

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Martínez H, Walter J.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2015

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

TUTOR ACADÉMICO: Prof. María A. Rodríguez

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Gerardo Núñez

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Martínez H, Walter J.

Para optar al Título
de Ingeniero Químico

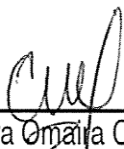
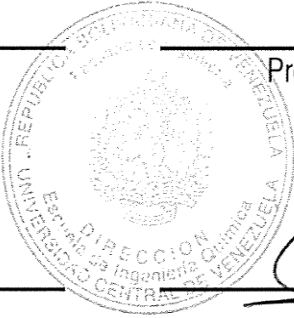

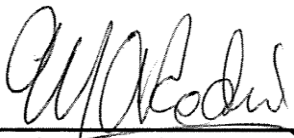

Caracas, 2015

Caracas, Octubre de 2015

Los abajo firmantes miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el bachiller Walter Jesús Martínez Hernández, titulado:

“EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**.

 Profesora Omaira Camacaro Jurado		 Profesor Francisco Yanez Jurado
 Profesora María A. Rodríguez Tutor Académico		 Ing. Gerardo Nuñez Tutor Industrial

DEDICATORIA

Es impresionante, cuán difícil o sencillo puede resultar escribir esta página, es relativo. Depende de muchas variables: estado de ánimo, personas importantes, situaciones vividas, sentimientos, en fin muchas cosas pasan ahora por mi mente. Sin embargo, estoy completamente seguro de la emoción indescriptible que se siente escribir cada uno de estos párrafos.

El presente Trabajo Especial de Grado en primer lugar va dedicado a mi familia, esa familia que ha estado presente en el transcurso de mi vida y me ha apoyado en cada una de las decisiones que he tomado. Especialmente a mi madre la mujer más dedicada a mí (y al resto de sus hijos) que he conocido en mi vida. Ella, que día a día se levanta cambiando sábanas y comodidad, por un beso y mi despedida, cada vez que salgo de casa. ¡Mamá! A ti más que nadie lo dedico.

En la misma línea de importancia, dedico este trabajo a mi hermana Odalis Martínez, quien no espera el mejor momento para recordarme que soy del tamaño del reto que se me presenta, y solo debo ser responsable y constante para lograr mis objetivos.

Adicionalmente, va dedicado al esfuerzo y la pasión que he sentido desde el inicio de esta carrera hasta el tiempo actual. ¡Vaya! En este punto, hay que reconocer que se necesita mucho esfuerzo y pasión para hacerse Ingeniero Químico.

Y no puedo dejar ir este momento sin mencionar la fuerza motriz que me mantuvo firme en cada uno de las situaciones arduas en las que me encontré al estudiar esta carrera, por más simple que parezca, basta con plantear metas claras y proyectarse. Recordar que la autenticidad viene cuando uno persigue parecerse a lo que siempre soñó de sí mismo.

No hay manera de mirar el horizonte, que no sea de frente

Walter Martinez

AGRADECIMIENTOS

Es necesario reconocer la asistencia, asesoría y colaboración de las personas y organismo que tuvieron protagonismo en la elaboración del presente Trabajo Especial de Grado.

- En primer lugar, agradezco a Dios por estar a mi lado y darme la fuerza, las ganas y la sabiduría requerida para culminar de manera exitosa mi Trabajo Especial de Grado.
- A la Universidad Central de Venezuela, por darme la oportunidad de pertenecer a su lista de estudiantes exitosos, quitarme las cintas que cubrían mis ojos cuando pasaba de adolescente a adulto y paralelamente enseñarme un abanico de grandes oportunidades que el mundo brinda.
- Al excelentísimo Profesor Humberto Kum, por darme valiosas herramientas durante mi formación profesional, las cuales aplicaré sin dudarlas cuando se me presenten situaciones que ameriten usarlas.
- A mí estimada tutora, la profesora María Alejandra Rodríguez por su conocimiento, dedicación, entusiasmo y apoyo durante esta actividad.
- Al Ingeniero Gerardo Núñez por darme la oportunidad de pertenecer a su grupo de trabajadores y su a vez delegarme la tarea de desarrollar un tema de gran auge en la industria de procesos.
- A los profesores, quienes aportaron mucho conocimiento en mi formación académica y personal, especialmente: Dr. Pablo Neacato, Profesora María Alejandra Rodríguez, Profesor Andrés Rosales, Profesora Anubis Pérez, Profesora Mary Luz Alonso, Profesor Johnny Vásquez y Profesor Trino Romero, agradecido con todos.
- A mis Padres por su dedicación y paciencia, a ustedes quienes han contribuido en todos los sentidos en mi formación.

- A la empresa Tecnoconsult S.A, por abrir sus puertas y permitirme llevar a la práctica los conocimientos que adquirí durante la carrera.
- A la familia Roos y Rebolledo, por acogerme como parte de ellos durante esta etapa y brindarme su apoyo incondicional.
- A cada uno de mis amigos y compañeros de estudio, con los que compartí buenos y malos momentos durante el recorrido de este gran etapa de mi vida, especialmente: Gabriel Vargas, Johan Gil, Ángel Ramos, *Yofrain Santiago*, Majier Aponte, *Carmen Moncada*, Maickool Sandoval, Naivelis Corrales, Madeleine Gómez, Keysler Ponce, Igor Carrero, Enna Rosales, *Nairim Mateus* y Javier López.
- Adicionalmente agradecido con todas aquellas personas que de alguna manera movieron alguna pieza para la realización de este trabajo.

Gracias, Walter Martinez

Martínez H., Walter J.

EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

Tutor Académico: Prof. María Rodríguez. Tutor Industrial: Ing. Gerardo Núñez.
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año
2015, 112p.

Palabras claves: Integración energética, Recuperación de calor, Ciclo de Rankine, Productos petroquímicos.

Resumen. El vapor, es un servicio industrial que se ha venido demandando a gran escala debido a la revolución industrial, ya que el mismo tiene asociada una energía térmica que es transformable posteriormente en energía mecánica, mediante el movimiento de equipos rotatorios. Tanto así, que muchos de los equipos de mayor tamaño en la industria, demandan vapor. Por tal razón, en este Trabajo Especial de Grado se evaluó un sistema de generación de vapor de alta presión, asociado a las unidades de un complejo de gasificación de coque. Se diseñó un sistema de vapor con la finalidad de accionar turbinas acopladas a las plantas de obtención de metanol y amoníaco, que forman parte del Complejo Industrial. El estudio se inició estableciendo parámetros claves para el funcionamiento de la generación de vapor. Se configuró un sistema eficiente de generación de vapor y se determinó el balance de masa y energía asociado al proceso. Adicionalmente, se determinaron las capacidades de la planta de metanol y amoníaco a una carga determinada, a fin de conocer el consumo de vapor. La configuración de equipos fue representada en Diagramas de Flujo de Procesos, mediante el empleo de las normas actuales de PDVSA y se determinaron los servicios industriales que demandan cada una de las plantas para su correcto funcionamiento. La capacidad de producción de metanol encontrada estuvo alrededor de 7.200 t/d, mientras que la producción de amoníaco se encontró alrededor de 715 t/d, aunado a estos resultados se produjo un flujo másico de vapor de 2.865.642 kg/h, a 10.693 kPa de presión y 538 °C, el cual fue destinado a turbinas de alta presión, que accionan compresores de la secciones de compresión de las plantas antes mencionadas. De igual forma, se obtuvo un flujo másico de vapor de media presión de 3.483.997 kg/h, alrededor de 3.200kPa y 378 °C, donde una fracción fue destinada a cubrir la demanda de vapor de media del complejo industrial, mientras que la otra parte se destinó a generar energía eléctrica Se corroboró la autosustentabilidad del parque industrial en cuanto al consumo de vapor y se obtuvieron cerca de 245 MW de energía adicional.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	3
I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
I.2. ANTECEDENTES.....	5
I.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN	8
I.3.1 OBJETIVO GENERAL.....	8
I.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	8
CAPÍTULO II	9
MARCO TEÓRICO	9
II.1 COQUE DE PETRÓLEO COMO SUBPRODUCTO DEL MEJORAMIENTO DE LAS FRACCIONES PESADAS Y EXTRAPESADAS	9
II.2 APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO.....	10
II.3 GAS DE SÍNTESIS PARA LA MANUFACTURA DE METANOL	10
II.3.1 Metanol.....	10
II.3.2 Proceso de obtención de metanol a escala industrial.....	11
II.3.3 Integración energética entre la generación de vapor de alta presión y la sección de síntesis de metanol	12
II.4 GAS DE SÍNTESIS EN LA MANUFACTURA DE AMONÍACO	13
II.4.1 Amoníaco	13
II.4.2 Proceso de obtención de amoníaco a escala industrial.....	14
II.4.3 Integración energética entre la generación de vapor de alta presión y la sección síntesis de amoníaco	15
II.5 GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN	15
II. 5.1 Horno.....	16
II.5.2 Bombas	16
II.5.3 Sobrecalentador	16
II.5.4 Economizador	16

