements, and diverse customer needs and specifications force us to explore multiple options and continuously evaluate technologies. Therefore, the main objective of this research is to provide a framework for the design, assembly, analysis and planning of natural gas production and processing networks.

The overall framework helps decision makers in the natural gas industry to evaluate and select production pathways and utilization options by using mathematical modeling and optimization techniques to maximize the value of natural gas.

To this end, a new natural gas network is developed for analysis and optimization. The developed network converts natural gas into LNG, condensate, LPG, gasoline, diesel, wax and methanol as primary products.

The contributions of this thesis are mainly divided into three milestones: (1) simulation of the natural gas network, (2) mathematical formulation and optimization of the network, and (3) evaluation of the sustainability of the network. The first milestone concerns the rigorous steady-state simulation of the natural gas network. Simulating the basic processing units helped to accurately calculate the material and energy balance.

In addition, sensitivity analysis or what-if analysis was performed to determine the effect of different operating parameters on the performance of the products.

The second milestone is the integral mathematical formulation and optimization represented by linear programming (LP) and mixed integer linear programming (MILP) models. First, a deterministic operational LP model is developed and applied to natural gas production and processing networks. Based on the

performances obtained from the simulation, the LP model was able to simulate different scenarios, such as natural gas flow fluctuations and fluctuations, natural gas prices, commodity prices, and so on.

Second, a comprehensive MILP model is proposed for the optimal design and operation of the natural gas processing network. The MILP model deals with different technologies and configurations that can be used for the selection of basic processing units.

Furthermore, it considers the different operating modes adopted in the industry in terms of low, moderate and severe restrictions on the level of detail. Third, another MILP model is developed for the optimal design and operation of the natural gas production network. We were able to handle different routes of natural gas usage.

Finally, the third milestone is sustainability evaluation. Sustainability metrics or indicators were evaluated to assess the dimensions of sustainability and address the economic, environmental and social aspects of the developed processes and production. Sustainability metrics have proven to be useful in selecting pathways that are both economically and environmentally viable.

Keywords: Urea, Natural Gas, Process simulation, Modeling.

I. INTRODUCCIÓN

El gas natural es el combustible fósil primario más limpio. Produce menos emisiones de CO₂, NO_x, SO_x y partículas cuando se quema para producir energía en comparación con otros combustibles fósiles, como el petróleo y el carbón (EIA, 1999).

En concreto, se generan menos emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) responsables del calentamiento global. En 2010, el gas natural se utilizó y consumió a nivel mundial para generar electricidad en un 24% en relación con las otras fuentes de energía, a saber, el petróleo, el carbón, la energía nuclear, la hidroelectricidad y las energías renovables.

La figura 1 muestra en porcentaje el consumo mundial total de cada combustible o fuente de energía de 12002,4 millones de toneladas equivalentes de petróleo en 2021.

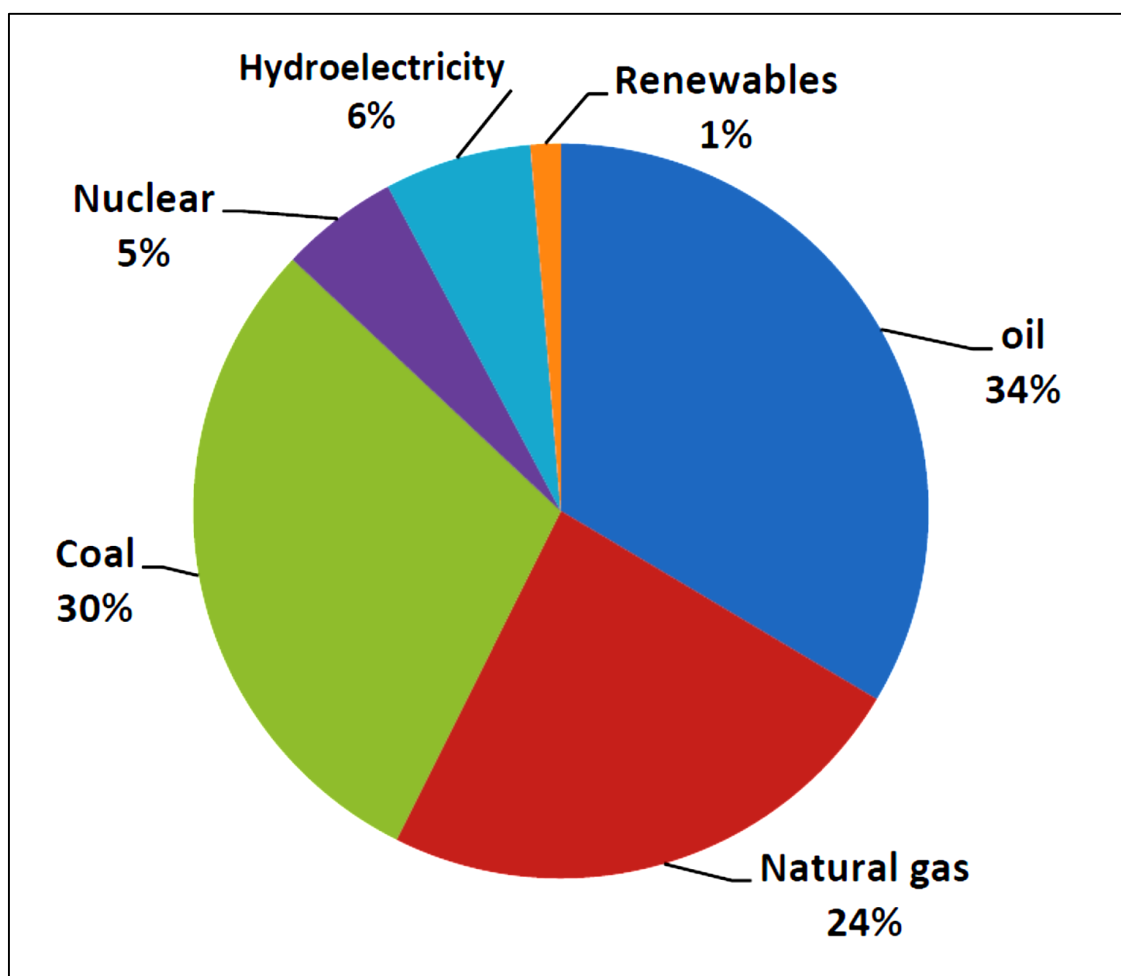


Fig. 1 Porcentaje de consumo de cada combustible o fuente de energía

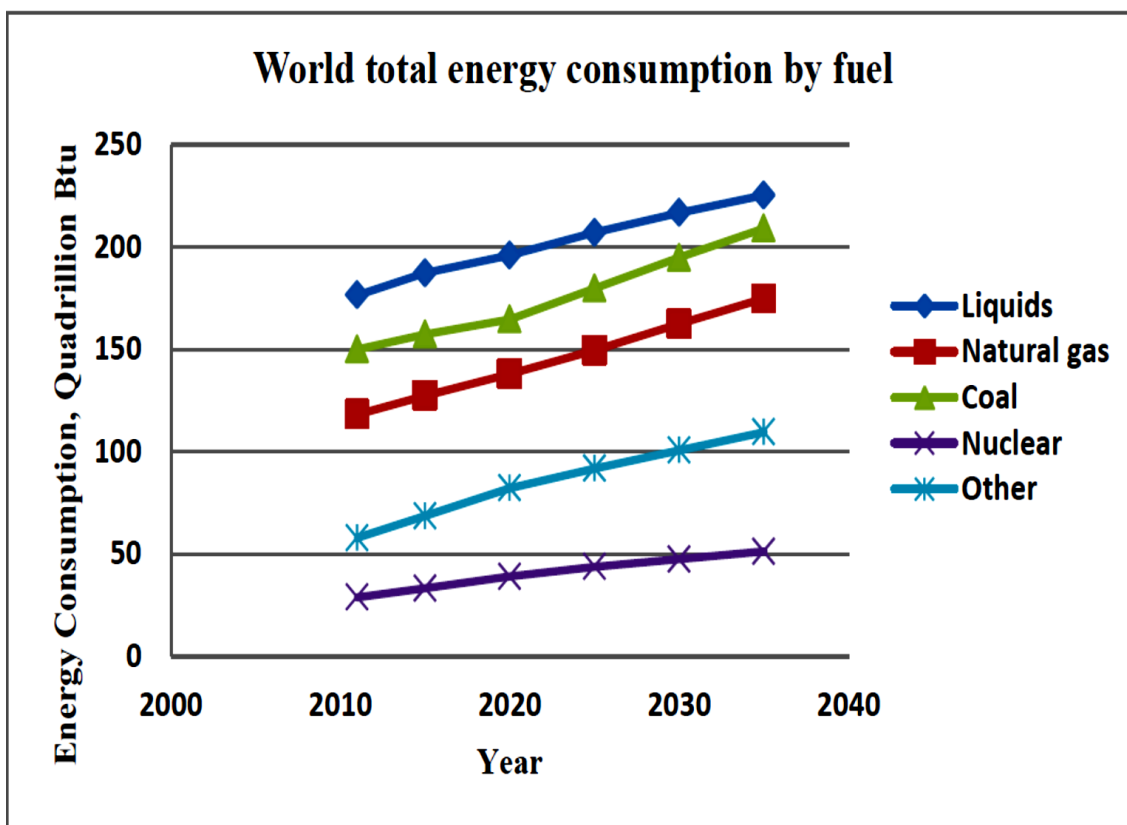


Fig. 2 Proyección del consumo total mundial de energía por combustible.

A nivel mundial, aproximadamente el 85% del consumo energético se abastece y satisface con combustibles fósiles y esta situación se mantendrá en el futuro previsible. El consumo energético mundial total aumentará de 531,2 a 770 cuatrillones de Btu en 2035.

Aunque esto representa un aumento del 45% en el consumo energético total, el 80% del consumo de combustible seguirá correspondiendo al petróleo, el gas natural y el carbón. Además, el consumo de gas natural aumentará de 118 a 175 cuatrillones de Btu en 2035. Por lo tanto, el gas natural mantendrá su contribución del 23%.

La Figura 2 proyecta el consumo energético mundial total por combustible en cuatrillones de Btu.

La simulación de procesos desempeña un papel importante en el diseño y la operación de cualquier proceso químico, petroquímico y de refinación. Ayuda a estimar y calcular con precisión los balances de masa y energía, las ecuaciones de transporte y cinética química y las propiedades físicas.

También ayuda con el dimensionamiento y el cálculo de costos de los equipos, el análisis de rentabilidad y la optimización. Una vez generados los diagramas de flujo de procesos candidatos mediante la actividad de síntesis de procesos, llega el papel del análisis y la simulación para evaluarlos.

Claramente, esto facilitará la decisión que deben tomar los ingenieros y científicos para elegir y seleccionar el diagrama de flujo más práctico. La síntesis de procesos requiere que se proporcionen los datos de entrada y los resultados del proceso, y se cree el diagrama de flujo del proceso (estructura).

Mientras que, en el análisis de procesos, se proporcionan tanto los datos de entrada como el diagrama de flujo del proceso, y se obtendrá el resultado del proceso.

La Figura 3 y la Figura 4 muestran la actividad de síntesis de procesos y análisis/simulación de procesos, respectivamente. Existen diferentes técnicas para analizar el proceso, que incluyen modelos matemáticos, correlaciones empíricas y herramientas de simulación de procesos asistidas por computadora.

Se pueden utilizar muchos simuladores de procesos comerciales (como CHEMCAD, HYSYS, ASPEN Plus y PRO/II) para estimar los balances de materia y energía.

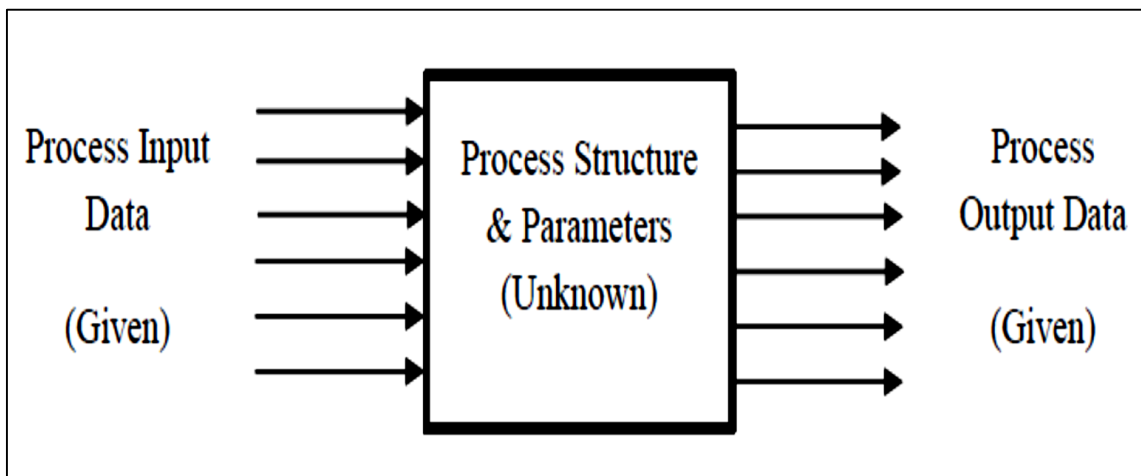


Fig. 3 Problema de síntesis de procesos

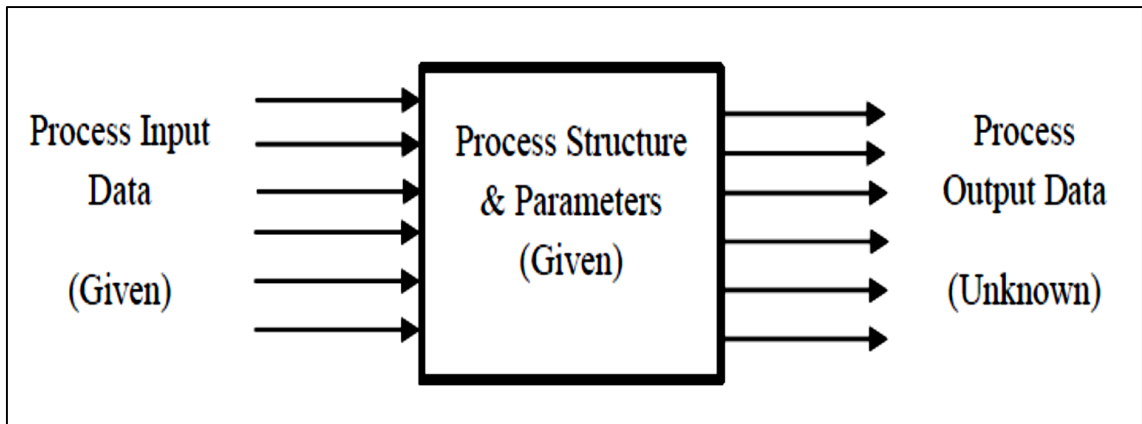


Fig. 4 Problema de análisis/simulación de procesos

II. ESTRATEGIA METODOLÓGICA

2.1. Cadena de suministro de gas natural

La gestión de la cadena de suministro es una disciplina que integra las plantas de fabricación con sus proveedores y clientes de una manera eficiente. Los problemas de la cadena de suministro se pueden dividir en tres categorías: (1) diseño de la red de la cadena de suministro (2) análisis de la cadena de suministro y formulación de políticas y (3) planificación y programación de la cadena de suministro [1].

El diseño de la red de la cadena de suministro es un problema amplio. En general, se refiere a una actividad estratégica que tiene como objetivo aumentar su valor al considerar una o más de las siguientes decisiones:

- Decisiones de abastecimiento: qué suministros utilizar para cada instalación.
- Decisiones de asignación: qué productos se deben producir en cada instalación de producción.
- Decisiones de ubicación: dónde ubicar nuevas instalaciones.

La cadena de suministro o red de suministro se puede distinguir y separar en red de producción y red de distribución. La red de producción consta de todas las plantas de producción y las instalaciones de almacenamiento. Sin embargo, la red de distribución consta de todas las instalaciones de almacenamiento y las instalaciones de distribución responsables de entregar el producto al usuario final.

Una cadena de suministro típica de la industria petrolera comienza con una fase de exploración, adquisición de crudo y logística de almacenamiento, transporte a la refinería, operaciones de refinería y distribución de sus productos.

De manera similar, la cadena de suministro de gas natural comienza con la exploración y perforación de yacimientos, donde se extrae y procesa la materia prima. A continuación, se envía a la planta de procesamiento, donde se lleva a cabo un procesamiento adicional para elaborar los productos deseados.

Luego, se realiza la carga y el envío para transferir los productos a diferentes destinos. Finalmente, se lleva a cabo el almacenamiento y la distribución para distribuir el producto a los consumidores finales.

La Figura 5 muestra el diagrama de la cadena de suministro de gas natural. En la literatura, se presentan tanto modelos combinados para producción/distribución como modelos separados para producción o distribución.

La estrategia de descomposición es preferida y justificada porque, cuando se implementa, facilita la complejidad involucrada en la solución del modelo combinado. Además, el costo de producción está dominado en los procesos industriales [2].

Por lo tanto, el enfoque de esta investigación está en el diseño de la red de procesamiento y producción, y el diseño de la red de exploración de yacimientos, transporte y distribución están fuera del alcance de esta investigación.

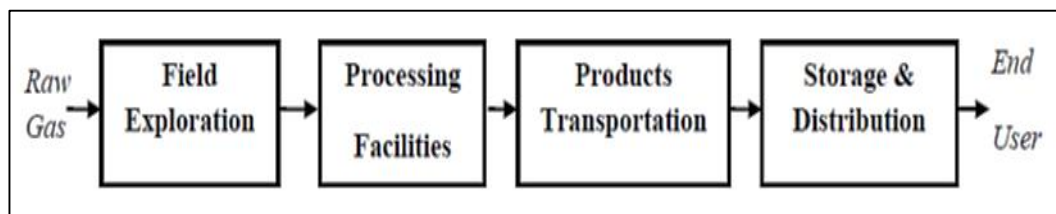


Fig. 5 Cadena de suministro de gas natural

2.2. Gas natural: reservas comprobadas

Las reservas de gas natural están ubicadas y distribuidas de manera desigual. Los tres países con mayor participación porcentual (Federación Rusa, Irán y Qatar) representan el 54% de la participación total. Además, los diez países principales poseen aproximadamente el 80% de las reservas comprobadas totales (BP, 2011).