II.5.5 Desaireador	16
II.5.6 Tanque de retorno de condensados	17
II.5.7 Colector de vapor	17
II.6 PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN GENERADOR DE VAPOR	17
II.7 CALDERAS RECUPERADORAS DE CALOR.....	18
II.8 REDES DE VAPOR	18
II.9 REDES DE VAPOR E INTEGRACIÓN CON PLANTAS DEL PROCESO.....	19
II.10 SIMULADORES DE PROCESOS.....	19
II.10.1 Aspen HYSYS ®	19
CAPITULO III	20
MARCO METODOLÓGICO	20
III. 1 INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA. FIJACIÓN DE PARÁMETROS OPERACIONALES.....	20
Unidad de generación de vapor	21
Ruta de Procesamiento del Gas de Síntesis.....	21
Ruta de Procesamiento del Agua para Producir Vapor	22
Unidad de obtención de Metanol (MeOH o CH ₃ OH)	25
Unidad de Obtención de Amoníaco (NH ₃).....	27
III.2 ELABORACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE CADA PROCESO. DETERMINACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.....	28
III.2.1 Balance de masa y energía en la sección de síntesis de metanol.	29
III.2.2 Balance de masa y energía en la sección de síntesis de amoníaco.	31
III.2.3 Balance de masa y energía en la sección de generación de vapor.....	32
III.3 CONSTRUCCIÓN DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO.....	34
III. 4 CONSUMOS DE INSUMOS PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS PROCESOS.....	34
CAPÍTULO IV	38
RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	38
IV.1 PARÁMETROS OPERACIONALES DE LA GENERACIÓN DE VAPOR.....	38
IV.1.1. Condiciones del gas de síntesis, fuente de calor.....	38

IV.1.2 Tanque desaireador	39
IV.1.3. Bombas	39
IV.1.4. Economizadores	41
IV.1.5 Colector de vapor	43
IV.1.6 Sobrecalentadores	44
IV.2. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LOS PROCESOS DE GENERACION DE VAPOR, JUNTO A LAS SECCIONES DE SÍNTESIS DE METANOL Y AMONÍACO....	48
IV.2.1 Balance de masa en la sección de generación de vapor	48
IV.2.2 Balance de masa en la sección de síntesis de metanol	49
IV.2.3 Balance de masa en la sección de síntesis de amoníaco	54
IV.3. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS	58
IV.3.1 Generación de Vapor	58
Obtención de metanol a partir de gas de síntesis.	60
Obtención de amoníaco.	61
IV. 4 CONSUMOS DE INSUMOS PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS PROCESOS.	63
CAPÍTULO V	68
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	68
BIBLIOGRAFÍA.....	70
APÉNDICE	73
APÉNDICE A. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA CORRESPONDIENTES A LOS ESQUEMAS DE PROCESOS DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, JUNTOS A LAS UNIDADES DE SÍNTESIS DE METANOL Y AMONÍACO, EMPLEANDO HYSYS.	73
APÉNDICE B. DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS	76
APÉNDICE C. SIMULACIÓN EN HERRAMIENTA COMPUTACIONAL.....	88

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°1: Productos químicos y petroquímicos obtenidos a partir del metanol.....	10
Figura N°2: Diagrama general de los bloques que constituyen una planta de producción de metanol.	11
Figura N°3: Diagrama general de los bloques que constituyen una planta de producción de amoníaco.	14
Figura N° 4 Representación esquemática de la metodología desarrollada	20
Figura N° 5 Unidades del Parque Industrial para la obtención de gas de síntesis y su posterior utilización en la manufactura de Productos Petroquímicos.....	23
Figura N° 6: Equipos contenidos en el bloque de gasificación de coque de petróleo.....	24
Figura N° 7: Caldera de Recuperación de Calor perteneciente al bloque de Conversión de monóxido de carbono (CO).....	24
Figura N° 8 Representación de la condición de agua líquida saturada en el Diagrama de Mollier.....	39
Figura N° 9 Compresión desde agua saturada, hasta agua líquida comprimida a alta presión.....	41
Figura N° 10: Representación de la salida del agua líquida del economizador.....	42
Figura N° 11: Representación de la salida del vapor saturado del colector de vapor.	44
Figura N° 12: Representación de la salida del vapor sobrecalentado del sobrecalentador.....	45
Figura N° 13 Ciclo de potencia a vapor con generación de energía eléctrica	46
Figura N° 14: Condiciones del agua a la salida del condensador del proceso.	47
Figura N° 15: Ciclo total del vapor para la generación de potencia.	48
Figura N° 16.a: Composición de metanol a la entrada y salida de cada lecho de reacción (Molina, Rosales, & Papa, 2.014).....	51

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N°1: Características de la corriente de gas de síntesis a introducir al proceso de obtención de metanol.	30
Tabla N°2: Condiciones de entrada y salida de los lechos catalíticos del reactor.	30
Tabla N°3: Características de la corriente de gas de síntesis a introducir al proceso de obtención de amoníaco.	31
Tabla N°4: Condiciones de entrada y salida de los lechos catalíticos del reactor.	32
Tabla N°5: Temperaturas del gas de síntesis a la entrada y salida de cada unidad.	33
Tabla N°6: Requerimientos de vapor de media y alta presión del Parque Industrial.	33
Tabla N°7: Bombas e intercambiadores de calor de aire, utilizados en los procesos de síntesis de metanol, síntesis de amoníaco y generación de vapor de alta y media presión.	35
Tabla N°8: Equipos que requieren agua de enfriamiento en los distintos procesos evaluados.	36
Tabla N°9: Lazos de control de los procesos estudiados.	37
Tabla N°10: Cantidad de agua potable demandada por cada unidad de servicio.	37
Tabla N°11: Incremento de la presión para cada sistema de generación de vapor.	40
Tabla N° 12: Operación de los economizadores del sistema de generación de vapor.	42
Tabla N° 13: Operación del separador de agua, acoplado con el colector de vapor.	43
Tabla N° 14: Resultados obtenidos de la operación de los sobrecalentadores.	45
Tabla N° 15: Demanda de agua de caldera y vapor generado en cada una de las unidades.	49
Tabla N° 16: Condiciones de entrada y salida del gas de síntesis de la sección de compresión.	50
Tabla N° 17: Composición de entrada y salida del reactor de síntesis de metanol del Caso de estudio.	50
Tabla N° 18: Validación de la entrada y salida del reactor del reactor del licenciante.	52
Tabla N° 19: Bifurcaciones de las corrientes en el caso de estudio y las consideradas por Licenciante del proceso.	53
Tabla N° 20: Composición másica de metanol producto.	53
Tabla N° 21: Capacidad de la planta de metanol obtenida y capacidad del licenciante.	54

Tabla N° 22: Condiciones de entrada y salida de la sección de compresión.	55
Tabla N° 23: Composición de entrada y salida del reactor de síntesis de amoníaco del Caso de estudio.	55
Tabla N° 24: Composición a la entrada y salida del reactor obtenida por el licenciante.	56
Tabla N° 25: Composición de la corriente de amoníaco obtenida, enviada a refrigeración. ..	56
Tabla N° 26: Relaciones de flujos empleadas en el proceso de obtención de amoníaco.	57
Tabla N° 27: Capacidad de la planta de amoníaco obtenida y capacidad del licenciante.	58
Tabla N° 28: Consumo eléctrico de cada una de las plantas.	63
Tabla N° 29: Consumo de agua de cada una de las plantas.	64
Tabla N° 30: Consumo de vapor de media y alta presión en cada una de las plantas.	65
Tabla N° 31: Aire comprimido requerido por cada una de las plantas.	66

INTRODUCCIÓN

Actualmente, en Venezuela existen altos volúmenes de coque de petróleo almacenados en los patios de los Mejoradores de Crudo del Complejo Industrial Jose Antonio Anzoátegui (CIJAA). Dicho coque se obtiene como subproducto en las unidades de Coquificación Retardada y gran parte del mismo no tiene utilidad económica alguna.

Por tal razón, en el año 2014, se planteó un estudio destinado a la implementación de la técnica de gasificación de coque de petróleo como alternativa para la generación de un gas de síntesis y su posterior uso en la manufactura de productos petroquímicos. Dicho estudio, abordó el desarrollo de un parque industrial utilizando el coque de petróleo para generar materia prima, que luego puede ser transformada en productos de alto valor comercial: metanol, amoníaco y urea.

Sin embargo, la industria petroquímica consume cantidades exorbitantes de energía. Dicho consumo está destinado a satisfacer las necesidades de calentamiento y movimiento de equipos rotatorios, que operan las maquinarias de mayor dimensión. El consumo eléctrico es demandado principalmente por bombas de menor tamaño, mientras que los compresores están acoplados a turbinas que consumen vapor de alta presión.

Cabe destacar que la ingeniería ha alcanzado diseños cada vez más independientes. Logrando diseñar sistemas integrados que producen vapor en los propios complejos. Esto disminuye significativamente los costos asociados a la importación de servicios industriales.

Uno de los retos del estudio anterior fue desarrollar dicho parque industrial de manera autosustentable en cuanto a servicios industriales. Es por ello, que surgió el desarrollo de una nueva investigación, titulada “Evaluación de un sistema de generación de vapor de alta presión, asociado a las unidades de un complejo de gasificación de coque”, el cual tiene como objetivo general “Diseñar un sistema de generación de vapor, adaptado a un complejo de plantas e integrado con las secciones de gasificación de coque, síntesis de amoníaco y metanol”, esto con la finalidad de cubrir los requerimientos energéticos demandados por el complejo en cuestión.

En el capítulo I, se presenta el planteamiento del problema, los antecedentes bibliográficos y los objetivos planteados; tanto el objetivo general como los objetivos específicos de la investigación. En la misma línea de ideas, se ostenta el capítulo II, donde se incluye el marco teórico a fin de brindar un acercamiento al tema central; adicionalmente, se plantea en el capítulo III, una estrategia metodológica con la cual se alcanza un número finito de resultados; los cuales se presentan y discuten en el capítulo IV. Asociado a estos resultados, se fijaron conclusiones y recomendaciones que pueden contribuir a futuro al momento de desarrollar estudios afines.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En un comunicado oficial emitido por el Ministro de Energía de Venezuela, en el año 2011, se afirmó que el país cuenta con una de las mayores reservas probadas de crudo a nivel mundial, la cual en su mayoría está conformada por crudos pesados y extrapesados.

Esta reserva se ha venido explotando y procesando en los últimos años con la finalidad de obtener un crudo mejorado de calidad variable, conocido como crudo sintético con una gravedad específica comprendida entre 16-32 °API, el cual es equivalente a un crudo convencional.

La tecnología central empleada para el mejoramiento de los crudos pesados y extrapesado es el proceso de coquificación retardada, el cual es un proceso de conversión profunda. Esta tecnología, se basa en la extracción del carbón de las fracciones pesadas del crudo mediante la conversión térmica, generando cantidades apreciables de un subproducto de alto contenido de carbón, denominado "Coque".

Actualmente, Venezuela cuenta con cuatro (4) mejoradores de crudos pesados, que se encuentran ubicados en la zona oriental del país. Los cuales producen alrededor de 15.000 toneladas métricas diarias de coque, como subproducto. Además, se contempla a futuro la instalación de siete (7) nuevos mejoradores de crudo pesados que operarán en áreas cercanas a la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), generando unas 30.000 toneladas métricas diarias adicionales a las existentes.

Debido a la procedencia de este crudo, el mismo posee alto contenido de azufre y metales, así como alta dureza, que lo hace menos competitivo al compararlo con el coque de otras partes del mundo. Dado estas características y debido a las restricciones ambientales cada vez más exigentes, el uso del coque venezolano pudiera limitarse disminuyendo así su venta y

despacho, ocasionando el incremento de los volúmenes almacenados que se registran actualmente en los mejoradores.

En el año 2014, se inició un estudio destinado a establecer y desarrollar en varias fases, la factibilidad de disponer de un complejo, basado en primer término en la gasificación del coque para la manufactura de gas de síntesis y su posterior utilización en la obtención de productos petroquímicos como metanol y amoníaco (Vásquez, 2014).

La gasificación de coque consiste en la obtención de un combustible gaseoso conocido como gas de síntesis, a partir de un combustible sólido (coque), mediante la oxidación parcial por aplicación de calor. (Rodríguez, 2014).

Este proceso de gasificación de coque es altamente exotérmico, el mismo emite grandes cantidades de calor que se pueden aprovechar aguas abajo en el parque industrial. Por tal razón, se requiere continuar el estudio mencionado, evaluando otras áreas que conforman este complejo de plantas, las cuales están asociadas en su mayoría al proceso de gasificación de coque.

Con la finalidad de recuperar la energía calórica del gas de síntesis producto del proceso de gasificación, se propone estudiar el intercambio de calor con agua desmineralizada, para obtener una corriente de vapor de alta presión de mayor utilidad.

En esta segunda fase, se procede a evaluar en detalle el diseño del proceso de generación de vapor de alta presión y las secciones de síntesis de metanol y síntesis de amoníaco, estos últimos como grandes consumidores de este servicio.

El análisis y la evaluación estarán orientados a determinar con mayor precisión las capacidades de las plantas y los requerimientos energéticos, considerando la integración entre ellas. Específicamente los requerimientos de vapor, ya que el mismo es un servicio industrial que se genera y utiliza en grandes proporciones en el complejo en cuestión.

I.2. ANTECEDENTES

En la siguiente sección se muestran trabajos previos relacionados con los procesos de producción de productos petroquímicos: metanol y amoníaco, y el proceso de generación de vapor. Estas investigaciones tienen como objetivo brindar un acercamiento al tema central a desarrollar en este trabajo.

Maréchal, Heyen & Kalitventzeff (1997), *“Uso de Técnicas de Integración de Calor y Herramientas de Simulación”*. Partiendo de un proceso clásico para producir metanol, empleando reformador y sección de síntesis, establecieron un modelo de simulación como nueva estrategia de síntesis, llamado Efecto Modelización y Optimización (EMO). El cual se utilizó para mejorar la eficiencia energética del proceso. La modificación se realizó en el reactor de síntesis y el reformador, aquí se explotó una corriente de purga como gas combustible para satisfacer requerimientos energéticos del proceso, empleando una turbina de gas. El enfoque EMO permitió conocer el impacto de la modificación de procesos a nivel mundial con respecto al costo de energía, incluyendo la producción combinada de calor, energía mecánica en la turbina y red de vapor.

Briceño & Paz (2000), *“Análisis y Modificación del Proceso de Síntesis de Amoníaco”*. Realizaron un estudio para la modificación fundamental del Proceso de Síntesis de Amoníaco del Complejo Zulia, El Tablazo, el cual consistió en reubicar la cuarta etapa del tren de compresión del gas de síntesis a la entrada de los reactores convertidores de amoníaco. En dicho trabajo, se empleó como herramienta de simulación Aspen Plus con ajustes termodinámicos: Peng Robinson, NRTL-RK y LK-PLOCK. Demostraron que una disminución en la concentración del amoníaco que entra a los reactores de síntesis, incide sobre la presión parcial de los reaccionantes, y por consiguiente se logra aumentar la producción de amoníaco. Por otra parte, demostraron que el contenido de agua a la entrada de los convertidores de amoníaco aumenta e impacta negativamente la actividad del catalizador. Es por ello, que plantearon alternativas para eliminar la humedad de este gas.

Planas (2003), *“Evaluación Técnica del Proyecto de Inyección de CO₂, determinando los Cuellos de Botella en la Planta de Metanol de Metor”*. Evaluó el impacto sobre el proceso de

producción de metanol que causaría la inyección de CO₂ en la planta Metor. S.A. Por otra parte, identificó los cuellos de botella que limitarían la ejecución del proyecto. La técnica de inyección de CO₂ se realizó con la finalidad de incrementar la producción de metanol sin modificar significativamente las instalaciones del proceso. En este trabajo, inicialmente se estudió la producción de metanol, se identificaron las variables de producción de metanol y los equipos involucrados en el proceso. Se realizó una comparación directa, evaluando el impacto que ocasionó la inyección de CO₂ en el proceso. Se pudo establecer el punto óptimo de inyección de CO₂, se determinó el comportamiento de los equipos principales a las condiciones de operación y se comparó con las condiciones de diseño.

Achabal & Navas (2005), *“Diseño de un Programa de Simulación de una Central Termoeléctrica a Vapor”*. Realizaron una simulación del comportamiento de una central termoeléctrica a vapor, basándose en distintos modelos existentes para generadores de vapor de alta presión, turbinas, condensadores, bombas y modelos de comportamiento de fluidos en tuberías. Y crearon un programa que resultó de gran utilidad para la enseñanza y el adiestramiento del funcionamiento de una central termoeléctrica a vapor. Se buscó establecer este aporte como herramienta en el área de ciclos de generación de energía en materia de Central Energética, como parte de las prácticas explicativas de centrales térmicas a vapor. Obtuvieron un programa basado en las unidades 7, 8 y 9 de 460 MW, correspondiente a la planta Ampliación Tocoa que forma parte del Complejo Generador Ricardo Zuloaga de la Electricidad de Caracas C.A.