La Tabla 1 enumera los diez países con mayor cantidad de reservas comprobadas totales. Esta distribución geográfica hace que el gas natural sea una fuente de energía estancada en muchos casos, ya sea porque está lejos de los mercados o porque está ubicada en regiones

autosuficientes o cerca de ellas, donde la producción excede la demanda interna.

Tabla 1 Gas natural mundial: reservas comprobadas

País	Reservas (tcf)*	% Participación del total
Federación Rusa	1580.8	23.9
Irán	1045.7	15.8
Qatar	894.2	13.5
Turkmenistán	283.6	4.3
Arabia Saudí	283.1	4.3
USA	272.5	4.1
Emiratos Árabes Unidos	213.0	3.2
Venezuela	192.7	2.9
Nigeria	186.9	2.8
Argelia	159.1	2.4
Ortos	1497.3	22.8
Total	6608.9	100

(*) Billones de pies cúbicos

Cabe mencionar que esta asignación promueve el avance de la industria del gas natural, lo cual se ve claramente en la forma en que se utiliza el gas natural o en la implementación de tecnologías altamente avanzadas que hacen que el proceso de utilización del gas natural sea tan eficiente y rentable como el de otros combustibles.

2.3. Gas natural: utilización

Con el alto precio del petróleo y las consideraciones ambientales, el gas natural desempeñará un papel muy importante en la estructura del suministro de energía. Hay varias formas de monetizar el recurso de gas natural. El proceso de utilización depende de la ubicación del recurso, la cantidad, la calidad, etc.

Tradicionalmente, se utilizan gasoductos para transferir el gas natural a los consumidores finales. En muchos casos, esta opción no es posible e incluso no es práctica cuando el recurso está varado y la distancia de transporte es larga. Otras opciones consideradas prometedoras según lo informado por Thomas (2003) incluyen: gas natural licuado (GNL), gas

natural comprimido (GNC), gas a sólido (GTS), es decir, hidratos, gas a cable (GTW), es decir, electricidad, gas a líquido (GTL) y gas a químico.

Además, existe un creciente reconocimiento de las fuentes de gas no convencionales, como el gas de esquisto, el metano de lechos de carbón (CBM) y el gas de capas profundas, y se espera que contribuyan significativamente en el futuro [3].

Muchos investigadores han abordado estas opciones de utilización, ya sea individualmente o como una combinación. Evaluaron la opción de utilización desde las perspectivas de diseño, operación, impacto económico y ambiental. Por ejemplo, Khalilpour & Karimi (2012) consideraron el GNL, el GNC y el GTL como opciones de monetización ante la incertidumbre de los precios del gas natural y el petróleo.

Wood & et al. (2012) presentaron un estudio de revisión que aborda las oportunidades disponibles para la industria del GTL. La viabilidad económica del GTL depende en gran medida de los precios del petróleo porque los productos de GTL, como la gasolina y el diésel con bajo contenido de azufre, son competidores de los productos de refinería de petróleo.

Los precios del petróleo de al menos \$ 20-30 por barril justificarán la decisión de considerar el proceso GTL como una opción de utilización según los estudios realizados por Al-Saadoon (2005).

La forma de utilización varía según sea el proceso de compresión física y mezcla, como en el caso del GNL, el GNC y el GTS, o el proceso de conversión química, como en el caso del GTL. Estas opciones de utilización se describen como opciones maduras, en desarrollo y prospectivas. Los oleoductos y el GNL son maduros, mientras que el GTL, el GNC y el GTW están en desarrollo.

Además, otro factor muy importante a tener en cuenta en cualquier industria es la inversión de capital; tanto los costos fijos como los operativos. Para los procesos de uso intensivo de energía, como la

refinación, la química y la petroquímica, el costo operativo se considera significativamente importante.

Muchos estudios han estimado que los precios del petróleo se encuentran entre los 20 y los 60 dólares por barril para que otros derivados de combustibles sean competitivos. En particular, se prevé la expansión de la industria del GTL si los precios del petróleo promedian más de 20 dólares por barril [4].

El análisis de viabilidad económica del GTL [5] mostró que 36 dólares por barril es el precio de equilibrio del petróleo crudo para un costo de materia prima de gas natural de 2,5 dólares por MMBtu. Con un precio del petróleo cercano a los 100 dólares por barril (último trimestre de 2013), la decisión de considerar el proceso GTL está totalmente justificada.

Por las razones mencionadas anteriormente, en esta investigación se consideran los tres procesos de utilización más atractivos, a saber, GNL, GTL y metanol, para representar la red de procesamiento y producción.

2.3.1. Proceso de GNL

2.3.1.1. GNL: descripción general

El primer barco de GNL del mundo, en 1959, transportó cargamentos desde Luisiana al Reino Unido, lo que demostró la viabilidad del transporte de GNL. Cinco años después, el Reino Unido comenzó a importar GNL de Argelia, lo que convirtió a Argelia en el primer gran exportador de GNL del mundo.

El Reino Unido continuó importando GNL hasta 1990, cuando el gas británico del Mar del Norte se convirtió en una alternativa menos costosa. Japón importó por primera vez GNL de Alaska en 1969 y luego pasó al comercio internacional de GNL en las décadas de 1970 y 1980 con una fuerte expansión de las importaciones de GNL.

Japón importa actualmente más del 95 por ciento de sus importaciones de gas natural, aproximadamente la mitad del GNL exportado en todo el mundo. El GNL representa una parte cada vez mayor del comercio

mundial de gas natural. El GNL representó el 30,5% del comercio mundial de gas natural en 2010.

Se espera que el comercio mundial de GNL se duplique, de unos 10 billones de pies cúbicos en 2010 a unos 20 billones de pies cúbicos en 2040. La mayor parte del aumento de la capacidad de licuefacción se produce en Australia y América del Norte, donde muchos de los nuevos proyectos de licuefacción están planificados o en construcción.

Por otro lado, la producción de GNL disminuye en el norte de África y el sudeste asiático en muchos de los campos más antiguos asociados con las instalaciones de licuefacción, debido al alto consumo interno de gas natural.

2.3.1.2. GNL: Descripción del proceso

El gas natural se convierte físicamente a través de la compresión y licuefacción en GNL. El gas natural se licúa a $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 atm y esto reducirá su volumen en 600 veces.

La figura 6 muestra un diagrama de flujo de bloques típico de un tren de GNL.

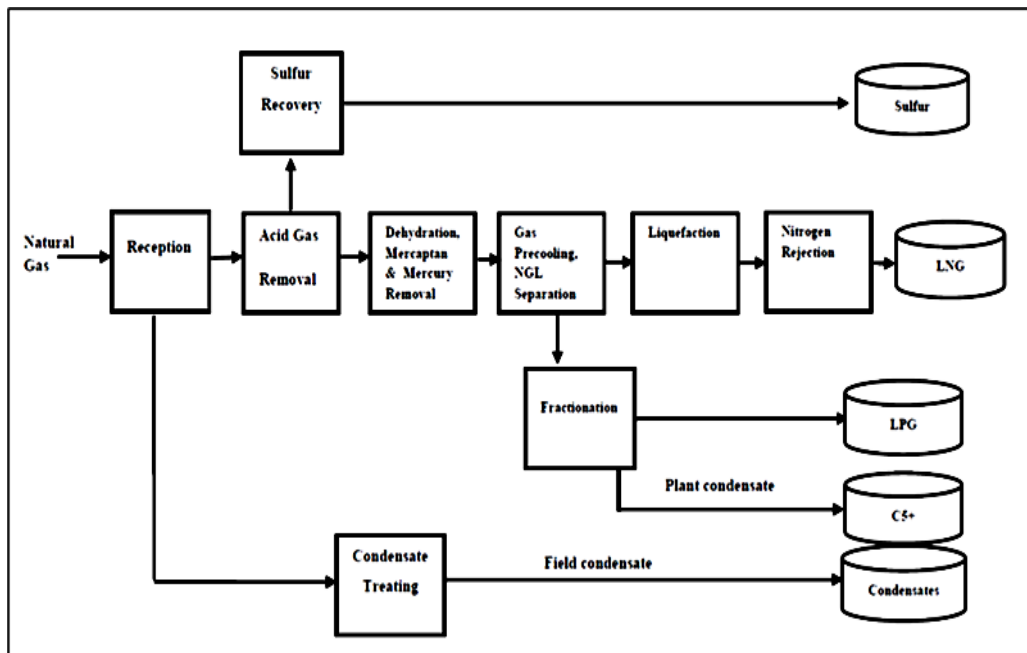


Fig. 6 Diagrama de flujo de bloques de un tren de GNL típico

La materia prima de gas natural se recibe en la unidad de recepción de entrada donde se lleva a cabo la separación inicial de gas y líquido y la medición. La corriente de condensado de hidrocarburos se estabiliza en la unidad de estabilización de condensado.

La unidad de eliminación de gas ácido está diseñada para reducir los niveles de concentración de CO₂ y H₂S a los límites de especificación. Las especificaciones, según lo informado por Klinkenbijn & et al. (2005), están establecidas para ser inferiores a 50 ppmv para CO₂ para evitar la congelación en el intercambiador de calor criogénico principal y por debajo de 3,5 ppmv para H₂S para cumplir con las especificaciones de gas de venta y tuberías.

El azufre se recupera como subproducto. El gas que sale de la unidad de eliminación de gas ácido se llama gas dulce. Este gas tratado pasa a la unidad de deshidratación, eliminación de mercaptano y mercurio. La deshidratación implica la eliminación de vapor de agua a un nivel muy bajo, por ejemplo, por debajo de 0,5 ppmv.

El mercurio se elimina a un nivel muy pequeño, como 0,01 microgramos por metro cúbico normal (Nm³). Los hidrocarburos más pesados se recuperan en la unidad de separación de NGL de preenfriado. Se envían a la unidad de fraccionamiento donde se recuperan etano, propano, butano y condensado de la planta.

La corriente rica en metano que sale de la unidad de separación de NGL se licúa mediante uno de los procesos de licuefacción de gas natural de carga base a gran escala aprobados.

Estos incluyen el proceso en cascada de refrigerante puro, el proceso de refrigerante mixto preenfriado con propano, el proceso de refrigerante mixto preenfriado con propano con ciclo de expansión de nitrógeno en la parte final u otros procesos de refrigerante mixto [6].

2.3.2. Proceso GTL

2.3.2.1. GTL: descripción general

El proceso de gas a líquido se remonta a principios del siglo XX, cuando Franz Fischer y Hanz Tropsch desarrollaron una reacción de hidrocarburos sintetizada integrada denominada reacción Fischer-Tropsch (FT).

Aunque el carbón se utilizó inicialmente en 1923 como materia prima principal, las síntesis FT modernas siguen siendo profundamente similares al proceso original. Para conocer la viabilidad y la practicidad del proceso GTL desde 1950 hasta 2000 [7].

2.3.2.2. Descripción del proceso GTL

El gas natural se convierte químicamente a través de la reacción Fischer-Tropsch (FT) en combustibles líquidos [4].

La figura 7 muestra un diagrama de bloques típico de un tren GTL.

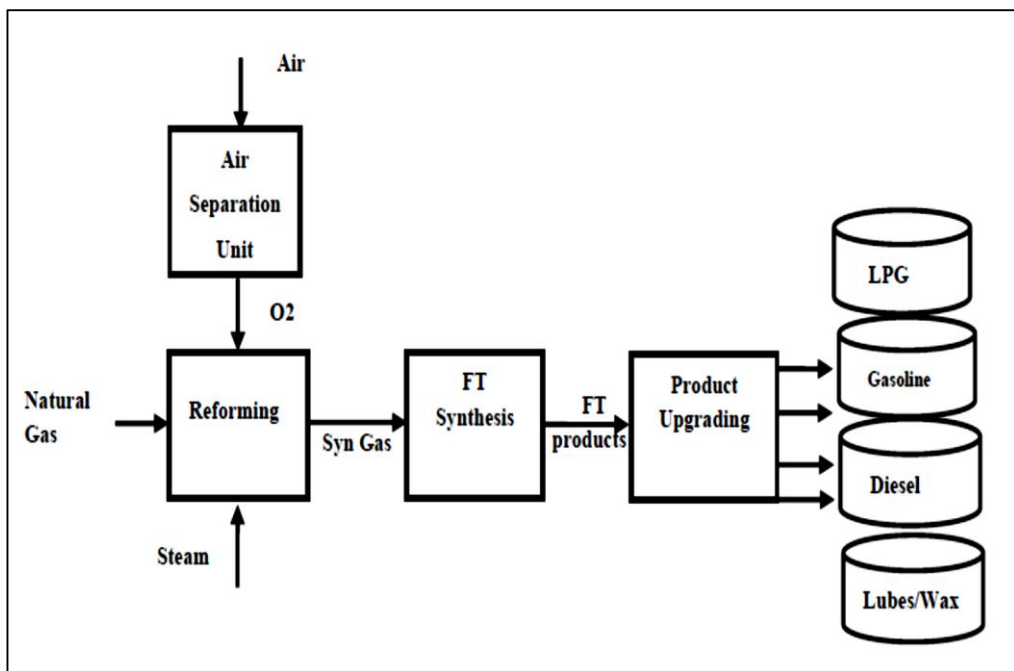


Fig. 7 Diagrama de flujo de bloques de un tren GTL típico

Las unidades de procesamiento ascendentes, como las de estabilización, eliminación de gas ácido, recuperación de azufre,

deshidratación y separación de líquidos de gas natural, son similares a las del tren de GNL.

Sin embargo, las unidades de procesamiento descendentes constan principalmente de tres unidades básicas, a saber:

(1) la unidad de reformado o producción de gas de síntesis, donde se produce la proporción adecuada de gas de síntesis (H_2/CO); (2) la unidad de síntesis FT, donde se producen los combustibles de síntesis (combustibles sintéticos); y (3) la unidad de separación y mejora del producto, donde se lleva a cabo el hidrotratamiento/craqueo para obtener los combustibles líquidos finales.

2.3.3. Proceso del metanol

2.3.3.1. Metanol: descripción general

Se espera que el metanol, que es una materia prima primaria para la industria química, contribuya como combustible y portador de energía. El metanol cuando se combina con dimetil éter (DME) representa combustibles excelentes.

Además, el metanol y el DME se pueden mezclar con gasolina/diesel y utilizar en motores de combustión interna y en generadores de electricidad [8].

Para el sector químico, la conversión de metanol en olefinas y de metanol en hidrógeno son aplicaciones prometedoras [9].

2.3.3.2. Metanol: descripción del proceso

El gas natural se convierte químicamente a través de reacciones en metanol. La figura 2.4 muestra un diagrama de flujo de bloques típico de un tren de metanol.

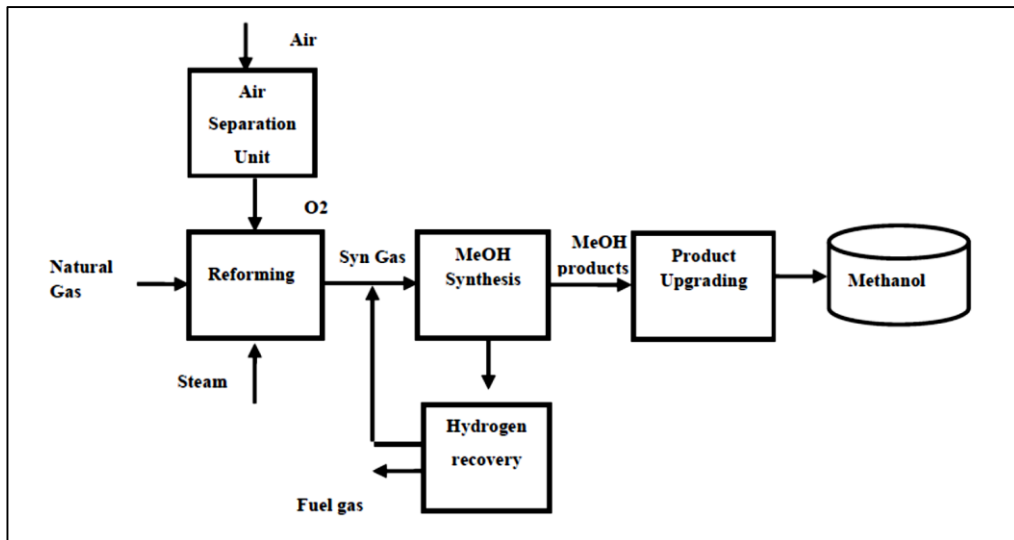


Fig. 8 Diagrama de flujo de bloques típico de un tren de metanol

Las unidades de procesamiento ascendentes, como las de estabilización, eliminación de gas ácido, recuperación de azufre, deshidratación y separación de líquidos de gas natural, son similares a las del tren de GNL. Sin embargo, las unidades de procesamiento descendentes constan principalmente de tres unidades básicas [8].

Estas son, a saber: (1) Unidad de reformado o producción de gas de síntesis, donde se produce la relación estequiométrica molar adecuada de gas de síntesis $SR = (H_2 - CO_2 / CO + CO_2)$; (2) Unidad de síntesis de metanol, donde se produce el metanol crudo; (3) Unidad de mejora del producto, donde se lleva a cabo la separación y destilación para obtener el producto final de metanol.

2.4. Simulación de red de procesamiento y producción de gas

Varias publicaciones científicas abordaron la importancia y la implementación de la simulación, ya sea en el diseño/operación del sistema de energía o para la evaluación económica, como se verá. Se ha demostrado que diferentes paquetes de simulación, como CHEMCAD, ASPEN Plus, HYSYS y PRO/II, son beneficiosos en muchas aplicaciones y aplicables en muchas industrias.

Estas incluyen y abarcan las industrias del petróleo, gas, petroquímica, papel y pulpa, y energía. Aquí, se presentarán algunos trabajos relevantes que utilizaron la simulación. Algunos se centraron en un solo proceso de conversión de gas natural, como GTL, GNL, gas a energía o gas a metanol. Como se mencionó anteriormente, el paquete de simulación se puede utilizar para diseñar un proceso, mejorar el diseño o mejorar la operación a través de la validación.