Liset (2011), *“Evaluación del Sistema de Condensación de Vapor Exhausto Proveniente de las Turbinas de Vapor en una Planta Productora de Amoníaco y Urea”*. Basó su estudio en recuperar vapor remanente en forma de condensado para emplearlo como vapor de agua de calderas. Evaluó los balances de masa y energía dentro de los equipos: turbinas, condensadores de superficie, eyectores y condensador interetapas. Los resultados obtenidos fueron comparados con los valores de diseño para el mes de operación, mayo 2010. Se notó aumento en la presión de vacío del proceso. Adicionalmente realizó pruebas de hermeticidad que fueron indicadas por los fabricantes de los eyectores de vapor. Y demostró que la causa principal del aumento de presión de vacío radica en la entrada de aire al proceso. Por otra

parte, propuso mejoras al sistema mediante el empleo de la herramienta de simulación, Aspen HYSYS ®.

Sánchez & González (2011), *“Control de un Generador de Vapor Didáctico”*. Elaboraron una propuesta de control para un Módulo didáctico de Generación de Vapor. En el cual fueron identificados los equipos y componentes que integraban el módulo de generación de vapor, así como las variables y equipos que se deseaban controlar en el sistema. Como resultado, las variables a controlar fueron: sistema aire-combustible, presión y nivel del condensador, flujo de agua de alimentación y flujo de vapor. En conclusión propusieron dos estrategias avanzadas de control. La primera abordó el implemento de un sistema de control relación para los flujos de aire combustible. Mientras que la segunda, fue un control en cascada en el condensador. Finalmente, establecieron una propuesta de control que permitirá a futuro integrar la interface hombre-máquina en este módulo.

Vásquez (2014), *“Aprovechamiento del Coque de Petróleo en la Generación de Energía y en la Manufactura de Productos Petroquímicos en Venezuela”*. Evaluó el desarrollo de un parque industrial, utilizando coque proveniente de los complejos de refinación y mejoramiento de crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, para la producción de gas de síntesis y así generar insumos para la manufactura de productos petroquímicos de alto valor y demanda comercial. La ejecución de este trabajo englobó: la preparación y gasificación del coque de petróleo, conversión de CO, tratamiento de gases, Pressure Swing Adsorption (PSA), Sulfur Recovery Unit, generación eléctrica, síntesis de metanol, síntesis de amoníaco y urea. Se obtuvo el esquema global de cada una de las unidades del complejo industrial, además las capacidades de cada unidad, mediante el empleo de alícuotas de consumo de materias primas y servicios industriales.

I.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.3.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar un sistema de Generación de Vapor, adaptado a un complejo de plantas e integrado con secciones de gasificación de coque, síntesis de amoníaco y metanol.

I.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- (a) Establecer vía investigación bibliográfica, los parámetros operacionales de la generación de vapor a partir de la gasificación del coque.
- (b) Realizar los balances de masa y energía correspondiente a los esquemas de procesos de generación de vapor de alta presión, juntos a las unidades de síntesis de metanol y amoníaco, empleando un simulador comercial.
- (c) Elaborar los diagramas de flujo de proceso (DFP) de los sistemas que involucran las secciones estudiadas.
- (d) Determinar los consumos de insumos y servicios industriales de los distintos esquemas de los procesos mencionados. Con énfasis en el consumo de vapor de las unidades de este complejo.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

II.1 COQUE DE PETRÓLEO COMO SUBPRODUCTO DEL MEJORAMIENTO DE LAS FRACCIONES PESADAS Y EXTRAPESADAS

Los mejoradores de crudo en su conjunto, son instalaciones para procesar crudo pesado o extrapesado, con la finalidad de convertirlo en un crudo de mejor calidad. Esta unidad modifica las características físico-químicas del crudo para que el mismo sea transportable y refinable. (Kum, 2013)

Cuando un crudo de residuo o fracción de crudo atmosférico o de vacío, se somete a condiciones de craqueo térmico de mediana o alta severidad, se consideran procesos de conversión térmica. Entre los cuales están: Viscorreducción, Aquaconversión y Coquificación. (Kum, 2013 a).

En este caso se considerará la coquificación retardada, el cual es un proceso que se basa en el craqueo térmico de residuo de vacío por rechazo de carbón donde se obtienen productos más ligeros, tales como gases, gasolina, aceites y coque. El residuo de vacío es calentado en un horno y trasladado a sistemas de tambores, para luego separar los productos por destilación. (Fahim, 2010).

Entre los productos y subproductos obtenidos mediante el proceso de coquificación retardada, en Venezuela, el coque es vendido y una gran parte es almacenado sin utilidad económica alguna. En la mayoría de los casos estos compuestos carbonosos (coque) que se obtienen como subproducto de la conversión térmica de fracciones de petróleo, tienen alto contenido de resinas y asfáltenos, y alta calidad combustible por su contenido de carbón (85%) e hidrógeno (4%). (Fahim, 2010)

II.2 APROVECHAMIENTO DEL COQUE DE PETRÓLEO.

En la actualidad, el coque puede ser aprovechado como fuente de energía para la generación de electricidad, esto se realiza mediante la combustión del mismo. Además, esta materia prima puede ser sometida a otro proceso térmico, conocido como gasificación de coque, en el cual, es transformado a un gas base, conocido como gas de síntesis. Este gas es una mezcla compuesta principalmente por hidrógeno (H₂), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂) y metano (CH₄), mediante una serie de reacciones químicas, que ocurren a un rango de temperaturas determinadas en presencia de un agente gasificador, el cual puede ser aire, oxígeno y/o vapor. (Bohórquez, 2009).

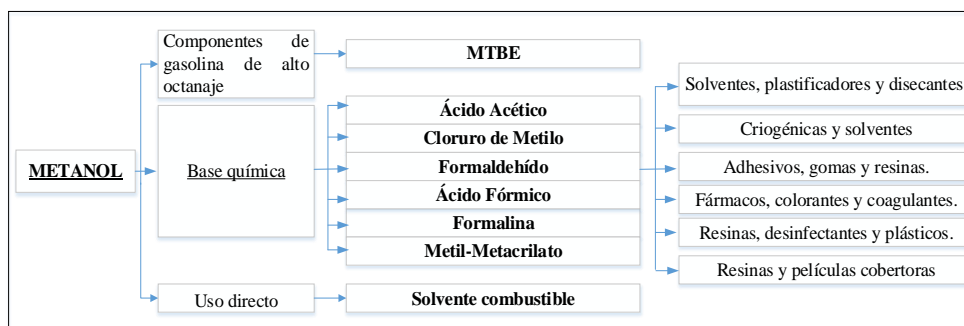
Una vez obtenido el gas de síntesis, el mismo puede ser convertido en diferentes combustibles líquidos como: metanol, aceites, alcoholes superiores, producción de hidrógeno y amoníaco. Además este gas puede ser utilizado como gas combustible en calderas generadoras de vapor para movimientos de motores y turbinas. (Klein & Themelis, 2003)

II.3 GAS DE SÍNTESIS PARA LA MANUFACTURA DE METANOL

II.3.1 Metanol

Es un compuesto orgánico polar clave en la industria química y petroquímica. El cual se sintetiza en distintos grados, acorde a la pureza: Grado A con 99.85% p/p, Grado AA >99.9 % p/p y Grado C de baja pureza. Este se obtiene a nivel comercial a partir del gas de síntesis. (Romero, 2014)

Al igual que los demás alcoholes, el metanol tiene distintos usos a nivel industrial. A continuación en la Figura N°1, se presenta de manera resumida dichos usos:

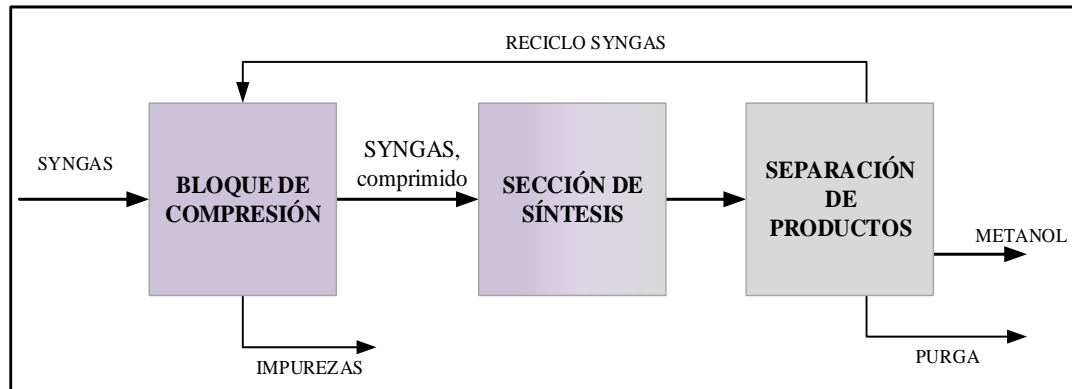


Fuente: Curso de Procesos Petroquímicos. (Romero, 2014)

Figura N°1: Productos químicos y petroquímicos obtenidos a partir del metanol.

II.3.2 Proceso de obtención de metanol a escala industrial

El proceso de obtención de metanol, a partir del gas de síntesis proveniente de la gasificación de coque, puede ser representado de forma global tal y como se muestra en la Figura N°2.



Fuente: **Curso de Procesos Petroquímicos**. Síntesis de Metanol (Romero, 2014)

Figura N°2: Diagrama general de los bloques que constituyen una planta de producción de metanol.

En el primer bloque, el gas pasa a través de un compresor de tres etapas con la finalidad de aumentar la presión hasta las condiciones del reactor de síntesis. El gas se comprime en la primera etapa hasta una presión de 34 kgf/cm² y 129°C. Luego se enfría en un enfriador de aire hasta una temperatura de 55°C.

A la corriente producto se le retira calor en un enfriador con agua hasta una temperatura de 39°C. Durante este recorrido el gas experimenta una caída de presión de 1 kgf/cm² a la misma temperatura. Seguidamente, el gas es introducido a una segunda etapa de compresión, donde se alcanza una presión de descarga de 63 kgf/cm² y 116°C. El gas es enfriado hasta 39°C. Luego, de la tercera etapa de compresión el gas sale a 102 kgf/cm² a 96°C. De allí se introduce al bloque de reacción como gas de reposición (*make up*). (Planas, 2011)

El gas de síntesis es previamente mezclado con la corriente de recirculación proveniente de la etapa de separación de productos como se aprecia en la Figura N°2. Esta mezcla es calentada hasta una temperatura de 120°C, para luego ser dividida en dos corrientes. La primera división de la corriente es enviada como alimentación fresca al reactor, mientras que la otra parte se utiliza como gas de enfriamiento (Quench), con la finalidad de controlar la temperatura a la salida en cada lecho catalítico. Antes de introducir la corriente al reactor de síntesis, la misma

se calienta hasta una temperatura de 230°C por intercambio de calor con el gas efluente del reactor, con el fin de aprovechar la energía producida en la síntesis.

La reacción toma lugar sobre la superficie de un catalizador cobre-zinc dentro del reactor en la sección de síntesis (Planas, 2011).

La mezcla bifásica efluente de la sección de síntesis pasa a la unidad de separación de productos (ver Figura N°2), donde se divide el metanol producido y el gas que no reaccionó. Además de esta unidad sale una corriente de purga para aliviar la presión, debido a la acumulación de inertes. El gas que no reaccionó es recirculado, comprimido y mezclado con la corriente de alimentación al reactor de síntesis. Por otra parte, el metanol crudo obtenido en la sección de síntesis contiene alrededor de 80% p/p en metanol y 20% p/p de agua, con pequeñas porciones de impurezas orgánicas y gases disueltos. (Planas, 2011)

El metanol crudo se envía a un tren de destilación, donde se separan las impurezas. Posteriormente, los vapores producidos de metanol son condensados en el tope de la columna para ser refinado y almacenado en tanques.

II.3.3 Integración energética entre la generación de vapor de alta presión y la sección de síntesis de metanol

El proceso de obtención de metanol consume cantidades significativas de energía para satisfacer las necesidades de calentamiento y energía mecánica. En esencia, es utilizada para operar las maquinarias, tales como: compresores, bombas y ventiladores. En la mayoría de las plantas, los equipos de mayor tamaño funcionan con turbinas acopladas, mientras que los equipos más pequeños operan con motores eléctricos.

Un compresor es una máquina que está construida para aumentar la presión y desplazar cierto tipo de fluido llamado compresible, gases y vapores, mediante un intercambio de energía entre la máquina y el fluido. El trabajo ejercido por el compresor es transferido a la sustancia que pasa por él convirtiéndose en energía de flujo, incrementando la presión y energía cinética. (Díaz, 2009).

En la industria petroquímica, los compresores centrífugos están constituidos principalmente por carcasas que encierran múltiples efectos, normalmente, están accionados por turbinas de gas, turbinas de vapor y motores eléctricos.

Una turbina de vapor es un motor primario capaz de convertir energía de vapor en energía mecánica por medio de la expansión del vapor, por impulso o reacción de vapor contra los alabes de la turbina.

En la mayoría de los casos al emplear turbinas de vapor, el vapor es obtenido dentro de las mismas instalaciones mediante un sistema de evaporación de agua y distribuido en redes de vapor. (Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino, 2009). Dichas redes, se establecen para aprovechar grandes cantidades de calor de combustión que se genera en equipos como el gasificador de coque de petróleo, por ejemplo, mediante un sistema de vapor eficiente que permite generar vapor a alta presión direccionado a turbinas de vapor que accionan los compresores del gas de síntesis.

Además de vapor de alta presión también se puede generar vapor de media presión. Ya que el vapor de alta presión al salir de la turbina aun contiene energía. Por tal razón, en muchas plantas se instalan turbinas intermedias para la generación de vapor de media presión. El cual podría ser direccionado a secciones del proceso que requieran este servicio o para accionar equipos de menor potencia. Una vez que el vapor disipa la energía que contiene, el mismo se condensa para ser suministrado nuevamente a la caldera de generación de vapor, cumpliendo un ciclo Rankine.

II.4 GAS DE SÍNTESIS EN LA MANUFACTURA DE AMONÍACO

II.4.1 Amoníaco

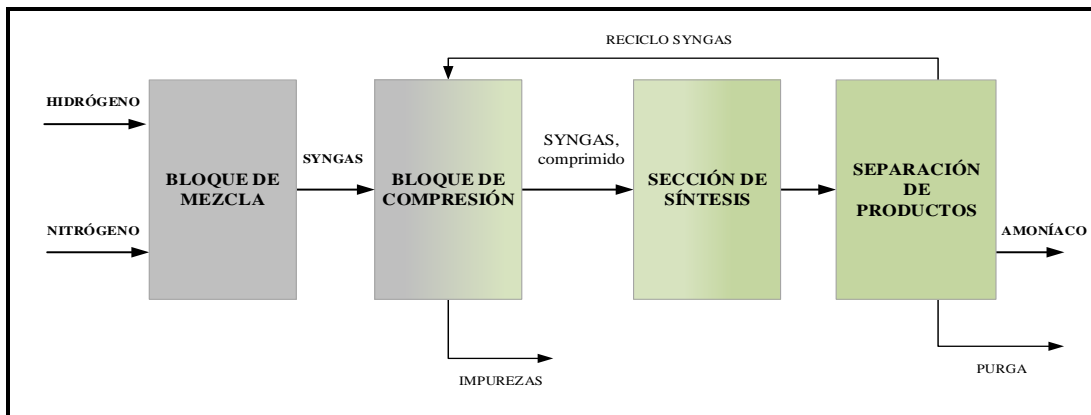
El amoníaco en condiciones ambientales se encuentra en forma de gas incoloro con olor penetrante y alta solubilidad en agua. Este es utilizado a nivel industrial para la obtención de nitrato de amonio, industria textil, plásticos, producción de papel, refrigerante y sales aromáticas. (Pérez, 2009).

En la industria de fertilizantes se utiliza solo en forma de sales de amonio. Entre las más comunes se encuentran: sulfato de amonio, nitrato de amonio, fosfato de amonio, entre otras.

II.4.2 Proceso de obtención de amoníaco a escala industrial

Se obtiene exclusivamente por el método denominado Haber-Bosh (Fritz Haber y Carl Bosh). Dicho proceso consiste de manera teórica en la interacción directa entre el nitrógeno (N_2) y el hidrógeno (H_2) gaseoso, en presencia de un catalizador sólido que posee en su fase activa hierro (Fe).

El proceso de obtención de amoníaco a partir del gas de síntesis, puede ser esquematizado en forma global como muestra la Figura N°3.



Fuente: **Curso de Procesos Petroquímicos. Síntesis de Amoníaco** (Romero, 2014)

Figura N°3: Diagrama general de los bloques que constituyen una planta de producción de amoníaco.

Inicialmente, el hidrógeno gaseoso proveniente de una unidad de Pressure Swing Adsorption (PSA), es introducido en el primer bloque para ser mezclado con una corriente de nitrógeno gaseoso que proviene de una planta de separación de aire, donde se busca alcanzar una relación alrededor de 2,8 molar. Una vez alcanzada la relación H_2/N_2 requerida para la síntesis, la mezcla es comprimida en un compresor de múltiples (3) etapas, y así se introduce al reactor donde interaccionará con un catalizador de hierro para producir amoníaco. (Invensys, 2013).

La corriente producto obtenida en la sección de síntesis se envía al bloque de separación de productos donde se obtiene amoníaco líquido, gas que no reaccionó y una corriente de purga (ver Figura N°3). La corriente que no reaccionó es recirculada es introducida nuevamente al bloque de compresión para llevar el gas a las condiciones de presión requeridas en el reactor.