Por ejemplo, Zheng & Furimsky (2003) desarrollaron un diagrama de flujo detallado de la planta de cogeneración de ciclo combinado alimentada por gas natural. Utilizaron ASPEN Plus para simular la planta de cogeneración.

Los resultados generados con el modelo de simulación se compararon con los datos operativos de la planta comercial que genera aproximadamente 43,6 MW de electricidad mediante turbina de gas y 28,6 MW de electricidad mediante turbina de vapor. Los datos clave generados con los modelos ASPEN coincidieron bien con los datos operativos.

Otro estudio de simulación realizado por Kim & et al. (2009) sobre la conversión de gas natural a combustible sintético FT. Se utilizó el paquete de simulación de software ASPEN HYSYS para encontrar las condiciones de reacción óptimas para la máxima producción de combustible sintético.

Se encontró que la temperatura de reacción óptima en la unidad de síntesis FT era de 255 °C. Concluyeron que los resultados de la simulación coincidían razonablemente bien con los resultados experimentales y que su modelo de simulación para el reactor de síntesis FT en fase de suspensión se podía utilizar para predecir el rendimiento del reactor FT en diferentes condiciones de reacción.

Bao & et al. (2010) desarrollaron un estudio de caso simulado de una planta GTL que utiliza gas natural para producir 118 000 bbl/d de productos. El paquete de simulación de software ASPEN Plus se utilizó

para simular las unidades de procesamiento clave en la planta GTL que ayudarán a evaluar la economía del proceso.

Su estudio destacó que, dependiendo del precio del gas natural, el retorno de la inversión varía de 7,4% a 19,4% para el costo del gas natural, que es de \$8 y 5/1000 SCF de gas natural, respectivamente. Además, un análisis del punto de equilibrio considerando las condiciones actuales del mercado muestra que la capacidad de producción debe ser de al menos 57.000 bbl/d para obtener ganancias.

Ehlinger & et al. (2014) presentaron un trabajo simulado de producción de gas de esquisto a metanol. Nuevamente, se utilizó la simulación de procesos utilizando ASPEN Plus junto con datos publicados para establecer una base para el análisis técnico-económico de la producción de gas de esquisto a metanol.

Los resultados del análisis técnico-económico demuestran que la producción de metanol a partir de gas de esquisto sería rentable para una amplia gama de precios de venta de metanol y costos de gas de esquisto. Por ejemplo, descubrieron que se logra un retorno de la inversión deseable del 31 % con un precio de venta de metanol de \$2,00/gal y un precio de gas de esquisto de \$3,50/kSCF.

Fissore & Sokeipirim (2011) presentaron un estudio que aborda la simulación y el consumo de energía de una planta criogénica para la recuperación de propano plus compuestos del gas natural.

ASPEN Plus se ha utilizado para simular el proceso e investigar el efecto de las principales variables operativas en la eficiencia de la recuperación de propano plus y en la energía requerida por los diversos equipos de la planta. Con respecto al caso base considerado, la planta optimizada permite una reducción de calor del 25 % y hasta un 60 % de reducción de refrigeración.

Al-Sobhi & et al. (2009) abordaron la simulación y la integración de calor en una planta de GNL. Primero, se sintetizó un proceso típico de GNL.

El paquete de simulación ASPEN Plus se utilizó para modelar el proceso y determinar los flujos, las temperaturas y las tareas de calor para varias corrientes frías y calientes.

Luego, se realizó un análisis de pinch térmico para identificar y reducir los servicios de calefacción y refrigeración.

Se descubrió que a través de la integración de calor, es posible reducir el servicio de calefacción en un 15% y el servicio de refrigeración en un 29%.

Hao & et al. (2008) utilizaron ASPEN plus para simular un proceso GTL integrado con catalizadores basados en hierro y cobalto.

Se seleccionaron las estructuras óptimas del diagrama de flujo para cada catalizador en función del rendimiento general en términos de eficiencia térmica y de carbono y distribuciones de productos.

Sudiro & Bertucco (2009) desarrollaron un proceso híbrido que produce gasolina sintética y diésel a partir de carbón y gas natural.

Se modelaron y simularon tres procesos utilizando ASPEN Plus, a saber, gas a líquidos (GTL), carbón a líquidos (CTL) y el proceso híbrido que procesa tanto gas natural como carbón como materia prima.

Se demostró que el proceso híbrido produce un 44,4% como combustible producido por unidad de materia prima en comparación con el 66,7% y el 32,5% de los procesos GTL y CTL, respectivamente.

Además, se estimó la evaluación ambiental en términos de emisiones de CO₂ para los tres procesos.

2.4.1. Simulación del proceso de GNL

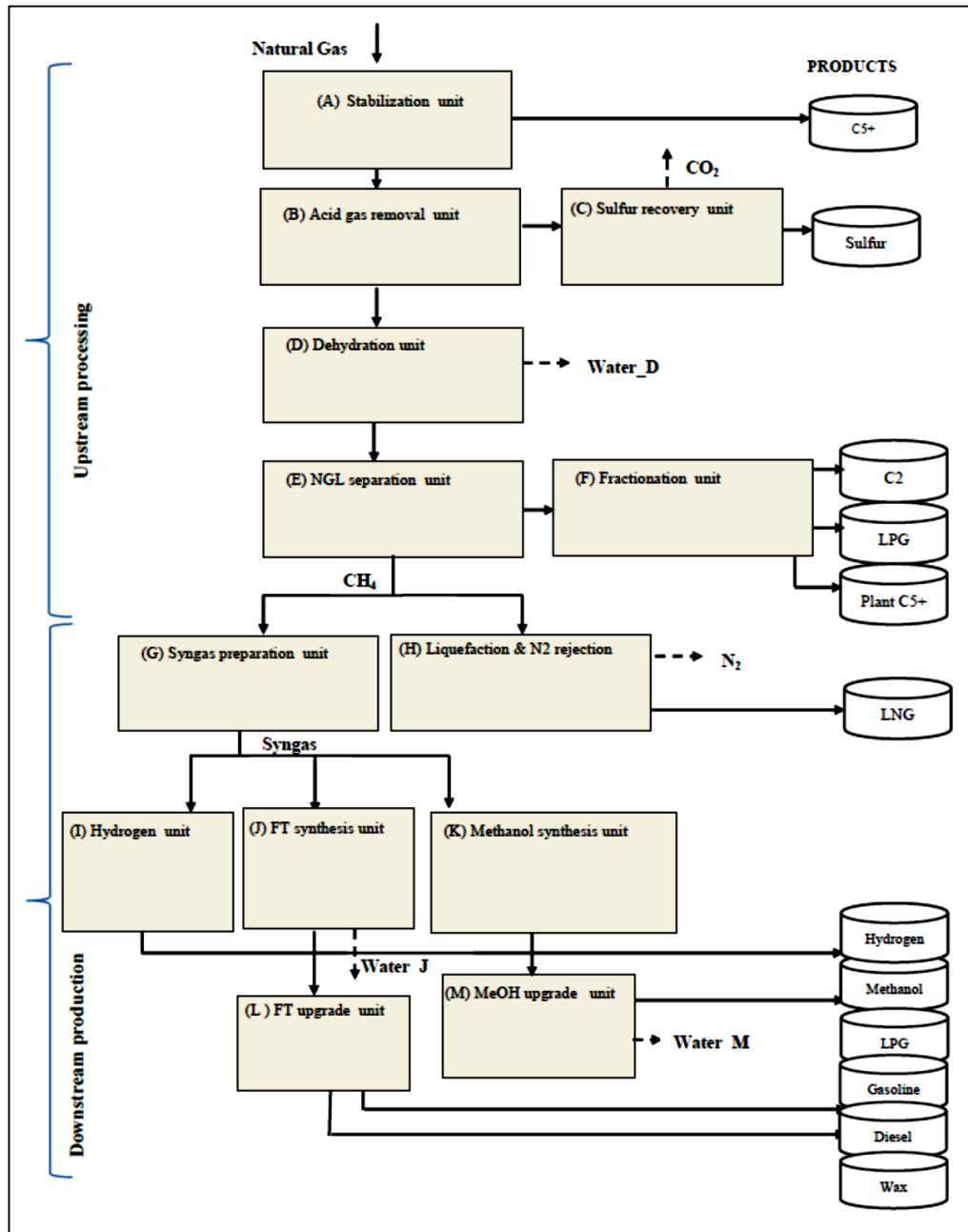


Fig. 9 Unidades de procesamiento clave de la red de procesamiento y producción de gas natural

El proceso de GNL está representado por las unidades de procesamiento (A-F) y la unidad (H), como se muestra en la Figura 9.

La materia prima de gas natural con el caudal, las condiciones de operación y la composición molar que se muestran en la Tabla 2 se recibe en la unidad de recepción de entrada.

La simulación de estado estable del proceso de GNL se llevó a cabo utilizando ASPEN Plus. En general, la ecuación de estado cúbica, por ejemplo, la ecuación de Peng Robinson o la ecuación de Soave-Redlich-Kwong (SRK) es apropiada y recomendada para el procesamiento de gas por ASPEN Plus.

Tabla 2 Condiciones de operación y composición de la alimentación de gas natural [10]

Flujo	1,500 MMSCFD 74,700 kmol/hr 1.5 x10 ⁶ kg/hr
Temperatura	20 °C
Presión	70 bar
Componente	mol%
H ₂ S	1
CO ₂	2
N ₂	4
H ₂ O	0.05
CH ₄	83
C ₂ H ₆	5
C ₃ H ₈	1.8
i-C ₄ H ₁₀	0.4
n-C ₄ H ₁₀	0.7
i-C ₅ H ₁₂	0.3
n-C ₅ H ₁₂	0.3
n-C ₆ H ₁₄	1.45
Total	100

El método de propiedad termodinámica de Peng Robinson se considera y se selecciona como método de propiedad termodinámica global. Sin embargo, se seleccionó NRTL como método de propiedad termodinámica para el sistema de amina. La separación primaria de gas/condensado se lleva a cabo en la unidad de estabilización, unidad (A) y el producto condensado C₅₊ se estabiliza.

El propósito principal de la unidad de estabilización es recuperar los componentes intermedios y pesados C₅₊ para generar mayores ingresos. La Figura 10 muestra la representación del diagrama de flujo de ASPEN Plus de una unidad de estabilización típica.

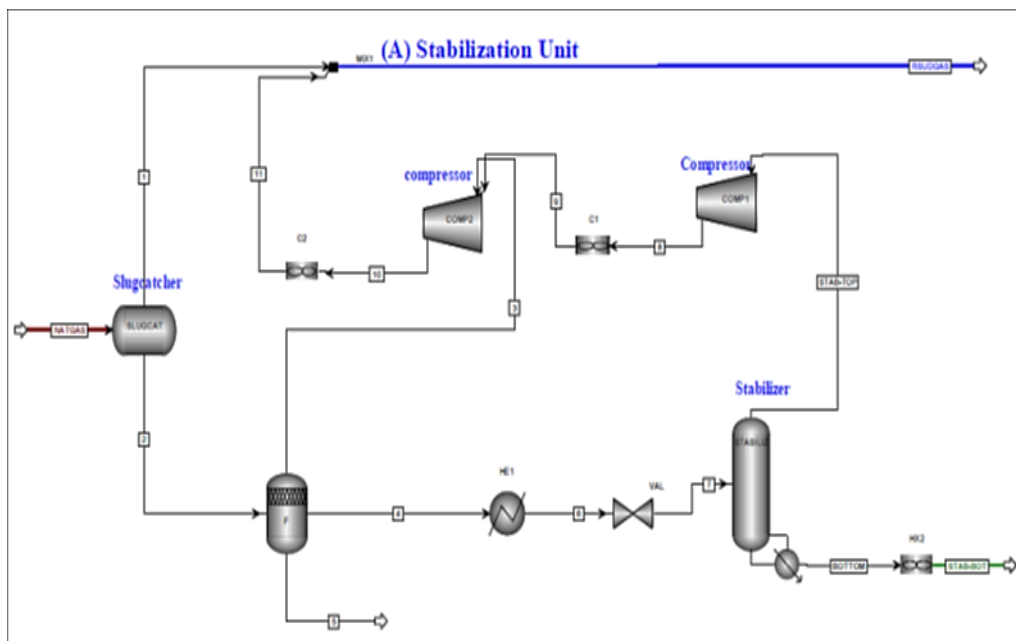


Fig. 10 Diagrama de flujo de la unidad de estabilización ASPEN Plus

El caudal de alimentación y productos en kg/h se muestra en la Tabla 3.

Tabla 3 Balance de materiales alrededor de la unidad de estabilización (A).

Nombre de la corriente	Flujo kg/h	CO ₂ eqKg/h
NATGAS	1515431.29	24934640.1
S5	86.5218686	0.00551943
RSUDGAS	1449807.02	24934637.7
STAB-BOT	65538.1258	0
Net CO ₂ eq.emission	----	-2.43

La recuperación de componentes C₅+ tanto en fase vapor como líquida se ve claramente en la Figura 11 y la Figura 12, respectivamente.

El gas agrio residual se alimenta luego a la unidad de eliminación de gas ácido donde se eliminan H₂S y CO₂ utilizando la solución de amina mixta.

La Figura 13 muestra la representación del diagrama de flujo de ASPEN Plus de una unidad de eliminación de gas ácido típica. La composición de la solución de amina mixta es (15 % en peso de DEA, 30 % en peso de MDEA, 45 % en peso de agua).

La fracción molar de CO₂ y H₂S en la corriente de gas dulce es 7,9 E-5 y 1,8 E-25, como se muestra en la Figura 14 y la Figura 15 respectivamente.