II.4.3 Integración energética entre la generación de vapor de alta presión y la sección síntesis de amoníaco (Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino, 2009)

Debido a la cantidad excedente de energía en la reacción de síntesis de amoníaco, es necesario emplear un sistema de vapor para la recuperación del calor con la finalidad de generar vapor de alta presión, alrededor de 100 bar.

Al igual que en el proceso de síntesis de metanol, todo el vapor de alta presión producido será direccionado hacia turbinas de vapor del proceso que accionan el compresor de gas de síntesis. Una parte del vapor que abandona la turbina puede ser aprovechado para la generación de vapor de media presión, mientras que el resto se condensa. Es importante mencionar que en la mayoría de las plantas modernas de amoníaco, no se importa energía para el funcionamiento de los equipos mecánicos, sino que se exporta energía a otros consumidores, en forma de energía o electricidad.

Por otra parte, los compresores de refrigeración necesarios para condensar el amoníaco producto también pueden ser accionados aplicando el método anterior descrito. De esta manera se logra la integración eficiente del sistema energético de toda la planta.

II.5 GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN

En esencia, un generador de vapor es un equipo cerrado que utiliza de manera eficiente el calor producido en la combustión de un combustible de alto poder calorífico, para convertir agua en vapor. Este proceso se fundamenta en el ciclo de Rankine y la termodinámica gobierna el rendimiento del mismo. (Goswami, 2007). Los principales componentes del generador de vapor se describen a continuación:

- Horno
- Bombas
- Sobrecalentador
- Economizador
- Desaireador
- Tanque de retorno de condensados
- Colector de vapor

II. 5.1 Horno

El horno sirve como recinto del proceso de combustión, en este caso al hablar de horno, nos referimos a los gasificadores de coque, donde se llevan a cabo las reacciones de gasificación y producción de gas de síntesis. Dicho gas con alto contenido de energía, se aprovecha al intercambiar calor con una corriente de agua desmineralizada para producir vapor. (Black, 1996)

II.5.2 Bombas

Se requieren para trasladar el agua condensada en los distintos sistemas de recuperación de agua del proceso. Dichos sistemas pueden ser diseñados con circulación natural o forzada empleando bombas de recirculación. Si se desea diseñar un sistema de circulación natural, el sistema debe poseer baja resistencia al flujo de agua. Por otra parte, el diseño de circulación forzada, permite el uso de diámetros de menor tamaño. (Black, 1996)

II.5.3 Sobrecalentador

Es un equipo de transferencia de calor interno en el sistema de generación de vapor, el cual permite aumentar la temperatura del vapor saturado. Son elementos tubulares expuestos a los gases de combustión de alta temperatura. (Tirado, 2011)

II.5.4 Economizador

Es un intercambiador de calor que ayuda a mejorar la eficiencia del ciclo de vapor, recuperando la energía residual de los gases de combustión incrementando la temperatura del agua de alimentación que entra a la caldera. (Sánchez & González, 2011).

II.5.5 Desaireador

Este equipo se instala con la finalidad de disminuir la concentración de oxígeno disuelto en el agua de alimentación a la caldera, ya que el mismo actúa como agente corrosivo en el proceso. (Goswami, 2007).

II.5.6 Tanque de retorno de condensados

Está dispuesto con la finalidad de mantener una reserva de agua de alimentación a la caldera. Además a este tanque retornan los condensados de todo el proceso, los cuales deben recuperarse, para disminuir los costos de producción de vapor por disminución de insumos. (Goswami, 2007)

II.5.7 Colector de vapor

Son depósitos de forma cilíndrica que se encuentran ubicados dentro de la caldera, generalmente colocados en posición horizontal. En este equipo ocurre el cambio de fase del agua, de igual forma aquí se separa el agua líquida del vapor. (López, 2012)

II.6 PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN GENERADOR DE VAPOR

El agua procedente de la bomba de alimentación a la caldera, pasa en primer lugar por un intercambiador de calor conocido como economizador, este intercambia energía residual de los gases de combustión con el agua de alimentación a la caldera, éstos, generalmente están diseñados modo serpentín. Al salir de este equipo, el agua es direccionada a la caldera propiamente dicha y entra a la zona del colector de vapor. La mayor parte del calor producido en la combustión se transmite al agua de caldera a través de las paredes de los tubos vaporizadores, que por medio de convección, producen diferencias de densidades en el agua (mezcla líquido-vapor). Cabe destacar que este colector de vapor actúa como una cámara de expansión y separa a su vez el agua líquida del vapor. Seguidamente, el vapor que abandona el colector, se encuentra como vapor saturado y es direccionado a un sobrecalentador, donde aumenta la temperatura con variaciones mínimas de presión, para ser expandido en una turbina. Esta turbina genera potencia que será empleada en otros procesos aguas abajo, como integración energética de servicios industriales.

Cuando el agua pasa por la turbina, parte de la misma se condensa y retorna a un tanque de recuperación de condensados. Allí es mezclada con una corriente de agua *make up*, que sirve como reposición del agua disipada en el ciclo de vapor. Esta agua recirculada tiene alto contenido de oxígeno, el cual causa un efecto corrosivo conocido como *Pitting* y se localiza en

las tuberías del sistema en forma de tubérculos negros. Por tal razón, el agua proveniente del tanque de retorno de condensados se introduce a un equipo desaireador para elevar su temperatura y desorber el oxígeno disuelto en el agua antes de ser enviada al economizador, empleando vapor de baja presión.

II.7 CALDERAS RECUPERADORAS DE CALOR (MÓSTOLES, 2012)

Una manera de aumentar la eficiencia energética de un proceso de generación de vapor es mediante la recuperación de calor residual. La industria de procesos puede consumir principalmente dos tipos de energía: combustibles fósiles para generar calor de proceso y energía eléctrica para impulsar motores.

En los últimos años, los crecientes costos de la energía han despertado la necesidad de desarrollar sistemas avanzados para disminuir los costos asociados a la importación de energía y aumentar la eficiencia de los ciclos de potencia. En la actualidad, la recuperación del calor residual es uno de los métodos que se ha venido utilizando ampliamente, el cual consiste en la obtención de energía a partir de fuentes de gran contenido calórico, como gases calientes. Existen grandes alcances para recuperar calor residual de diversas industrias y generar energía o calor de proceso, utilizando un Generador de Vapor con Recuperación de Calor (Heat Recovery Steam Generator, HRSG).

Como se mencionó con anterioridad, un HRSG se dispone para recuperar calor de una fuente de gas caliente como los gases de escape de un gasificador, para producir vapor a presión. Estos, pueden funcionar en modo cogeneración o en modo de ciclo combinado. En el modo de cogeneración, el vapor producido por la caldera de recuperación es utilizado principalmente para aplicaciones de proceso, mientras que en el ciclo combinado suele generarse electricidad.

II.8 REDES DE VAPOR

El sistema de distribución de vapor incluye todas las tuberías de vapor tanto principales como secundarias; todas las tuberías de retorno y todos los accesorios necesarios para el suministro del proceso que lo requiera. El mismo está constituido por todo el equipo y las instalaciones

que sirven para transportar el vapor desde la planta de producción hasta los equipos que lo utilizarán, incluyendo el sistema de recolección de condensado.

II.9 REDES DE VAPOR E INTEGRACIÓN CON PLANTAS DEL PROCESO.

En este trabajo se pretende alcanzar una integración energética eficiente, considerando todo el sistema de vapor y las redes de intercambio de calor. A fin de garantizar la transferencia de energía entre las corrientes de bajo y alto contenido calórico de cada proceso, lo cual incide directamente en la importación de servicios auxiliares.

II.10 SIMULADORES DE PROCESOS

Son herramientas computacionales destinadas a los procesos industriales, que tienen como objetivo principal incrementar la eficiencia de los procesos. Al emplear los simuladores se pueden obtener respuestas previas de cómo reaccionaría el proceso ante una variación de alguna variable sin que ocurra en la realidad, y aunado a esto, se toman decisiones que pueden acarrear cambios significativos en el proceso en pro de mejorar la calidad y la producción.

Existen distintos simuladores comerciales que se utilizan como herramientas de cálculo. Dichos simuladores poseen librerías que funcionan como base de datos que contienen propiedades físicas y químicas de miles de compuestos y sustancias químicas, modelos termodinámicos, resolución de cálculos asociados a equipos y análisis de costo.

Entre los simuladores comercial de mayor auge en la actualidad, se encuentra el simulador Aspen HYSYS®, el cual será empleado como herramienta para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.

II.10.1 Aspen HYSYS®

Es un simulador de procesos de fuerte aplicación a nivel industrial, principalmente en las fases del diseño conceptual, control, optimización y monitoreo de procesos. Las aplicaciones más importantes desarrolladas por Aspen HYSYS corresponden a la industria de crudo, procesamiento de gas, refinería y otras industrias en general.

CAPITULO III

MARCO METODOLÓGICO

En esta sección se presentan los métodos, estrategias y procedimientos empleados durante el desarrollo del presente trabajo, con la finalidad de cumplir los objetivos planteados inicialmente.

A continuación, la Figura N°4 muestra de manera esquemática la estrategia metodológica empleada:

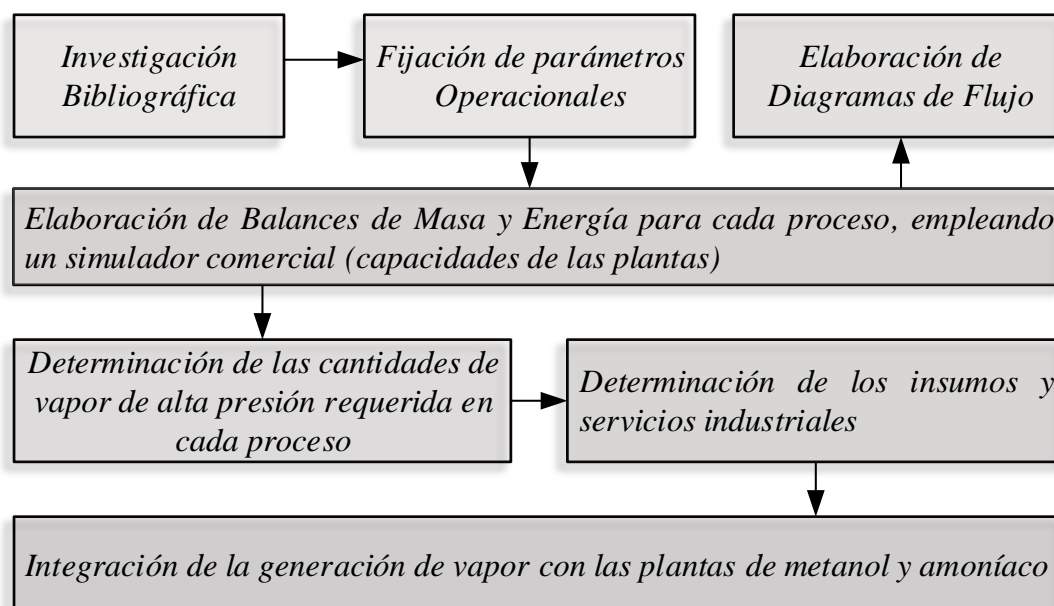


Figura N° 4 Representación esquemática de la metodología desarrollada

III. 1 INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA. FIJACIÓN DE PARÁMETROS OPERACIONALES

Partiendo de una revisión bibliográfica se pudo establecer variables indispensables para el funcionamiento correcto de las plantas: síntesis de metanol, síntesis de amoníaco y generación de vapor de alta y media presión.

A continuación se describen cada una de las plantas.

Unidad de generación de vapor

Se diseñó un sistema de generación de vapor de alta y media presión, basado en las calderas existentes en el complejo industrial planteado en el estudio de Vásquez (2014). Dicho sistema de generación de vapor está conformado por cuatro calderas. La primera caldera, genera vapor de alta presión y se encuentra ubicada en la sección de gasificación del coque, el vapor generado se encuentra a las condiciones de 10.693 kPa de presión y 538 de temperatura (ver Figura N°6).

Por otra parte, existen tres calderas adicionales que generan vapor de media presión a 3.338 kPa y 330°C de temperatura. Dichas calderas se encuentran ubicadas en: la sección de gasificación, la sección de conversión de CO y en una planta HRSG destinada a la generación de energía eléctrica (ver Figura N°7)

Las calderas empleadas en el sistema fueron Calderas Recuperadoras de Calor para Generación de Vapor, las cuales no utilizan combustión internamente; en su lugar usan una corriente de alto contenido calórico como fuente de energía, en este caso se empleó gas de síntesis a 1200°C proveniente del gasificador de coque de petróleo.

Ruta de Procesamiento del Gas de Síntesis.

El gas de síntesis, se obtiene a una temperatura de 1200 °C y es direccionado en primer lugar, a una set de recuperación de calor conformada por tres intercambiadores de calor y un colector de vapor como se explicó anteriormente. Los intercambiadores de calor se conocen como: economizador, evaporador y sobrecalentador.

Fue dispuesto un set de alta presión en el cual se genera vapor a condiciones de alta presión y dos (2) set que generan vapor de media presión. En el set de alta presión se retira gran cantidad de calor del gas de síntesis, disminuyendo su temperatura hasta 350 °C.

Inmediatamente, el gas es direccionado a la caldera de media presión donde se retira calor hasta alcanzar una temperatura de 220°C. Posteriormente, es introducido a una sección de

conversión de monóxido de carbono (CO), (High Temperature Shift, HTS), que contiene un reactor de alta temperatura (ver Figura N°7). En este reactor el gas de síntesis aumenta su temperatura hasta 450°C. Por lo que se intercambia calor en una caldera de generación de vapor de media perteneciente a la unidad de remoción de CO. Dicha caldera retira calor hasta reducir la temperatura del gas de síntesis hasta 240°C. Adicionalmente, es necesario mencionar que aguas abajo del proceso, se encuentra una Caldera Recuperadora de Calor para la Generación de Energía Eléctrica (HRSG), la cual está ubicada fuera de los límites de batería establecidos en este proyecto. Sin embargo, es necesario direccionar el vapor de media presión generado en esta unidad al cabezal de media presión de la planta y suministrar la cantidad de agua desmineralizada requerida, ambos flujos son conocidos y se encuentran integrados al proyecto con la finalidad de totalizar el vapor producido y agua neta demandada por la planta. (Vásquez, 2014)

Ruta de Procesamiento del Agua para Producir Vapor

Como se describió con anterioridad el recorrido del agua comienza en un tanque de retorno de condensado y alimentación de agua de reposición, para ser enviado mediante bombas de circulación de fluidos a un desaireador. Una corriente de agua de caldera abandona el desaireador para distribuirse de manera eficiente hacia las cuatro calderas antes descritas, y producir vapor de alta y media presión. (Vásquez, 2014)

Parte del vapor producido es enviado a turbinas para accionar compresores de los procesos de síntesis de metanol y amoníaco, este vapor fue expandido hasta condición de vapor de media presión y direccionado a un cabezal que se encuentra a las mismas condiciones.

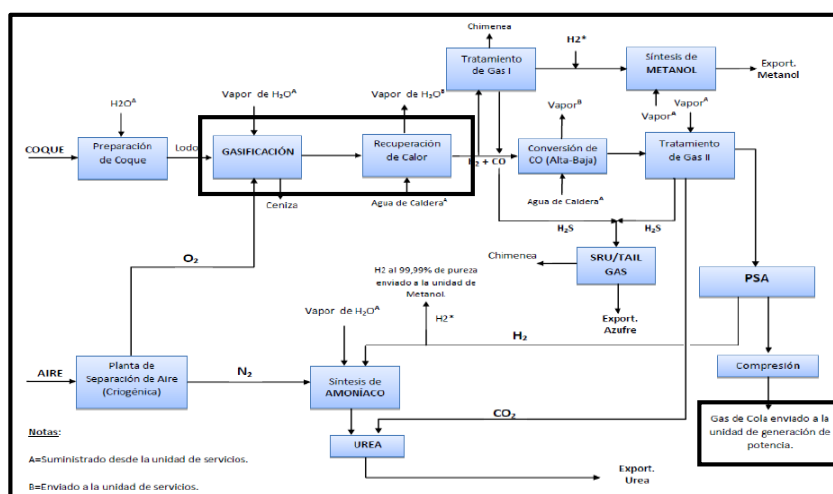
Adicionalmente, a dicho cabezal ingresa vapor proveniente de: la caldera de gasificación, la unidad HTS, la unidad de HRSG y la expansión del vapor de alta presión mediante el estrangulamiento en una válvula de expansión.

Parte del vapor de media presión obtenido fue enviado hacia los procesos que demandan este vapor en el Parque Industrial, otra fracción es enviada a la generación de energía eléctrica y el resto a un cabezal de baja presión para la generación de vapor a baja presión, el cual es un servicio industrial demandado en el complejo en cuestión.

Es importante mencionar que uno de los retos de este proyecto fue determinar la cantidad de agua desmineralizada demandada por el Parque Industrial, con la finalidad de abastecer en su totalidad todas las calderas encargadas de producir vapor de media y alta presión.

Para determinar dicha cantidad de agua desmineralizada, se fijaron las condiciones del vapor a generar, tanto de media como de alta presión, las condiciones de saturación del vapor a sobrecalentar, la cantidad de energía demandada para vaporizar el flujo de agua en el evaporador y las condiciones de líquido saturado, basado en el Diagrama de Mollier.