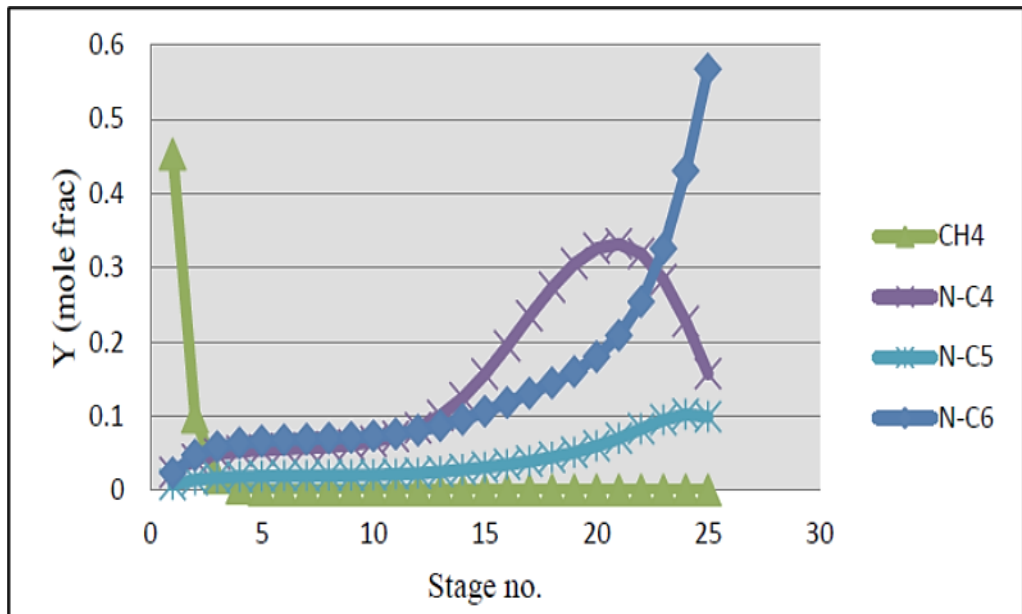


Fig. 11 Perfil de composición del vapor del estabilizador

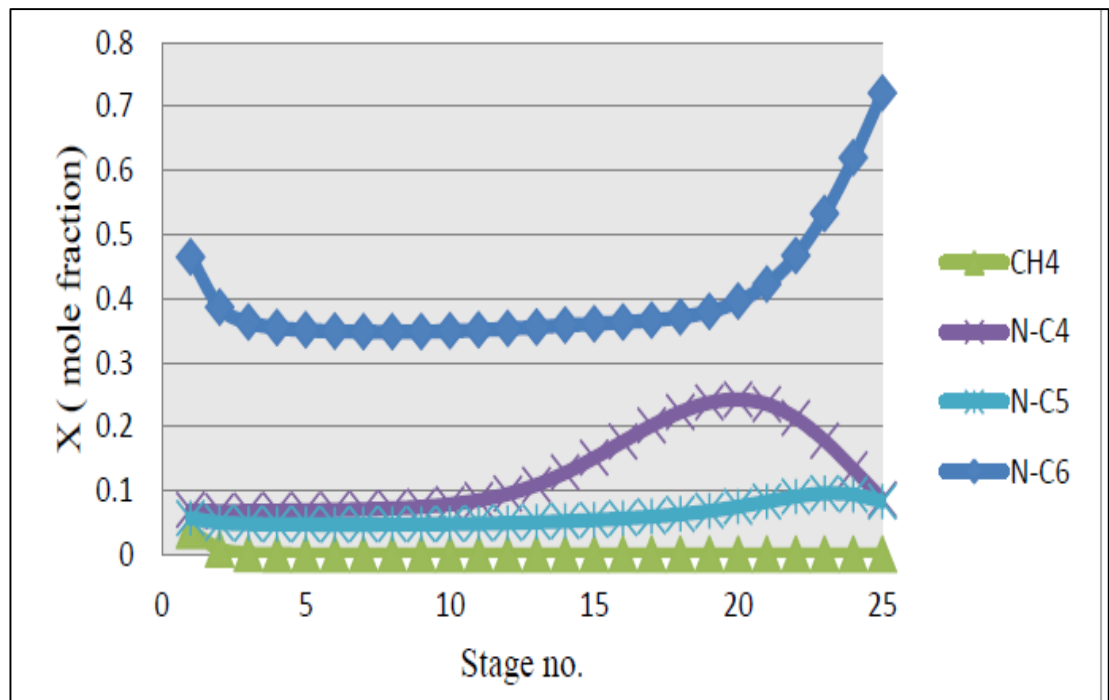


Fig. 12 Perfil de composición del líquido estabilizador

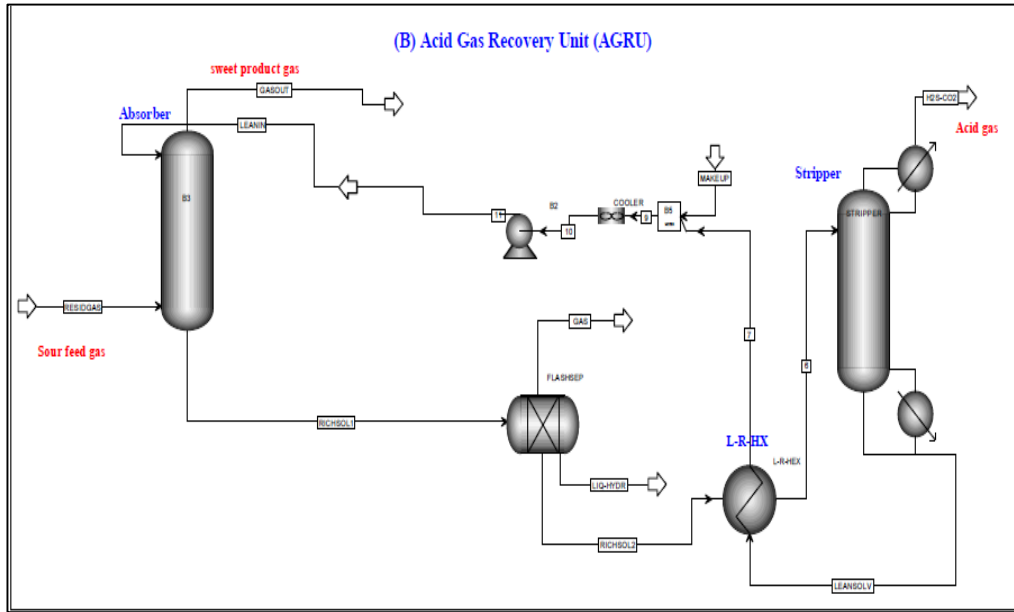


Fig. 13 Diagrama de flujo de la unidad de eliminación de gases ácidos ASPEN Plus

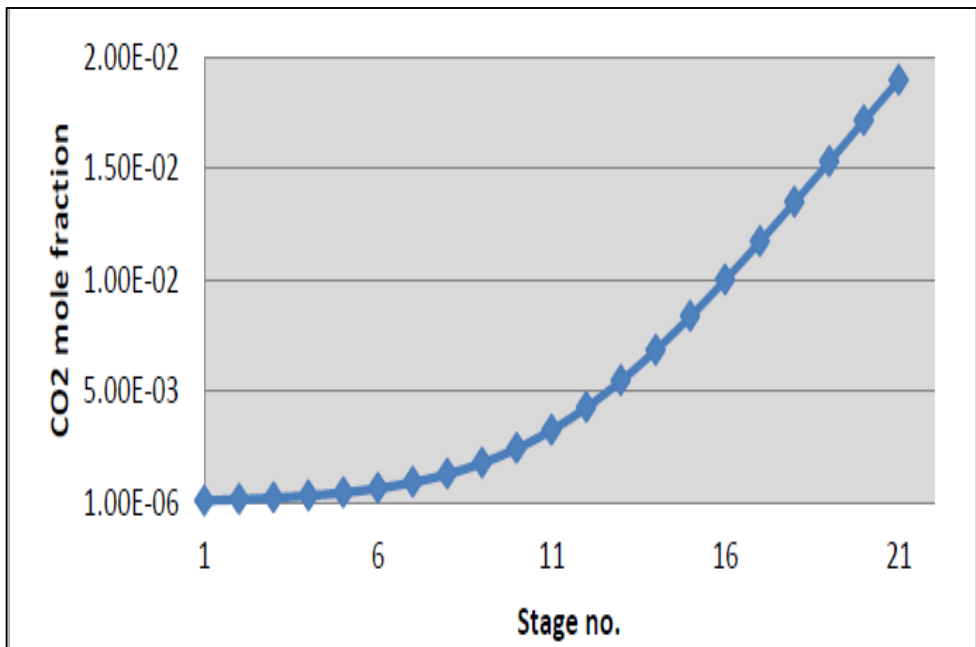


Fig. 14 Perfil de fracción molar de CO₂ en el absorbedor

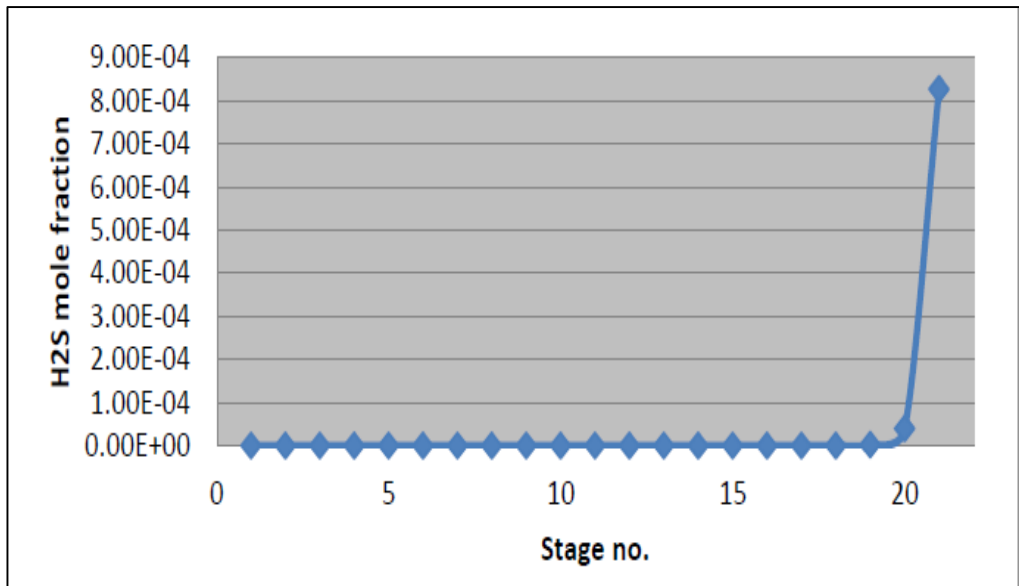


Fig. 15 Perfil de fracción molar de H2S en el absorbedor

El azufre elemental se recupera de la corriente rica en H2S mediante el proceso convencional de flujo recto o dividido Clause que se muestra en la Figura 16 y la Figura 17, respectivamente.

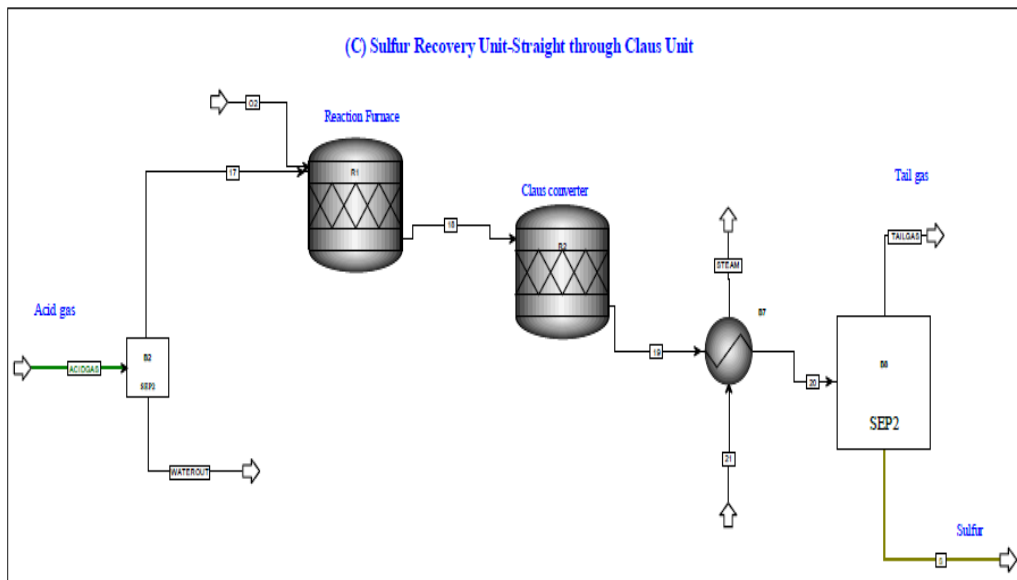


Fig. 16 Diagrama de flujo de la unidad de recuperación de azufre ASPEN Plus (recta)

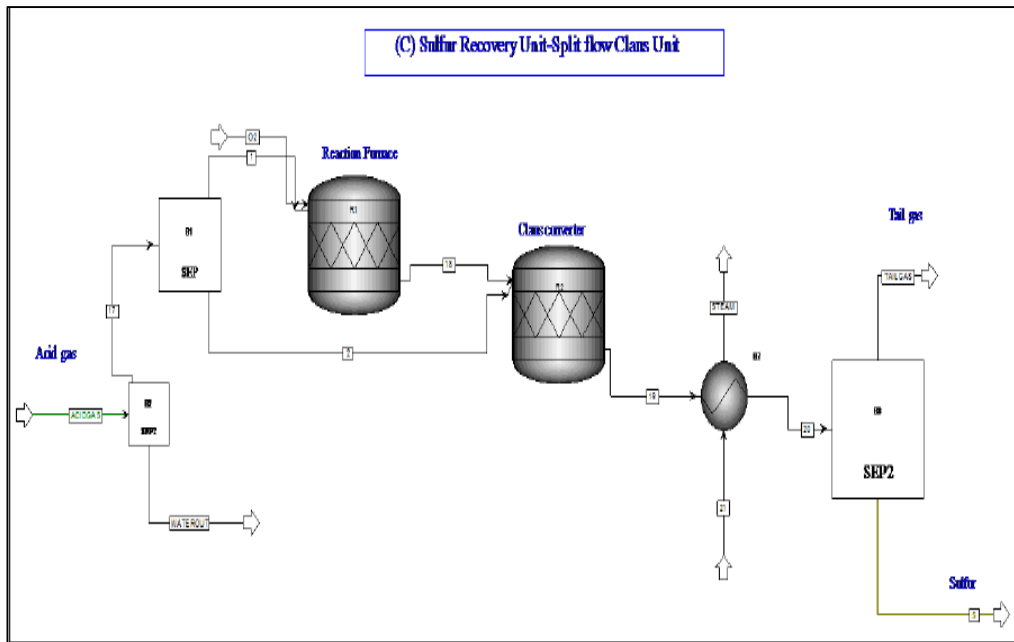


Fig. 17 Diagrama de flujo de la unidad de recuperación de azufre ASPEN Plus (dividida)

El gas dulce se alimenta a la unidad de deshidratación. La Figura 18 muestra la representación del diagrama de flujo de ASPEN Plus de una unidad de deshidratación típica. Se utiliza glicol TEG para eliminar el contenido de agua a $9,0 \times 10^{-5}$ como fracción molar de agua, como se muestra en la Figura 19.

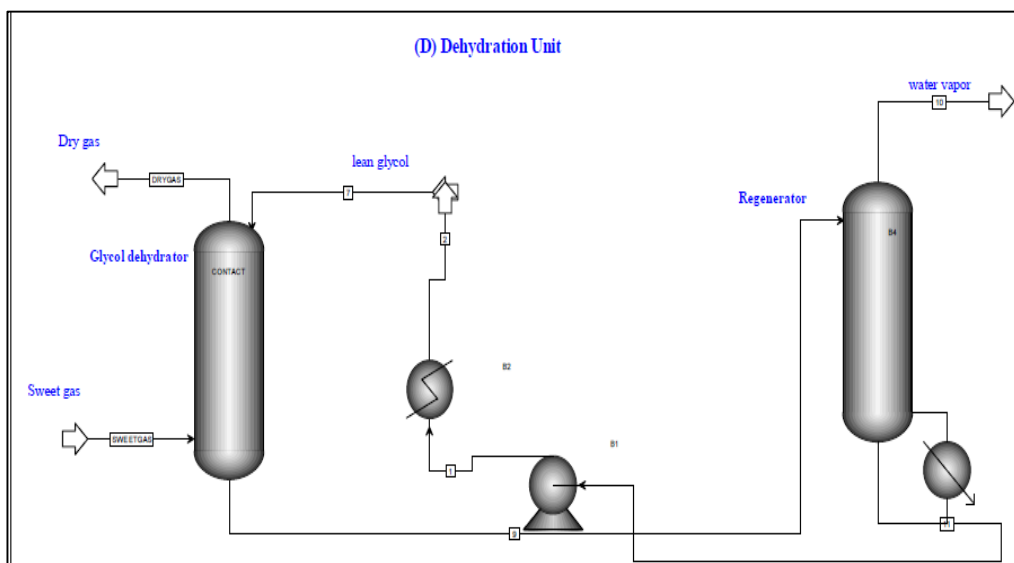


Fig. 18 Diagrama de flujo de la unidad de deshidratación ASPEN Plus

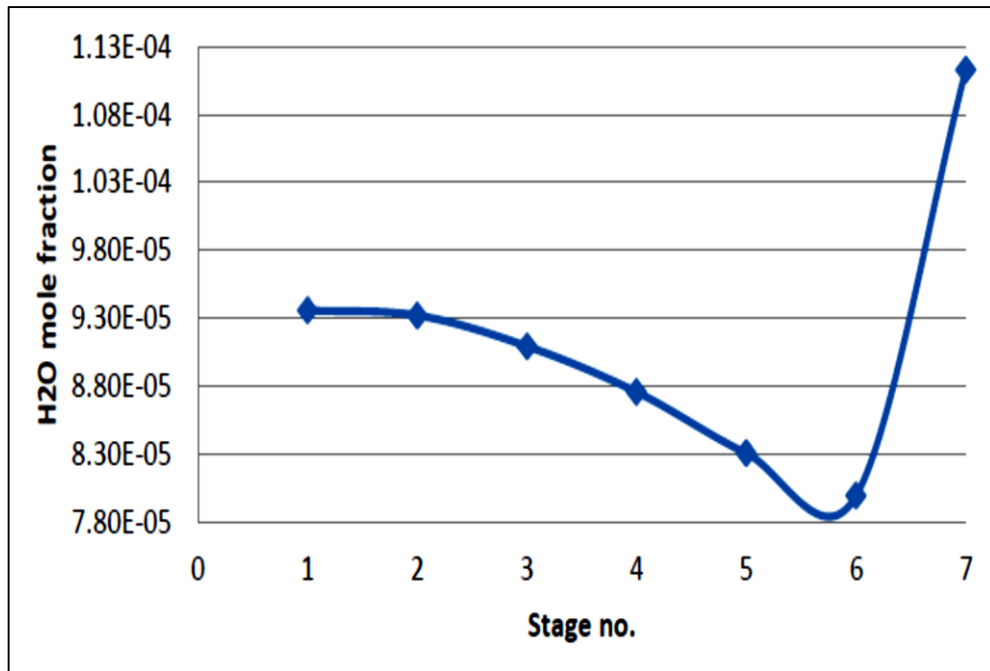


Fig. 19 Perfil de composición de H2O en deshidratador de glicol

El propósito principal de la unidad de eliminación de gas ácido (AGRU) es la eliminación de H₂S, CO₂ y otras impurezas a niveles bajos para cumplir con las especificaciones del gas y evitar problemas de taponamiento y corrosión.

La corriente de gas seco dulce se alimenta a la unidad NGL donde los hidrocarburos pesados y el GLP se separan del gas que es principalmente metano.

Los hidrocarburos pesados se envían a la unidad de fraccionamiento para separarse en productos de etano, propano, butano y pentano como se muestra en la Figura 18 y la Figura 19.

El gas metano se licúa a -160 °C utilizando un refrigerante mixto (MR). La composición optimizada del MR se obtiene de Alabdulkarem, et. al. (2011).

La Figura 20 muestra la representación del diagrama de flujo de ASPEN Plus de la unidad de recuperación y licuefacción de NGL.

Se puede encontrar una discusión detallada sobre los procesos criogénicos en Venkatarathnam (2008).

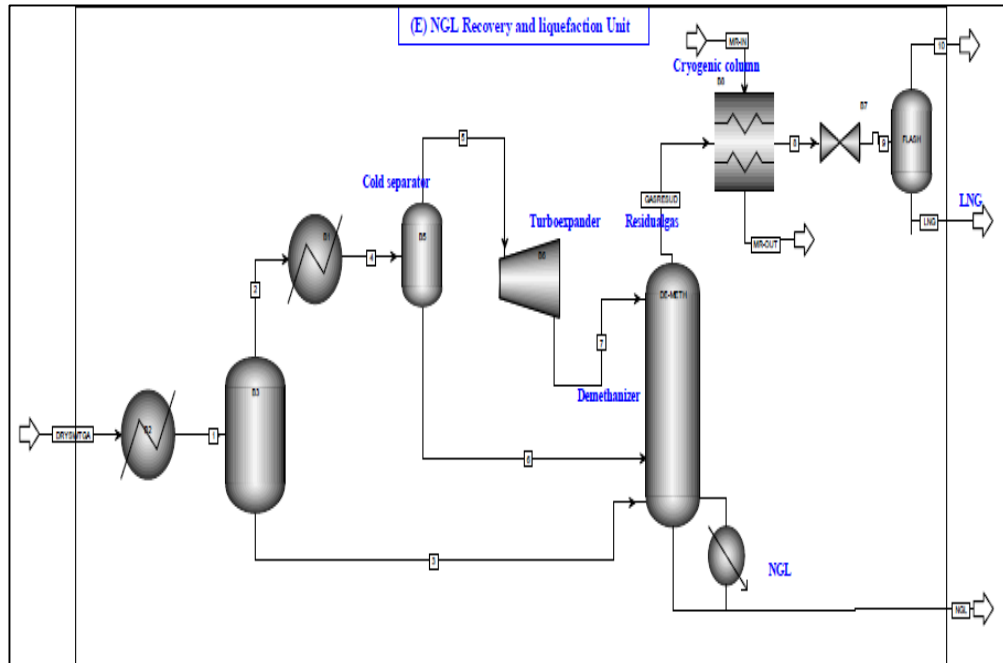


Fig. 20 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad de NGL y licuefacción

Luego, se rechaza el nitrógeno para obtener el valor calorífico deseado del producto GNL.

Los caudales máscicos y rendimientos de los productos para todas las unidades se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4 Rendimiento y caudal de productos de los procesos de GNL, GTL y metanol

	NG1	NG2	NG3	Rendimiento*
Producto (kg/h)				
Azufre1	22,900	-----	-----	0.015
LNG1	1,044,157	-----	-----	0.69
Etano1	62,800	-----	-----	0.04
LPG1	75,200	-----	-----	0.05
Planta de condensado1	12,700	-----	-----	0.01
Condensado de campo1	64,900	-----	-----	0.043
Pérdidas**1	232,343	-----	-----	0.152
Azufre2	-----	22,900	-----	0.015
Etano2	-----	62,800	-----	0.04
LPG2	-----	114,000	-----	0.075
Gasolina2	-----	227,911	-----	0.15
Diesel2	-----	174,730	-----	0.11
Wax2	-----	99,900	-----	0.07
Planta de condensado2	-----	12,700	-----	0.01
Condensado de campo2	-----	64,900	-----	0.043
Pérdidas**2	-----	735,159	-----	0.48
Azufre3	-----	-----	22,900	0.015
Etano3	-----	-----	62,800	0.04
LPG3	-----	-----	75,200	0.05
Metanol	-----	-----	870,000	0.574
Condensado de campo3	-----	-----	64,900	0.043
Pérdidas**3	-----	-----	419,200	0.27
Suministro de GN disponible(kg/hr)	1,515,000	1,515,000	1,515,000	-----

*El rendimiento se define como el caudal del producto dividido por el caudal de la materia prima.

**Las pérdidas representan otros subproductos como CO₂, N₂, agua, etc.

2.4.2. Simulación del proceso GTL

El proceso GTL está representado por las unidades (A-F) y las unidades (G, J y L) como se muestra en la Figura 9.

El gas metano tratado de la unidad (E) se precalienta, se mezcla con vapor y oxígeno puro y se alimenta al reactor autotérmico (ATR). El ATR convierte el gas natural, que es principalmente metano, vapor y oxígeno puro, en un gas de síntesis (H₂/CO).

El esquema de reacción del ATR es complejo, pero la reacción general está representada por [4]:



El ATR se modela como un reactor de equilibrio en ASPEN Plus, como se muestra en la figura 21.

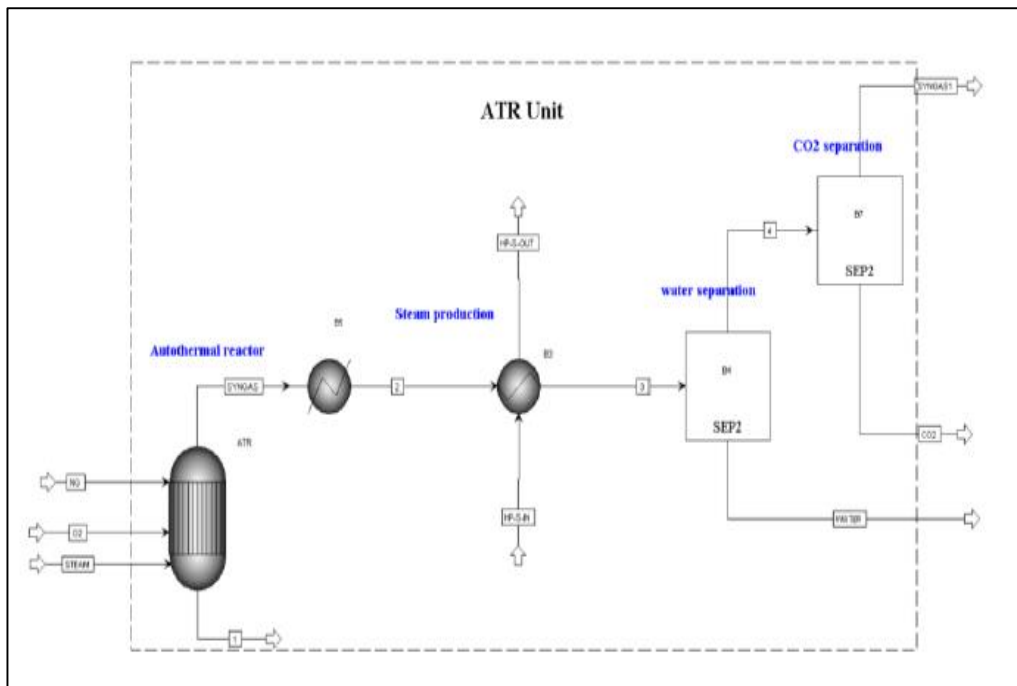


Fig. 21 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad ATR

Para el caudal de gas natural dado, la relación de vapor a CH₄ se establece en 0,6 como relación de operación. Esta relación muy baja de alrededor de 0,6, en lugar de la relación alta utilizada anteriormente de 1,5-2,0, se convierte en la relación de gas de síntesis de última generación para la aplicación de FT en plantas modernas en Europa y Oriente Medio [4].

Ahora, para el análisis de sensibilidad del caudal de O₂ se realizó variando el caudal de O₂ para obtener la relación H₂/CO deseada, como se ve en la Figura 22.

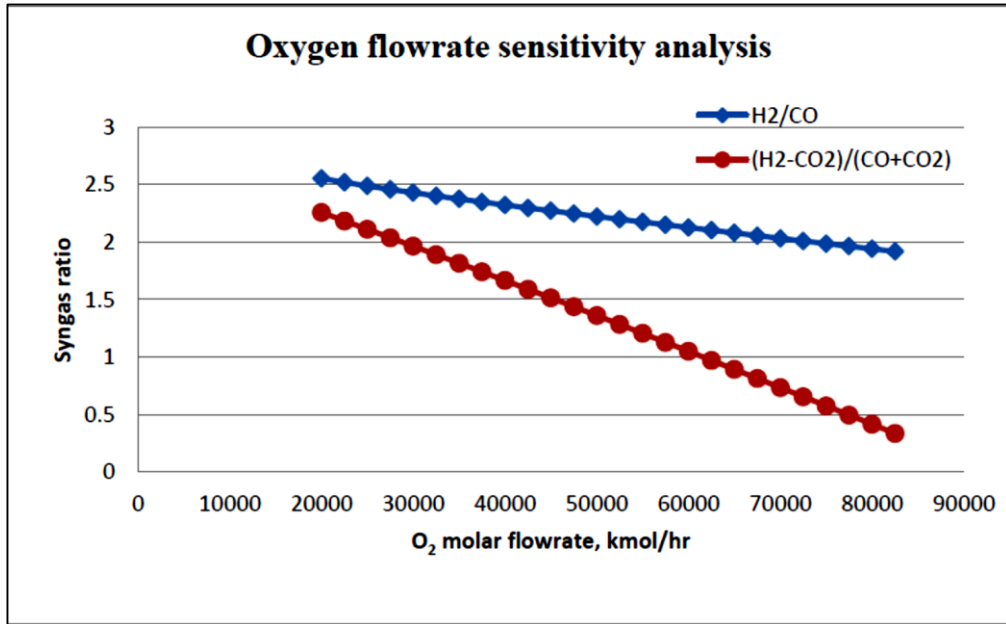
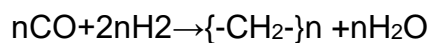


Fig. 22 Análisis de sensibilidad para el caudal de O₂

La relación H₂/CO del gas de síntesis de 2 se logra utilizando el ATR con un caudal de O₂ de 70 000-72 500 kmol/h. La alta temperatura del gas de síntesis se utiliza para producir vapor a alta presión.

El gas de síntesis se alimenta al reactor FT en fase de suspensión que se modela como reactor de rendimiento. Las condiciones de funcionamiento del reactor FT son 240 °C y 20 bar. La síntesis FT:



Este estudio se considera como un reactor Fischer-Tropsch de fase líquida de baja temperatura con catalizador de cobalto. La distribución del producto sigue la función de probabilidad de crecimiento de la cadena conocida como distribución de Anderson-Schulz-Flory (ASF) [4].

$$W_n/n = (1-\alpha)^2 \alpha^{n-1}$$

Donde W_n es la fracción de masa de la molécula de hidrocarburo con número de carbono n y α es la probabilidad de crecimiento de la cadena. Se selecciona un valor alfa de 0,9 para encontrar la fracción de masa de los hidrocarburos como se muestra en la Figura 23. Se supone que el reactor FT produce solo parafina (sin olefina).

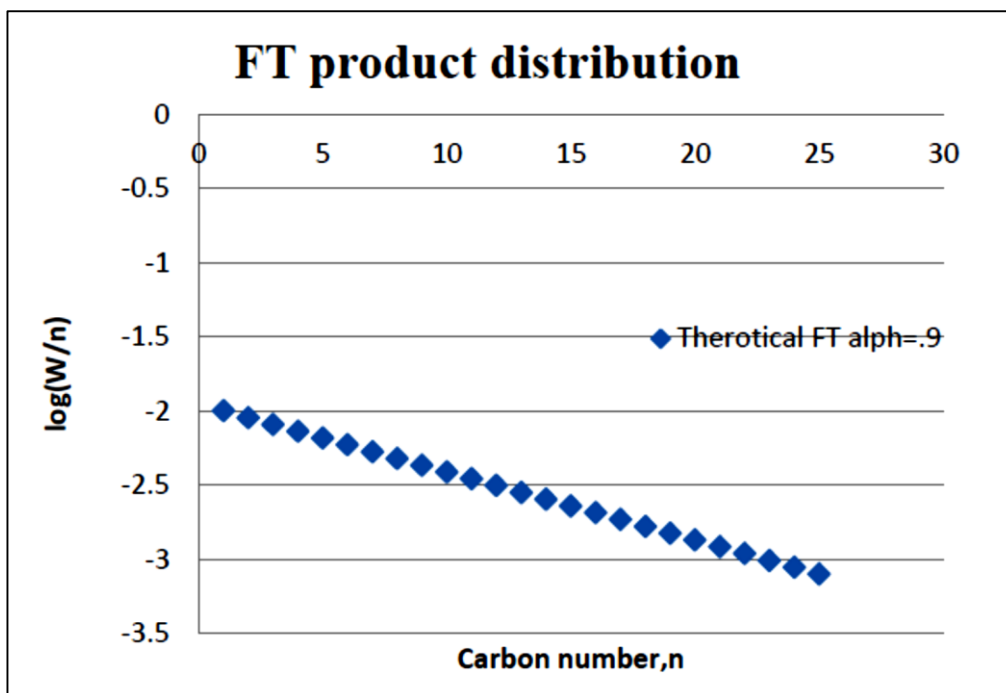


Fig. 23 Distribución del porcentaje de peso del producto FT para $\alpha = 0,9$

El hidrotratamiento/craqueo de las ceras se lleva a cabo para obtener los productos finales deseados normalmente GLP, gasolina sintética y diésel.

La Tabla 5 muestra la fracción teórica de % en peso de crudo sintético producido a partir del reactor FT para un valor de $\alpha = 0,9$. Los caudales máxicos y los rendimientos de los productos para todas las unidades se muestran en la Tabla 4.

La Figura 3.20 muestra el diagrama de flujo de ASPEN Plus de la unidad de síntesis y mejoramiento de FT.

Tabla 5 Porcentaje de peso teórico de crudo sintético para un valor de $\alpha = 0,9$

Componentes	Peso (wt%)
C1	1
C2	1.8
C3-C4	5.346
C5-C12	29.7195
C13-C18	20.108
C19+	42.026

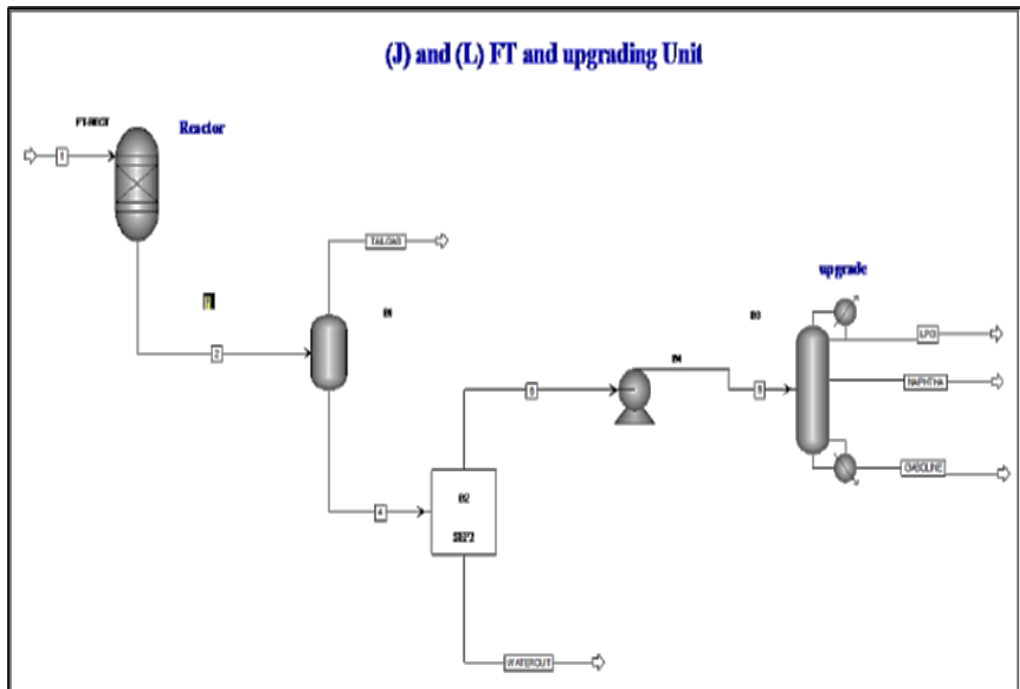


Fig. 24 Diagrama de flujo ASPEN Plus de la unidad de síntesis y actualización de FT.

III. RESULTADOS

3.1. Proceso de simulación

Se estima que la demanda insatisfecha del Perú es aproximadamente 400 KTM/año de urea [10], por lo que a través del proceso de simulación en Aspen Plus se compararon tres tecnologías de producción de urea: Snamprogetti, Toyo y Stamicarbon a partir de gas natural, para determinar cuál de ellas consume menos energía.

En la primera fase de la simulación se determina que se requiere 235,45 KTM/año de amoniaco (el resultado se obtiene con la tecnología de menor consumo energético), lo que se obtiene con 15,226 MMSCFD (116,69 KTM/año) de gas natural.

En la Tabla 6 se muestran los flujos de gas natural y sus componentes, como agua y aire, y la producción de amoniaco requerida para extraer urea.

Tabla 6 Extracto de la simulación del proceso del NH₃

	Compuestos	Alimentación		Producto (KTM/año)
		(MMSCFD)	(KTM/año)	
Gas Natural	CH ₄	13.63	95.46	-
	C ₂ H ₆	1.36	17.89	
	C ₃ H ₈	0.0199	0.383	
	i-C ₄ H ₁₀	1.53E-05	0.00039	
	n-C ₄ H ₁₀	1.53E-05	0.00039	
	n-C ₅ H ₁₀	3.061E-05	0.000964	
	N ₂	0.184	2.25	
	CO ₂	0.0368	0.7062	
Vapor de Agua	H ₂ O	57.05	448.706	-
Aire	O ₂	5.47	76.5404	-
	N ₂	20.36	249.099	
Amoniaco	NH ₃	-	-	235.45
Dióxido de Carbono	CO ₂	-	-	0.0297

Utilizando la misma materia prima de amoniaco y dióxido de carbono, se simularon las tres tecnologías de producción de urea y esto se compara en la Tabla 7.

Tabla 7 Extracto de la simulación del proceso de úrea en las tres tecnologías

	Alimentación (KTM/año)	Producto (KTM/año)		
		Toyo	Stamicarbon	Snamprogetti
Amoniaco	235.45			
Dióxido de Carbono	67.27	-	-	-
Úrea sólida	-	414.95	387.29	276.63

De la Tabla 7 se puede observar que la tecnología Toyo logra la mayor producción de urea (414,95 KTM/año), siendo la capacidad máxima de planta a diseñar de 550 KTM/año, tanto a partir de alimentación de amoniaco como de dióxido de carbono.

Esto se debe a que el reactor opera a presiones más altas (mostradas en la Tabla 8), logrando la mayor conversión (60%) mostrada en la Figura 25.

Tabla 8 Estatus de operación en reactores de c/tecnología

Reactor para cada tecnología	Temperatura (°C)	Presión (atm)
Reactor de úrea Stamicarbon	166	136.46
Reactor de úrea Snamprogetti	166	170.11
Reactor de úrea Toyo	167	238.16

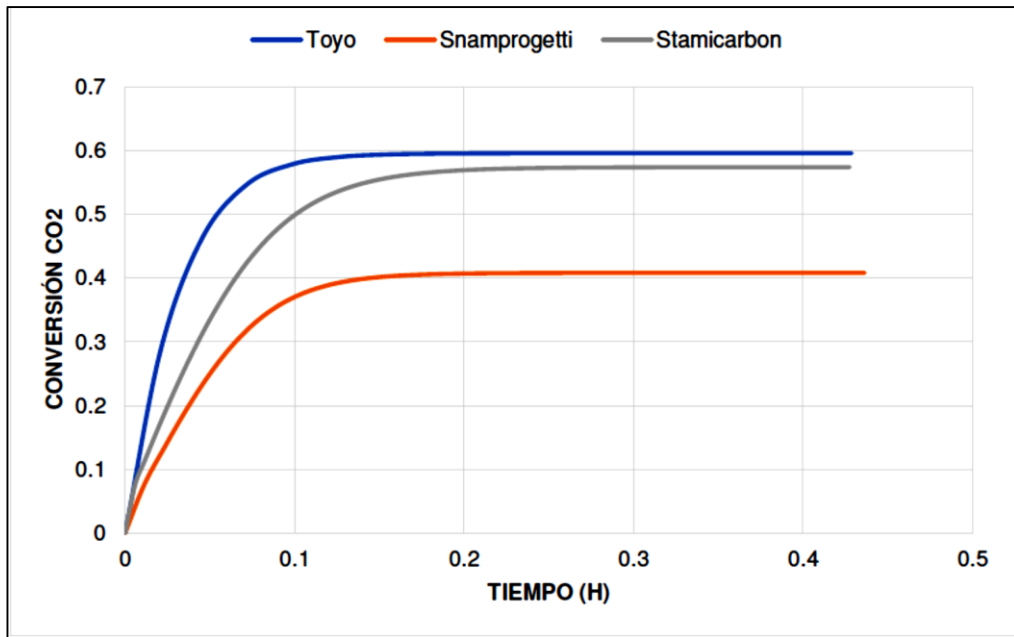


Fig. 25 Conversión de CO2 vs Tiempo

Binti (2007) y Ali & Anantharam (2019) obtuvieron que la conversión de CO2 en el reactor de urea fue del 60%, la conversión obtenida por Wang & Li (2017) fue del 58,99%, resultados similares se obtuvieron en el presente trabajo de investigación.

Los autores mencionados compararon sus resultados con datos reales de la planta, obteniendo así un excelente ajuste ($\pm 5\%$ de error). El modelo termodinámico SR – POLAR se utiliza aquí debido a que varios autores, entre ellos Rasheed (2011) y Zahid & et al. (2014) lo recomendaron por ser apropiado para el sistema termodinámico del presente estudio; sin embargo, Ali y Anantharaman utilizaron el modelo termodinámico SRK, obteniendo los mismos resultados, lo que indica que este modelo también es aplicable.

Este resultado también está en línea con lo que predijo el licenciante de tecnología Toyo. Yoke Yi & Mahadzir (2016) obtuvieron una conversión de dióxido de carbono en equilibrio de 79, es posible que la diferencia se deba a su elección del modelo termodinámico, ya que no lo especificaron en su investigación.

La Figura 25 muestra que el proceso Toyo tiene una conversión de CO₂ mayor en comparación con otras tecnologías. Esta diferencia en los cambios está relacionada con la diferencia en la demanda de energía aguas abajo de los diferentes reactores.

La mayor conversión de CO₂ determina el menor consumo de energía en el proceso de descomposición de materiales no reactivos. El consumo de energía de cada tecnología se muestra en la Figura 4.2.

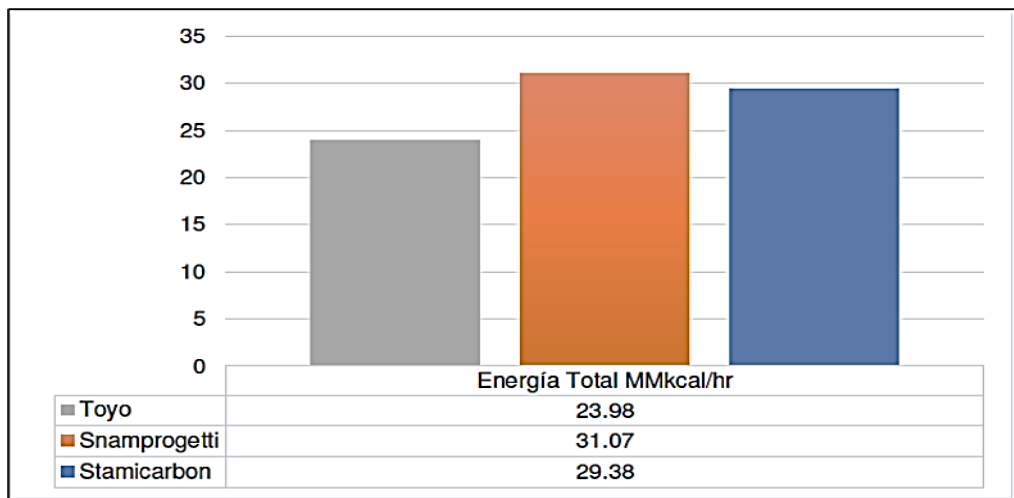


Fig. 26 Evaluación energética de las tecnologías de generación de urea

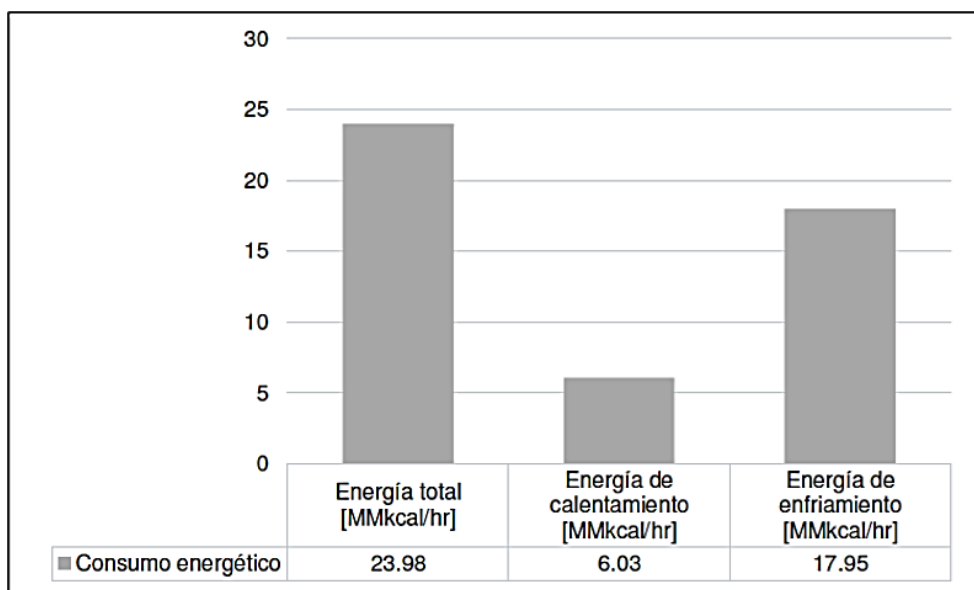


Fig. 27 Gasto energético de la tecnología Toyo

Para el diseño de los reactores de síntesis de urea se seleccionaron reactores de flujo pistón del mismo tamaño, pero con diferentes condiciones de operación. Los resultados de su estimación de dimensión se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9 Características del reactor de síntesis de úrea

Díámetro	Longitud
(m)	(m)
2.3	29.0

Nawaz (2014) a partir de una alimentación de amoniaco de 250.000 TM/año, obtuvo un volumen de reactor de flujo pistón de 145,5 m³ y un diámetro de 2,61 m (que corresponde a una longitud de 27,2 m), los resultados son comparables a los obtenidos en este estudio.

3.1.1. Análisis longitudinal de la temperatura del reactor

La Figura 28 muestra la variación de la temperatura del reactor con la longitud en las tecnologías Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo.

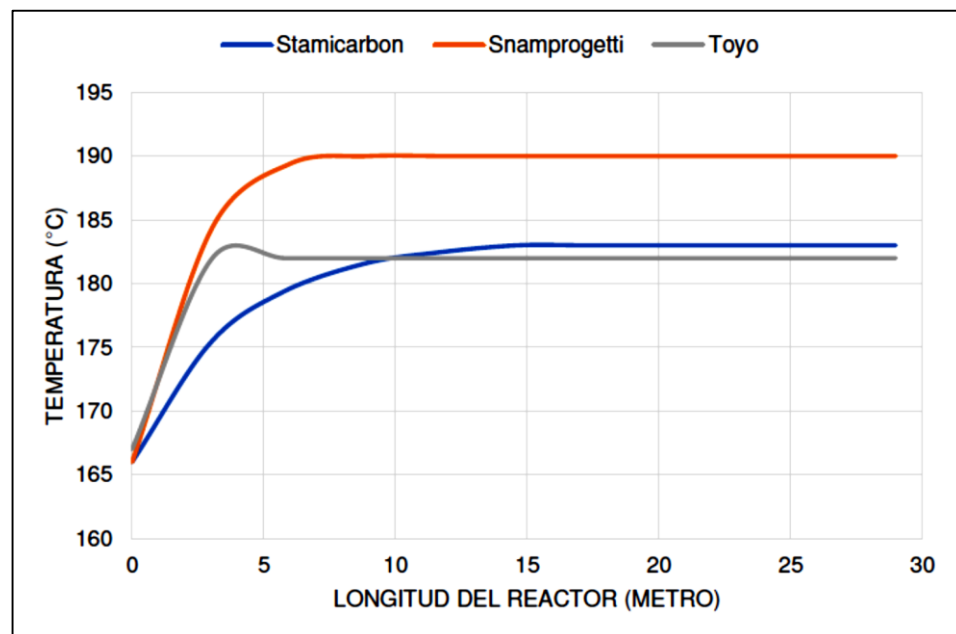


Fig. 28 Dimensión del reactor vs temperatura

De la Figura 28 se desprende que a medida que aumenta la presión de operación del reactor, la sección longitudinal se ajusta a una función lineal (lo que se puede observar con más detalle en la tecnología de Toyo).

Además, se obtienen temperaturas de reacción superiores a 190°C para la tecnología Snamprogetti, lo que implica un mayor requerimiento energético de su parte.

Por otra parte, se obtienen resultados casi similares para las tecnologías Stamicarbon y Toyo, que son 183°C y 182°C, respectivamente.

La Tabla 10 ilustra las temperaturas máximas de reacción de cada tecnología.

Tabla 10 Temperatura máxima de rx de reactor de c/tecnología

Reactor para cada tecnología	Temperatura de reacción (°C)
Reactor de úrea Stamicarbon	183
Reactor de úrea Snamprogetti	190
Reactor de úrea Toyo	182

3.1.2. Análisis del tiempo espacial de rx vs longitud del reactor

La figura 29 muestra la evolución del tiempo espacial de reacción frente a la longitud del reactor en las tecnologías Stamicarbon, Snamprogetti y Toyo.

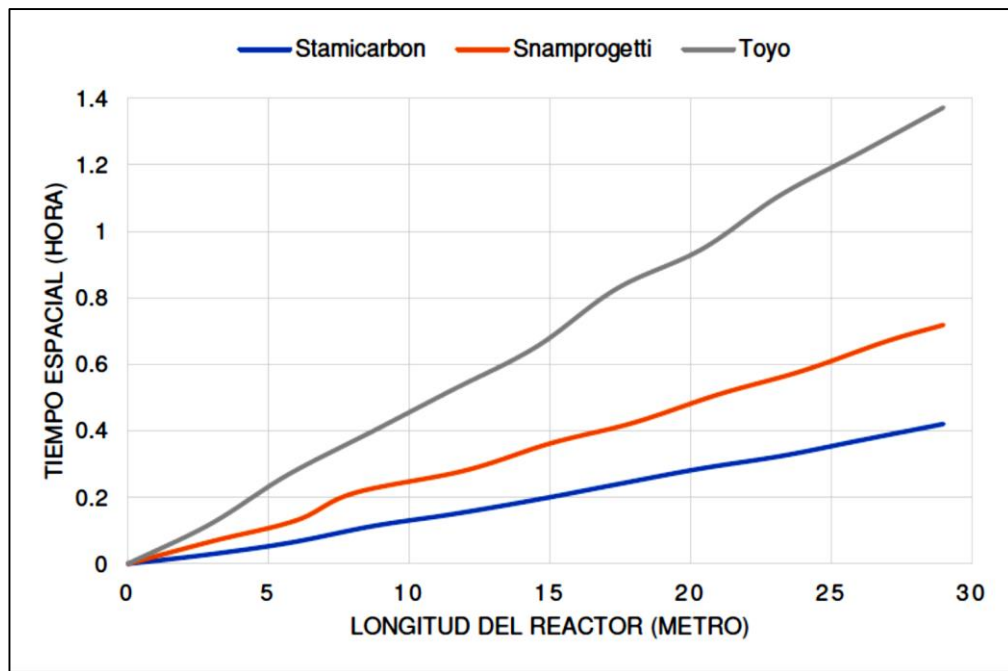


Fig. 29 Tiempo espacial vs longitud del reactor.

De la Figura 29 se puede determinar que cuanto mayor es la presión de operación, menor es el punto de inflexión de la gráfica (correspondiente al rango de menor volumen del reactor), lo que a su vez produce un mayor espacio-tiempo en la misma.

La Tabla 11 muestra los espacios-tiempos de los reactores de cada tecnología.

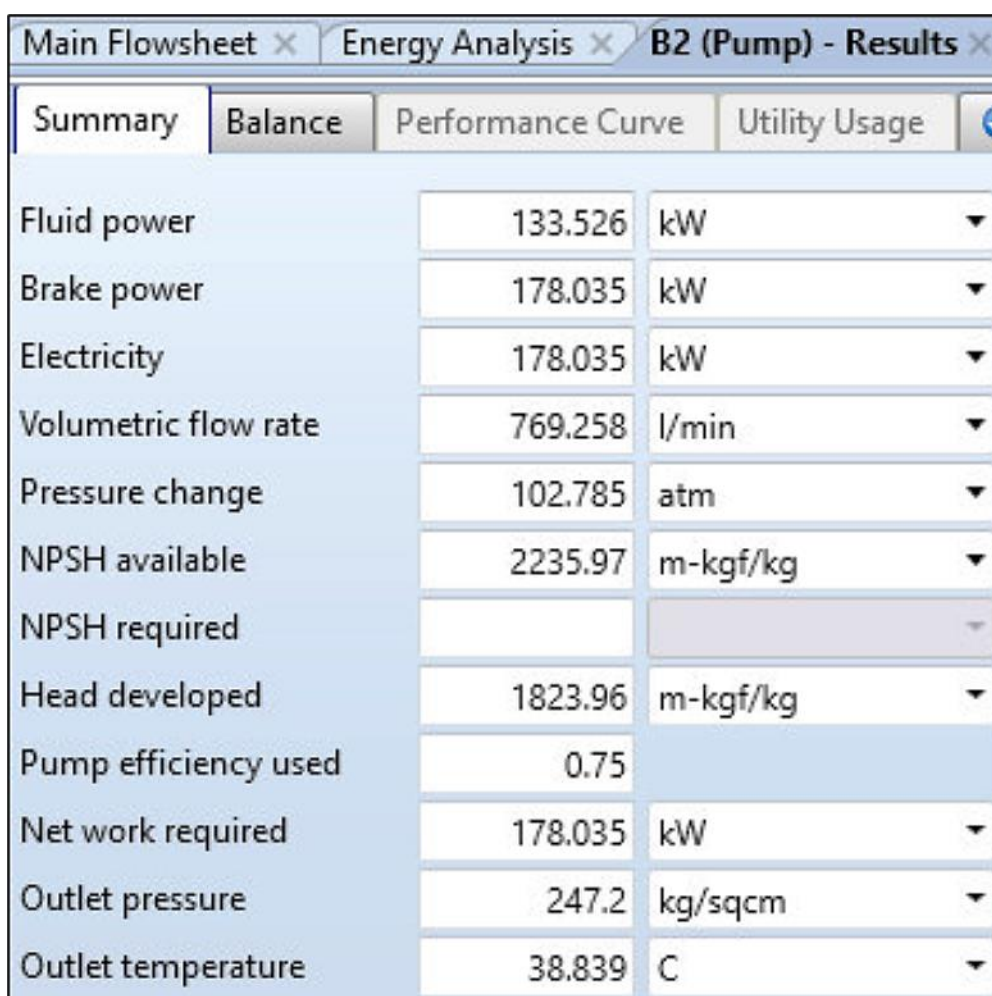
Tabla 11 Tiempo espacial de reactor de c/tecnología

Reactor para cada tecnología	Tiempo espacial (h)
Reactor de úrea Stamicarbon	0.42
Reactor de úrea Snamprogetti	0.72
Reactor de úrea Toyo	1.37

IV. DISCUSIÓN

4.1. Diseño de equipos tecnológicos para producción de urea (Toyo)

A continuación, se muestran capturas de pantalla tomadas del simulador Aspen Plus V.11 para el diseño de cada uno de los equipos que componen la tecnología de Toyo, que produce urea a partir de amoníaco y dióxido de carbono.



Parameter	Value	Unit
Fluid power	133.526	kW
Brake power	178.035	kW
Electricity	178.035	kW
Volumetric flow rate	769.258	l/min
Pressure change	102.785	atm
NPSH available	2235.97	m-kgf/kg
NPSH required		
Head developed	1823.96	m-kgf/kg
Pump efficiency used	0.75	
Net work required	178.035	kW
Outlet pressure	247.2	kg/sqcm
Outlet temperature	38.839	C

Fig. 30 Condiciones de operación bomba B2

Main Flowsheet × Energy Analysis × B2 (Pump) - Results × B1 (Compr) - Results × +		
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status		
▶ Compressor model	Isentropic Compressor	
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation	
▶ Indicated horsepower	458.244	kW
▶ Brake horsepower	458.244	kW
▶ Net work required	458.244	kW
▶ Power loss	0	kW
▶ Efficiency		0.75
▶ Mechanical efficiency		1
▶ Outlet pressure	247.2	kg/sqcm
▶ Outlet temperature	156.225	C
▶ Isentropic outlet temperature	149.445	C
▶ Vapor fraction		1
▶ Displacement		
▶ Volumetric efficiency		

Fig. 31 Condiciones de operación compresor B1

Main Flowsheet × E02 (RStoic) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Reactions Selectivity Utility Usage Status		
Outlet temperature	167	C
Outlet pressure	246.074	kg/sqcm
Heat duty	-10.8464	MMkcal/hr
Net heat duty	-10.8464	MMkcal/hr
Vapor fraction	0.428279	
1st liquid / Total liquid	1	

Fig. 32 Condiciones de operación reactor E02

Main Flowsheet × R01 (RPlug) - Results × +

Summary Balance Distributions Polymer Attributes Status

Heat duty MMkcal/hr ▼

Reactor temperature

Minimum C ▼

Maximum C ▼

Residence time hr ▼

Thermal fluid inlet

Temperature ▼

Vapor fraction

Fig. 33 Condiciones de operación reactor E01

Main Flowsheet × B4 (Valve) - Results × +

Summary Balance Status

Choking status

Outlet pressure kg/sqcm ▼

Pressure drop atm ▼

Choked outlet pressure ▼

Outlet temperature C ▼

Outlet vapor fraction

Valve flow coefficient

Valve % opening

Cavitation index

Pressure drop ratio factor

Pressure recovery factor

Piping geometry factor

Fig. 34 Condiciones de operación válvula B4

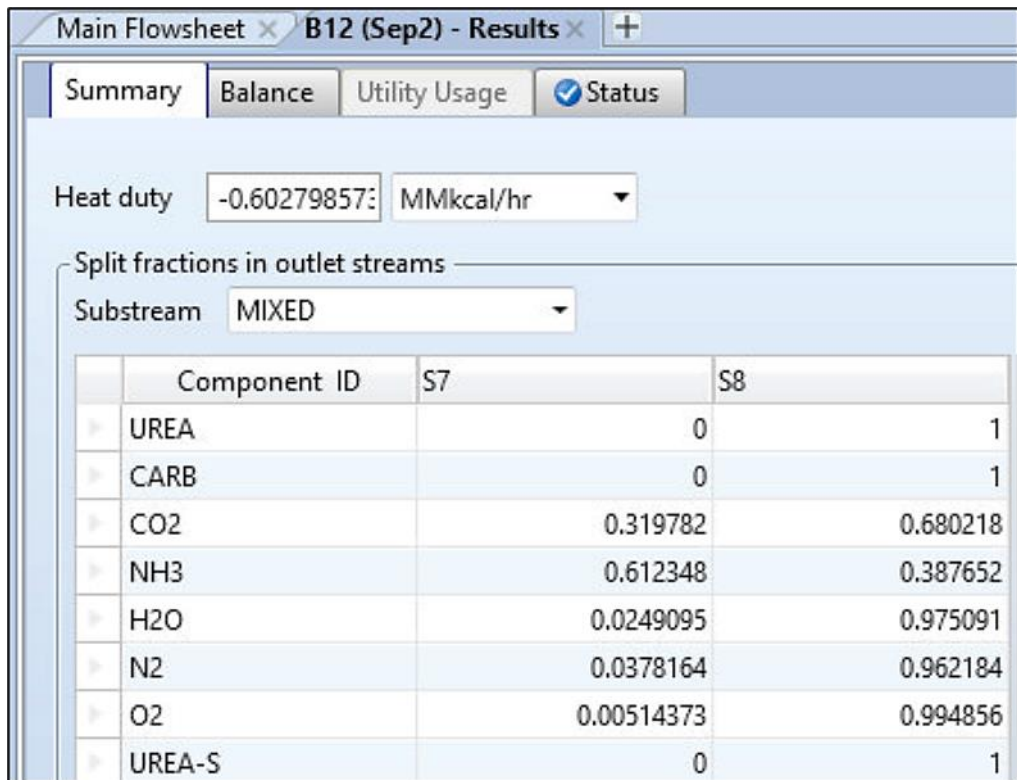


Fig. 35 Condiciones de operación torre de condensación B12

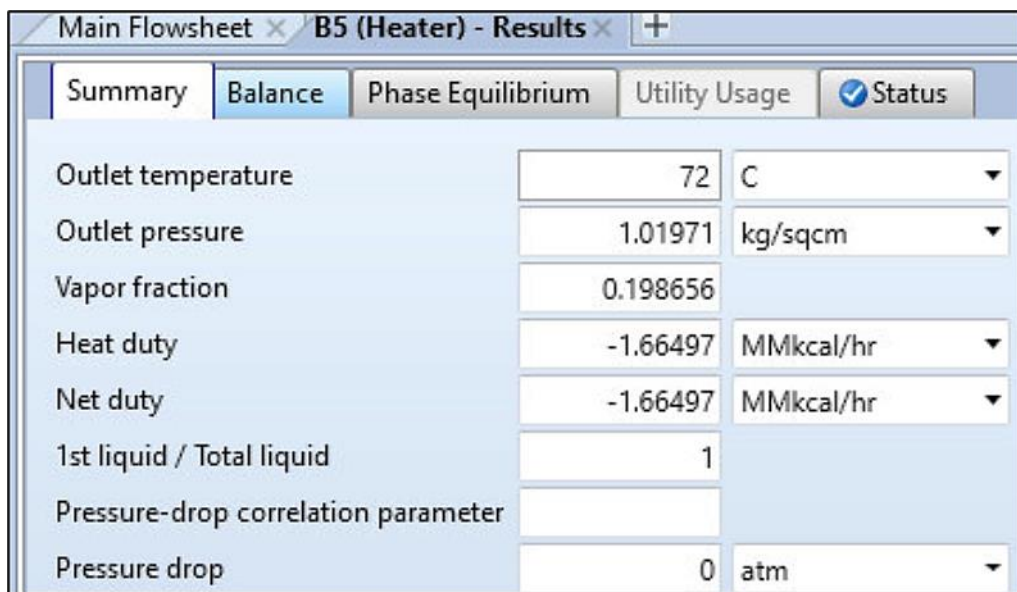


Fig. 36 Condiciones de operación intercambiador de calor B5

Main Flowsheet × B13 (RStoic) - Results × +						
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selectivity	Utility Usage	Status
Outlet temperature	80	C				
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm				
Heat duty	5.61561	MMkcal/hr				
Net heat duty	5.61561	MMkcal/hr				
Vapor fraction	0					
1st liquid / Total liquid	1					

Fig. 37 Condiciones de operación reactor de descomposición B13

Main Flowsheet × B7 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	50	C		
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm		
Vapor fraction	0.266334			
Heat duty	0.012999	MMkcal/hr		
Net duty	0.012999	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	0	atm		

Fig. 38 Condiciones de operación intercambiador de calor B7

Main Flowsheet × B19 (RStoic) - Results × +					
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selectivity	Utility
Outlet temperature	172	C			
Outlet pressure	22.4982	kg/sqcm			
Heat duty	-1.05924	MMkcal/hr			
Net heat duty	-1.05924	MMkcal/hr			
Vapor fraction	0.0394072				
1st liquid / Total liquid	1				

Fig. 39 Condiciones de operación reactor de descomposición B19

Main Flowsheet × B8 (Valve) - Results × +		
Summary	Balance	<input checked="" type="checkbox"/> Status
Choking status	Choking is not checked	
Outlet pressure	4.56995	kg/sqcm
Pressure drop	17.3517	atm
Choked outlet pressure		
Outlet temperature	159.827	C
Outlet vapor fraction	0.0714673	
Valve flow coefficient		
Valve % opening		
Cavitation index		
Pressure drop ratio factor		
Pressure recovery factor		
Piping geometry factor	1	

Fig. 40 Condiciones de operación de la válvula B8

Main Flowsheet × B9 (Heater) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Utility Usage	Status
Outlet temperature	50	C		
Outlet pressure	4.56995	kg/sqcm		
Vapor fraction	0.034004			
Heat duty	-4.36427	MMkcal/hr		
Net duty	-4.36427	MMkcal/hr		
1st liquid / Total liquid	1			
Pressure-drop correlation parameter				
Pressure drop	0	atm		

Fig. 41 Condiciones de operación intercambiador de calor B9

Main Flowsheet × B16 (Sep) - Results × +			
Summary	Balance	Utility Usage	Status
Heat duty	-0.698790392	MMkcal/hr	
Split fractions in outlet streams			
Substream	MIXED		
Component ID	H2O	S11	
UREA	0	1	
CARB	0	0	
CO2	1	0	
NH3	0	0	
H2O	0.9	0.1	
N2	1	0	
O2	1	0	
UREA-S	0	1	

Fig. 42 Condiciones de operación del separador flash de baja presión

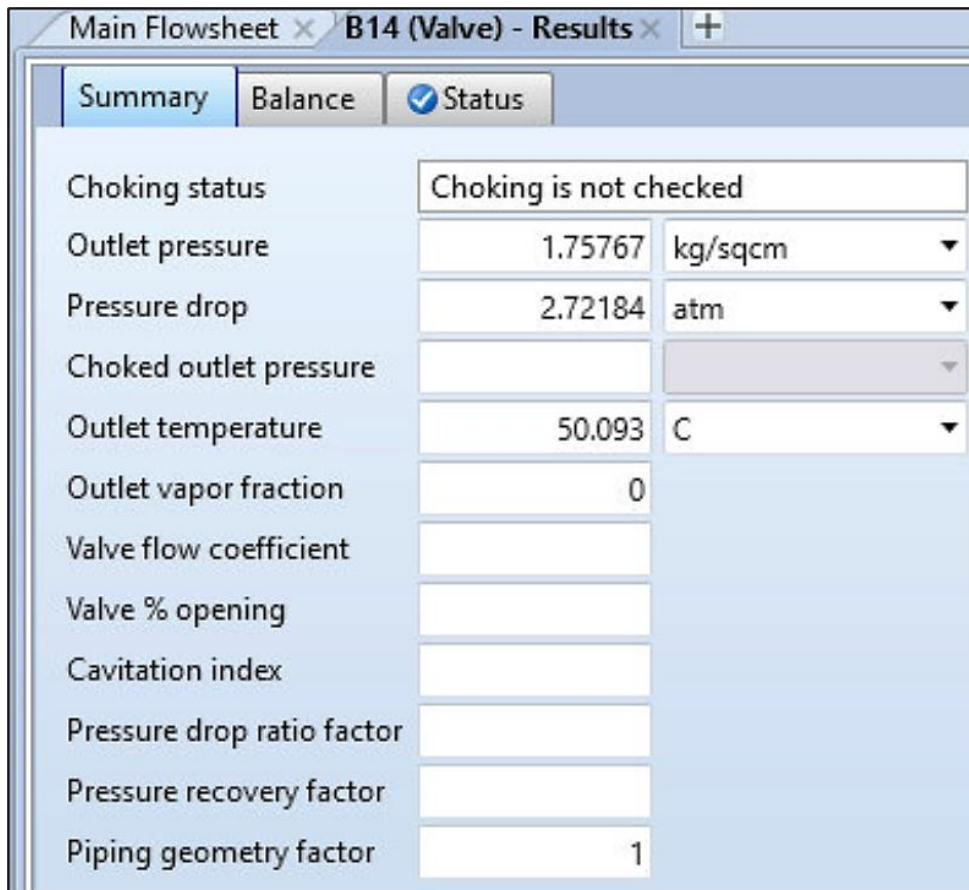


Fig. 43 Condiciones de operación de la válvula B14

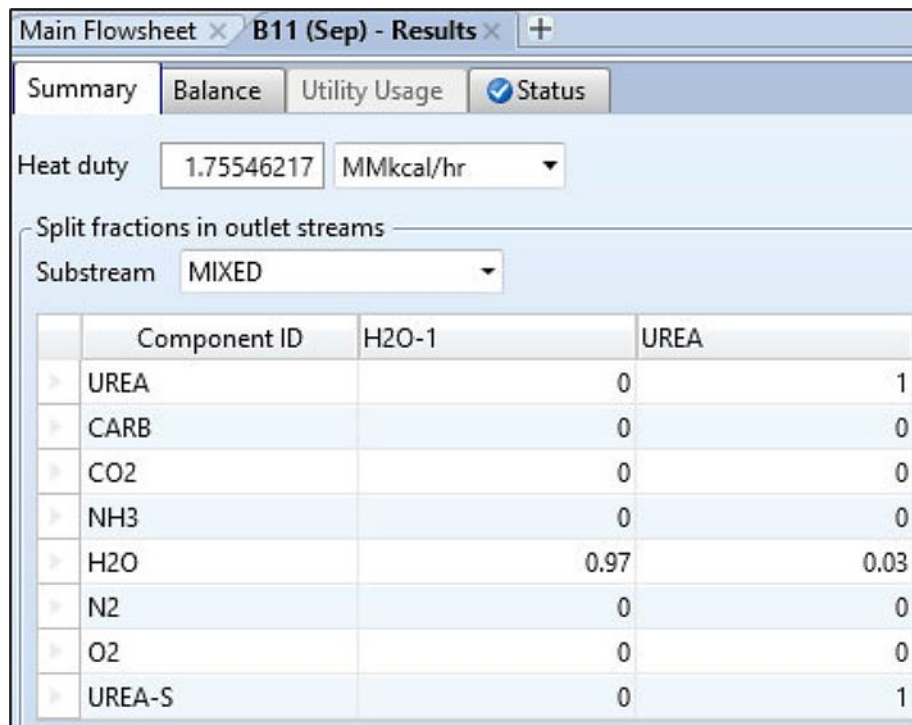


Fig. 44 Condiciones de operación Separador flash de muy baja presión

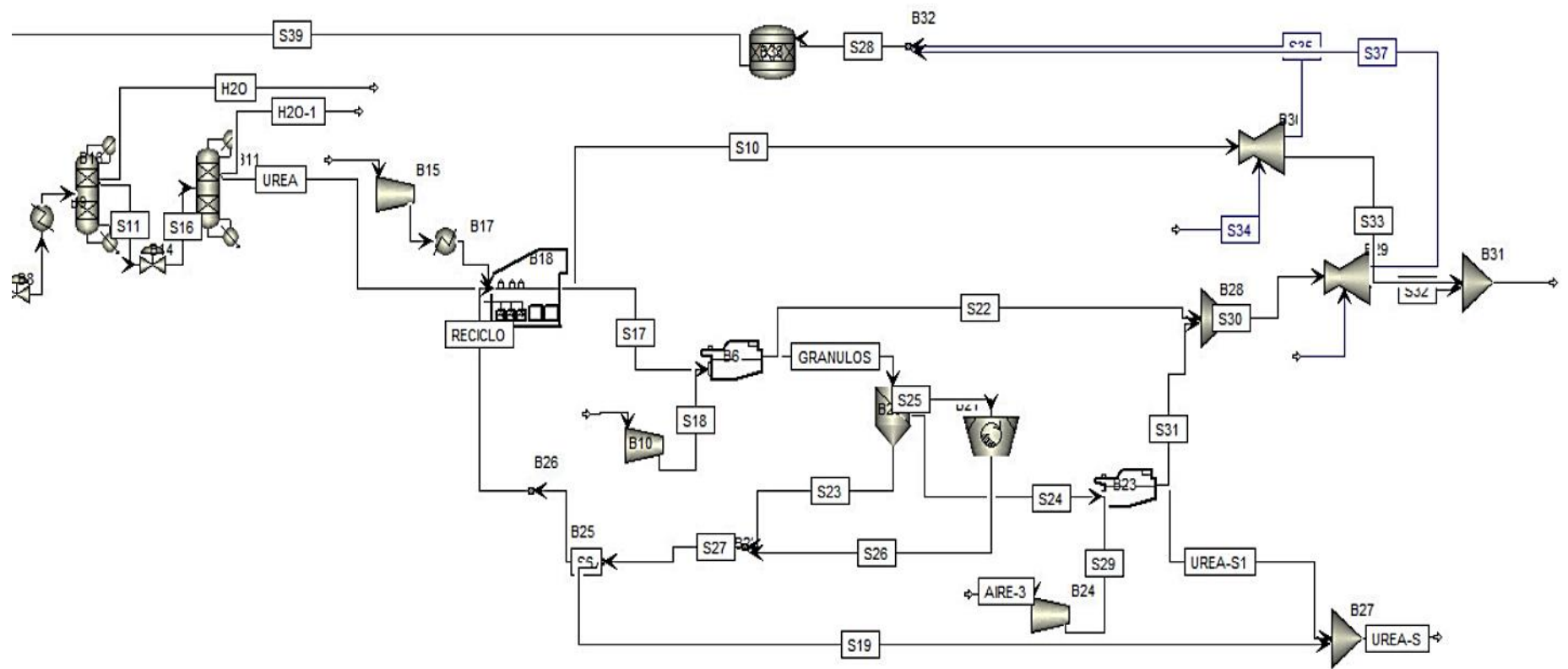


Fig. 45 Proceso de granulación en Aspen Plus

Main Flowsheet × B15 (Compr) - Results × +	
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status	
▶ Compressor model	Iisentropic Compressor
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation
▶ Indicated horsepower	28.8202 kW
▶ Brake horsepower	32.0225 kW
▶ Net work required	32.0225 kW
▶ Power loss	3.20225 kW
▶ Efficiency	0.8
▶ Mechanical efficiency	0.9
▶ Outlet pressure	1.0707 kg/sqcm
▶ Outlet temperature	25.1235 C
▶ Iisentropic outlet temperature	24.1012 C
▶ Vapor fraction	1
▶ Displacement	
▶ Volumetric efficiency	

Fig. 46 Condiciones de operación compresor B15

Main Flowsheet × B10 (Compr) - Results × +	
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status	
▶ Compressor model	Iisentropic Compressor
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation
▶ Indicated horsepower	1.74718 kW
▶ Brake horsepower	1.94131 kW
▶ Net work required	1.94131 kW
▶ Power loss	0.194131 kW
▶ Efficiency	0.8
▶ Mechanical efficiency	0.9
▶ Outlet pressure	1.04011 kg/sqcm
▶ Outlet temperature	22.0709 C
▶ Iisentropic outlet temperature	21.6577 C
▶ Vapor fraction	1
▶ Displacement	
▶ Volumetric efficiency	

Fig. 47 Condiciones de operación del compresor B10

Main Flowsheet x B24 (Compr) - Results x +		
Summary Balance Parameters Performance Regression Utility Usage Status		
▶ Compressor model	Isentropic Compressor	
▶ Phase calculations	Vapor phase calculation	
▶ Indicated horsepower	6.20464	kW
▶ Brake horsepower	6.89404	kW
▶ Net work required	6.89404	kW
▶ Power loss	0.689404	kW
▶ Efficiency		0.8
▶ Mechanical efficiency		0.9
▶ Outlet pressure	1.07467	kg/sqcm
▶ Outlet temperature	25.515	C
▶ Isentropic outlet temperature	24.4146	C
▶ Vapor fraction		1
▶ Displacement		
▶ Volumetric efficiency		

Fig. 48 Condiciones de operación compresor B24

Main Flowsheet x B17 (Heater) - Results x +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage Status		
Outlet temperature	45	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0963955	MMkcal/hr
Net duty	0.0963955	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Fig. 49 Condiciones de operación del intercambiador de calor B17

Main Flowsheet × B33 (RStoic) - Results × +				
Summary	Balance	Phase Equilibrium	Reactions	Selecti
Outlet temperature	38.257668	C		
Outlet pressure	1.01971	kg/sqcm		
Heat duty	0	MMkcal/hr		
Net heat duty	0	MMkcal/hr		
Vapor fraction	4.7806e-08			
1st liquid / Total liquid	1			

Fig. 50 Condiciones de operación del reactor B33

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B3 (Granulator) - Results × +		
Summary	Balance	Status
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00697469719	hr
Average bed surface area:	1259.74	sqm
Average growth rate:	5.1782e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.000782807	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000694228	meter
Product mean diameter:	0.000909631	meter
Product Sauter mean diameter:	0.000782366	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.43194	MMkcal/hr
Outlet temperature:	89	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	89	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	9.53856	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87192.7	l/min
Upstream gas velocity:	0.544274	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.200601	m/sec

Fig. 51 Condiciones de operación del granulador B18.B3

Main Flowsheet x Flowsheet - B18 x B18.B4 (Granulator) - Results x		
Summary Balance Status		
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00452041259	hr
Average bed surface area:	1059.92	sqm
Average growth rate:	6.15406e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.000909631	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000782366	meter
Product mean diameter:	0.0010046	meter
Product Sauter mean diameter:	0.000881506	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.50159	MMkcal/hr
Outlet temperature:	90	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	90	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	13.6817	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87544.4	l/min
Upstream gas velocity:	0.546469	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.252482	m/sec

Fig. 52 Condiciones de operación granulador B18.B4

Main Flowsheet x Flowsheet - B18 x B18.B5 (Granulator) - Results x		
Summary Balance Status		
Granulator results		
Average particle residence time:	0.00331318248	hr
Average bed surface area:	957.69	sqm
Average growth rate:	7.01808e-06	m/sec
Seed mean diameter:	0.0010046	meter
Seed Sauter mean diameter:	0.000881506	meter
Product mean diameter:	0.00108144	meter
Product Sauter mean diameter:	0.00096212	meter
Cumulative bed mass:	200	kg
Heat duty:	-1.55947	MMkcal/hr
Outlet temperature:	90	C
Outlet pressure:	1.01972	kg/sqcm
Elutriation results		
Bed temperature:	90	C
Bed pressure:	1.01972	kg/sqcm
Evaporated moisture:	13.9714	kg/hr
Vapor volume flow at gas outlet:	87552.5	l/min
Upstream gas velocity:	0.54652	m/sec
Minimum fluidization velocity:	0.292041	m/sec

Fig. 53 Condiciones de operación del granulador B18.B5

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B6 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Fig. 54 Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B7

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B8 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Fig. 55 Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B8

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B9 (Heater) - Results × +		
Summary Balance Phase Equilibrium Utility Usage <input checked="" type="checkbox"/> Status		
Outlet temperature	110	C
Outlet pressure	1.0707	kg/sqcm
Vapor fraction	1	
Heat duty	0.0789968	MMkcal/hr
Net duty	0.0789968	MMkcal/hr
1st liquid / Total liquid		
Pressure-drop correlation parameter		
Pressure drop	0	atm

Fig. 56 Condiciones de operación intercambiador de calor B18.B9

Main Flowsheet × Flowsheet - B18 × B18.B10 (Dryer) - Results × +		
Summary Balance Evaporation Profiles Evaporation Rate Utility		
Exhaust gas temperature	74	C
Exhaust gas dew point	11.3046	C
Exhaust superheat	62.6954	K
Calculated duty	-0.454569	MMkcal/hr

Fig. 57 Condiciones de operación del secador B18.B10

Main Flowsheet x Flowsheet - B6 x B6.B3 (Classifier) - Results x +

Summary Balance Separation Efficiency Status

Results

Overall separation efficiency	0.999974377	
Feed mean diameter	0.00108144	meter
Coarse outlet mean diameter	0.00108145	meter
Fines outlet mean diameter	0.000173708	meter
Solids concentration of inlet	20.1812	gm/l
Solids concentration of fines outlet	0.000527444	gm/l
Heat duty	-2.00363e-06	MMkcal/hr
Outlet temperature	72.569	C
Outlet pressure	1.04011	kg/sqcm

Fig. 58 Condiciones de operación clasificador de granulos B6.B3

Main Flowsheet x B20 (Screen) - Results x +

Summary Balance Separation Efficiency Status

Screen results

Operating mode	Dry
Overall efficiency	0.881714
Taggart overall efficiency:	
Oversize efficiency:	0.647194
Undersize efficiency:	0.850413
Fines solid PSD median value:	0.000783479 meter

Screen deck results

Deck no.	Eder separation sharpness	Coarse solid mass flow	Coarse solid PSD median value	Oversize efficiency	Undersize efficiency	Midsize efficiency	Fines solid mass flow	Overflow fluid mass	Underflow fluid mass
		kg/hr	meter				kg/hr	kg/hr	kg/hr
1	0.821547	184.446	0.00205494	0.647194	0.997068		60152.7	0	0
2	0.821547	35647.9	0.00129005	0.903696	0.850413	0.903696	24504.8	0	0

Fig. 59 Condiciones de operación de la cortadora B20

Main Flowsheet × B21 (Crusher) - Results × +		
Summary Balance Utility Usage Status		
Calculated power	0.203317344	kW
Particle diameter which is larger than 80% of inlet mass	0.00249927	meter
Particle diameter which is larger than 80% of outlet mass	0.0011407	meter
Particle diameter which is larger than 50% of inlet mass	0.00205494	meter
Particle diameter which is larger than 50% of outlet mass	0.00049517	meter
Size reduction ratio of D80	2.191	
Size reduction ratio of D50	4.14997	
Sauter mean diameter of inlet particles	0.00197147	meter
Sauter mean diameter of outlet particles	0.000192596	meter

Fig. 60 Condiciones de operación chancadora B21

Main Flowsheet × B21 (Crusher) - Results × Flowsheet - B23 × B23.B2 (Classifier) - Results ×		
Summary Balance Separation Efficiency Status		
Results		
Overall separation efficiency	1	
Feed mean diameter	0.00129005	meter
Coarse outlet mean diameter	0.00129005	meter
Fines outlet mean diameter	0.000175141	meter
Solids concentration of inlet	9.19678	gm/l
Solids concentration of fines outlet	1.01761e-10	gm/l
Heat duty	-8.99641e-15	MMkcal/hr
Outlet temperature	69.7251	C
Outlet pressure	1.04011	kg/sqcm

Fig. 61 Condiciones de operación clasificador B23.B2

Main Flowsheet × B29 (VScrub) - Results × +					
Summary	Balance	Separation Efficiency	Droplet Size	Droplet Efficiency	Status
Venturi scrubber results					
Throat diameter	0.60802575	meter	▼		
Pressure drop	5.01852e-06	atm	▼		
Sauter mean drop diameter	0.00108994	meter	▼		
Gas velocity entering throat	6.51244	m/sec	▼		
Separation efficiency	0.890058				
Solid concentration of gas inlet:	0.000227116	gm/l	▼		
Solid concentration of gas outlet:	2.80452e-05	gm/l	▼		
Wash liquid/gas volume flow ratio:	2.81792e-05				
Wash liquid/gas mass flow ratio:	0.0285714				
Relative gas velocity:	4.51244	m/sec	▼		

Fig. 62 Condiciones de operación scrubber B29

Main Flowsheet × B30 (VScrub) - Results × +					
Summary	Balance	Separation Efficiency	Droplet Size	Droplet Efficiency	Status
Venturi scrubber results					
Throat diameter	0.779871961	meter	▼		
Pressure drop	8.20618e-06	atm	▼		
Sauter mean drop diameter	0.000487898	meter	▼		
Gas velocity entering throat	12.0799	m/sec	▼		
Separation efficiency	0.889998				
Solid concentration of gas inlet:	0.00776373	gm/l	▼		
Solid concentration of gas outlet:	0.000900954	gm/l	▼		
Wash liquid/gas volume flow ratio:	9.23439e-06				
Wash liquid/gas mass flow ratio:	0.00997242				
Relative gas velocity:	10.0799	m/sec	▼		

Fig. 63 Condiciones de operación scrubber B30

4.2. Diseño de equipos por la tecnología Toyo

Tabla 12 Diseño de los reactores

Reactores	Longitud (m)	Diámetro (m)	Tiempo espacial (h)	Temperatura de Diseño (°C)	Caída de presión (kg/cm ²)	Material
E02	6.401	1.676	-	194.700	10.000	Acero inoxidable
R01	28.956	2.292	1.364	209.618	10.000	Acero inoxidable
B13	5.334	1.372	-	121.000	21.000	Acero inoxidable
B19	5.182	1.372	-	200.000	5.000	Acero inoxidable

Tabla 13 Diseño de las bombas

Bombas	Eficiencia mecánica	Presión de descarga (bar)	NPSH _d (m)	Head (m)	Potencia (kW)
B2	0.75	247.2	2236	1823.96422	708.790874

Tabla 14 Diseño de los compresores

Compresor	Modelo	Eficiencia isentrópica	Eficiencia mecánica	Presión de descarga (bar)	Potencia (kW)
B1	Isoentrópico	0.7	0.800	256.000	458.244
B15	Isoentrópico	0.7	0.800	1.050	32.022
B10	Isoentrópico	0.7	0.800	1.020	1.747
B24	Isoentrópico	0.7	0.800	1.054	6.894

Tabla 15 Diseño de los intercambiadores de calor

Intercambiadores de calor	Área de transferencia de calor (m ²)	Número de pasos en el tubo	Número de pasos en la coraza	Diámetro del tubo (m)	Pitch del tubo (m)	Longitud del tubo (m)	Material
Ex-B5	42.234	1.000	1.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B7	95.027	1.000	1.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B9	104.909	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B17	6.272	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero inoxidable
Ex-B18.B6	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B7	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B8	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono
Ex-B18.B9	8.034	1.000	2.000	0.025	0.032	6.096	Acero al carbono

Tabla 16 Diseño de la torre de recuperación/condensación

Torre de recuperación	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B-11	40171.216	2.8	8.62	28.95	121.111	50	Acero inoxidable

Tabla 17 Diseño de los separadores bifásicos

Separadores	Volumen de líquido (L)	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B11	2401.933	0.914	3.658	2.434	159.778	132.000	Acero al carbono
B12	8618.046	1.524	4.724	5.192	121.111	39.200	Acero al carbono
B16	4270.103	1.219	3.658	24.497	179.685	14.860	Acero al carbono

Tabla 18 Diseño de los granuladores

Granulador	Tiempo espacial (h)	Temperatura de Diseño (°C)	Caída de presión (kg/cm ²)	área superficial del lecho (m ²)	Masa en el lecho (kg)	Material
B18.3	0.006974697	89	0.1	1259.740	200	Acero inoxidable
B18.4	0.004520413	89	0.1	1059.916	200	Acero inoxidable
B18.5	0.003313182	90	0.1	957.690	200	Acero inoxidable

Tabla 19 Diseño del scrubber de venturi

Scrubber de Venturi	Método de Cálculo	Diámetro (m)	Altura (m)	Presión de diseño (barg)	Temperatura de diseño (°C)	Temperatura de operación (°C)	Material
B29	Calvert	0.608	3.658	21.050	80.000	50.000	Acero inoxidable
B30	Calvert	1.524	4.724	21.050	121.111	39.200	Acero inoxidable

Tabla 20 Diseño de la cortadora

Cortadora	Altura (m)	Ancho (m)	Número de niveles	Tamaño 1 (mm)	Tamaño 2 (mm)	Material
B20	1.8288	1.524	2	2.0549	8	Acero inoxidable

Tabla 21 Diseño de la chancadora

Chancadora	Altura (m)	Ancho (m)	Tamaño de corte (mm)	Potencia (kW)	Material
B21	2	1.5	1.1409	0.203317344	Acero inoxidable

Tabla 22 Diseño del secador atmosférico

Secador atmosférico	Número de platos	Área del plato	Altura (m)	Separación entre platos (mm)	Altura de cada plato (mm)	Material
B18.B10	48	18.58068	5.911	40	80	Acero inoxidable

V. CONCLUSIONES

- ✓ Se realizó una simulación base de tres tecnologías de recuperación de urea para determinar sus diferentes consumos energéticos.
- ✓ Luego de analizar el consumo energético de las tecnologías Toyo, Snamprogetti y Stamicarbon para la producción de urea a partir de gas natural, se seleccionó la desarrollada por la empresa Toyo, por ser el proceso con menor consumo energético (23,98 MMKcal/h) y lograr la mayor conversión de CO₂ (60%).
- ✓ La tecnología Toyo tiene menor consumo de servicios auxiliares y costos de mantenimiento, resultando en menor costo de operación (OPEX) que otras tecnologías, esto se debe al ahorro energético en el proceso; sin embargo, esta tecnología tiene un alto costo de capital (CAPEX) debido a que cuenta con mayor cantidad de intercambiadores de calor y su reactor de síntesis opera a alta presión (238 atm), la cual es mayor a los otros dos procesos.

VI. RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar un análisis posterior para determinar el período de operación de la planta.
- Una de las materias primas para la producción de urea es el dióxido de carbono, lo que afecta significativamente el costo de producción en esta investigación.
- Por lo que es necesario realizar un análisis costo-beneficio sobre la posible combustión, captura y almacenamiento de CO₂ del gas natural, la compra de este gas a las plantas de licuefacción de Melchorita y la planta de fraccionamiento de Pisco, sustituyendo así su importación.

VII. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] N. Shah, «Process industry supply chains: Advances and challenges,» *Computers and Chemical Engineering*, p. 1225–1235, 2005.
- [2] J. D. Camm y et al., «Blending OR/MS, judgment, and GIS: Restructuring P&G's supply chain,» *Interfaces*, vol. 27, nº 1, pp. 128-142, 1997.
- [3] M. J. Economides y D. A. Wood, «The state of natural gas,» *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 1, nº 1-2, p. 1–13, 2009.
- [4] A. Steynberg y M. Dry, Fischer-Tropsch Technology, Elsevier B.V., 2004.
- [5] F. T. Al-Saadoon, Economics of GTL Plants, Dallas, Texas, USA, 2005.
- [6] M. Tusiani y G. Shearer, LNG, A nontechnical Guide, Tulsa, Oklahoma, USA: PennWell Corporation, 2007.
- [7] M. E. Dry, «The Fischer-Tropsch process: 1950-2000,» *Catalysis Today*, vol. 71, nº 3-4, p. 227–241, 2002.
- [8] G. A. Olah y et al., Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy, KGaA, Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co., 2006.
- [9] J. Haid y U. Koss, «Lurgi's Mega-Methanol technology opens the door for a new era in down-stream applications,» *Studies in Surface Science and Catalysis*, p. 399–404, 2001.
- [10] Agrodata, «La mejor información sobre comercio exterior agropecuario del Perú,» 2021. [En línea]. Available: <https://www.agrodataperu.com>.
- [11] S. Thomas, «Review of ways to transport natural gas energy from countries which do not need the gas for domestic use,» *Energy*, vol. 28, nº 14, p. 1461–1477, 2003.
- [12] R. Khalilpour y I. A. Karimi, «Evaluation of utilization alternatives for stranded natural gas,» *Energy*, vol. 40, nº 1, p. 317–328, 2012.

- [13] D. A. Wood y et al., «Gas-to-liquids (GTL): A review of an industry offering several routes for monetizing natural gas,» *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, nº 9, p. 196–208, 2012.
- [14] A. J. Klinkenbijn y et al., «Best practice for deep treating sour natural gases (to LNG and GTL),» *GasTech.*, 2005.
- [15] L. Zheng y E. Furimsky, «ASPEN simulation of cogeneration plants,» *Energy Conversion and Management*, vol. 44, nº 11, p. 1845–1851, 2003.
- [16] Y. H. Kim y et al., «A simulation study on gas-to-liquid (natural gas to Fischer-Tropsch synthetic fuel) process optimization,» *Chemical Engineering Journal*, vol. 155, nº 1-2, p. 427–432, 2009.
- [17] B. Bao y et al., «Simulation , integration , and economic analysis of gas-to-liquid processes,» *Fuel Processing Technology*, vol. 91, nº 7, p. 703–713, 2010.
- [18] V. M. Ehlinger y et al., «Process design and integration of shale gas to methanol,» *ACS Sustainable Chemistry and Engineering*, vol. 2, nº 1, p. 30–37, 2014.
- [19] D. Fissore y D. Sokeipirim, «Simulation and energy consumption analysis of a propane plus recovery plant from natural gas,» *Fuel Processing Technology*, vol. 92, nº 3, p. 656–662, 2011.
- [20] S. Al-Sobhi y et al., «Simulation and Energy Integration of a liquefied Natural gas (LNG) Plant,» de *Advances in Gas Processing:Proceedings of the 1st International Gas processing Symposium*, 2009.
- [21] X. Hao y et al., «Simulation analysis of a gas-to-liquid process using aspen plus,» *Chemical Engineering and Technology*, vol. 31, nº 2, p. 188–196, 2008.

- [22] M. Sudiro y A. Bertucco, «Production of synthetic gasoline and diesel fuel by alternative processes using natural gas and coal: Process simulation and optimization,» *Energy*, vol. 34, nº 12, p. 2206–2214, 2009.
- [23] R. Binti, *Steady state modeling of urea synthesis loop*, Petronas, Malaysia: Universiti Teknologi Petronas, 2007.
- [24] M. Ali y A. Anantharam, «Process simulation of high pressure urea production from carbon dioxide and ammonia,» *International Research Journal of Engineering and Technology*, vol. 6, nº 4, p. 381 – 386, 2019.
- [25] X. Wang y S. Li, «Application of computer process simulation in chemical synthesis of urea,» nº 59, p. 613 – 617, 2017.
- [26] S. Rasheed, «Revamping urea synthesis reactor using Aspen Plus,» *Urea KnowHow*, p. 1 – 15, September 2011.
- [27] S. Zahid y et al., «Simulation and parametric study of urea decomposition section,» *Pakistan Academy of Sciences*, vol. 51, nº 14, p. 277 – 288, 2014.
- [28] C. Yoke Yi y S. Mahadzir, «Modeling of multiple reversible reaction system,» de *4th International Conference on Process Engineering and Advanced Materials*, 2016.
- [29] M. Nawaz, *Design of a fertiliser plant producing urea and ammonium sulphate from ammonia*, England: Teesside University, 2014.