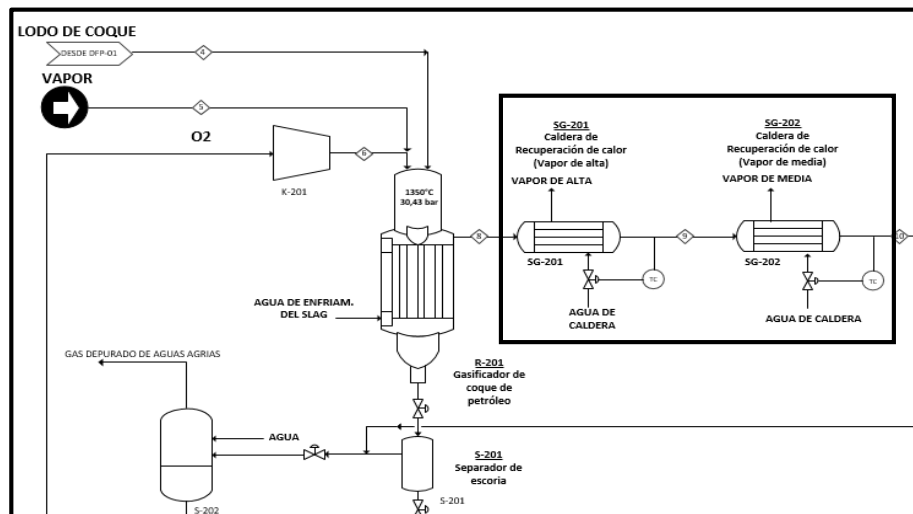
En la Figura N°5, se muestra de manera general el complejo industrial antes mencionado donde cada bloque representa una unidad del proceso. Como se mencionó anteriormente el bloque de gasificación contiene una caldera de alta presión y una caldera de media presión. Por otra parte, hay una unidad de conversión de monóxido de carbono que genera gas caliente como fuente de calor para la caldera de media presión y la planta de Generación de Energía Eléctrica contiene una caldera de generación de vapor de media presión.



Fuente: (Vásquez, 2014)

Figura N° 5 Unidades del Parque Industrial para la obtención de gas de síntesis y su posterior utilización en la manufactura de Productos Petroquímicos.

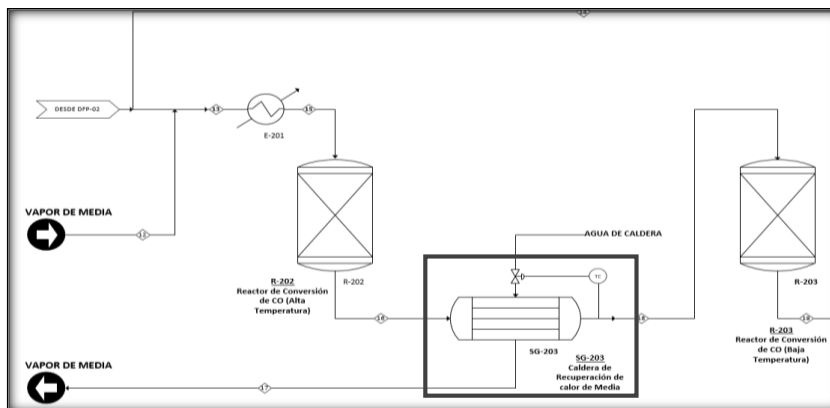
En la Figura N°6, puede apreciar las calderas que están contenidas en el bloque de gasificación de coque de petróleo.



Fuente: (Vásquez, 2014)

Figura N° 6: Equipos contenidos en el bloque de gasificación de coque de petróleo.

Se puede apreciar la Figura N°6, dos calderas que generan vapor; una de alta presión (SG-201) y una de media presión (SG-202), dichas calderas fueron desarrolladas en el presente trabajo. En el mismo orden de ideas, la Figura N°7, presenta la caldera de generación de vapor de media presión, ubicada entre los reactores de conversión de CO de alta y baja temperatura.



Fuente: (Vásquez, 2014)

Figura N° 7: Caldera de Recuperación de Calor perteneciente al bloque de Conversión de monóxido de carbono (CO).

Uno de los propósitos del Parque Industrial es el aprovechamiento del coque de petróleo para la generación de gas de síntesis que será destinado a la manufactura de productos petroquímicos, entre los cuales se encuentran la síntesis de metanol y amoníaco.

Sin embargo, debido al alto consumo energético demandado por los procesos petroquímicos, se planteó estudiar los procesos de síntesis de metanol y amoníaco de forma individual con la finalidad de determinar el consumo energético que demanda cada proceso.

Por tal razón, se describe a continuación la metodología experimental empleada en los procesos de síntesis de metanol y amoníaco, como unidades asociadas a la generación de vapor.

Unidad de obtención de Metanol (MeOH)

En primer lugar, se indagó en distintas fuentes de información disponible tales como: bibliotecas, sitios web, revistas en línea y en el centro de información de Tecnoconsult S.A. con la finalidad de seleccionar el proceso de obtención de Metanol.

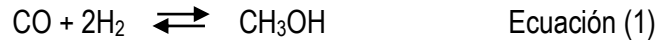
Se investigó el proceso con la finalidad de recopilar la mayor cantidad de información disponible, esencialmente las secciones de: compresión, síntesis y separación de productos. Para la sección de compresión del gas de síntesis, se destacaron como variables de interés: la presión de succión y descarga de los compresores, la temperatura de succión y descarga de los compresores, así como el número de etapas de compresión.

En la sección de síntesis, se identificó: la temperatura y presión de descarga de cada lecho, la cantidad de fluido a recircular, el porcentaje de conversión alcanzado a la salida del reactor y los intercambiadores de calor requeridos para alcanzar las temperaturas de las corrientes del proceso.

La sección de separación de productos, estuvo conformada por una torre de lavado de metanol y una torre de destilación de metanol. Por lo tanto, se indagó sobre los parámetros claves relacionados con estos equipos, resaltándose, la composición del destilado, la relación de reflujo y la alimentación de las columnas.

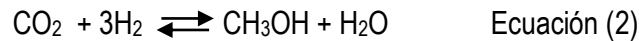
Para describir la sección de síntesis del proceso, se tomó como referencia un diagrama producción de metanol con una capacidad de 2200 ton/d, donde se resaltó con exactitud las condiciones de presión y temperatura. La reacción tomó lugar en un reactor tipo Quench con cinco (5) lechos de reacción, donde se mantuvo la temperatura en un rango de 225-260 °C.

Los lechos de reacción fueron considerados como reactores de conversión, especificando la conversión alcanzada en cada lecho y la temperatura de salida. Adicionalmente, fueron establecidas dos (2) reacciones: una reacción principal, la cual se muestra a continuación:



Sin embargo, el dióxido de carbono produce directamente metanol cuando el mismo se combina con hidrógeno a las condiciones de presión y temperatura del reactor de síntesis.

Lo anterior se describe mediante la siguiente reacción química:



Es necesario mencionar que existe una amplia lista de reacciones que se pueden dar de manera paralela, generando impurezas en el proceso. Sin embargo, para efectos del presente estudio se consideraron solo las Ecuaciones 1 y 2.

La presión a la cual se llevan a cabo estas reacciones oscila alrededor de $100 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, a una temperatura entre $225 \text{ }^\circ\text{C}$ y $260 \text{ }^\circ\text{C}$. (Molina, Rosales & Papa, 2014).

En el estudio del proceso no se consideró la catálisis asociada, ya que el propósito de simular la planta de producción de metanol es determinar la capacidad de la planta conociendo una carga determinada y de esta manera poder determinar los servicios industriales demandados. Es importante mencionar que en esta etapa de la investigación se desconoce el impacto de las limitaciones antes descritas, sin embargo, se estima profundizar dichos ítems en estudios posteriores.

Una vez que la reacción toma lugar y abandona el reactor de síntesis, es enviada como fluido de intercambio de calor con la finalidad de aprovechar el contenido energético que posee y de esta manera acondicionar la misma antes de ser enviada a la sección de destilación.

La mezcla efluente del reactor contiene alrededor de ochenta por ciento (80%) en metanol, veinte por ciento (20%) en agua y pequeñas porciones de gases disueltos. Es por ello que se envía esta corriente a una sección de purificación (destilación), para alcanzar una composición másica alrededor de 99.85 %, el cual es considerado como metanol de grado A.

La sección de purificación estuvo conformada por dos equipos principales: una torre de lavado de metanol y una columna de destilación. La torre de lavado o destilación extractiva emplea agua. Los vapores que abandonan la torre de destilación extractiva contienen impurezas de gases disueltos contenidos en la corriente de metanol crudo, la cual se destina hacia tratamiento de efluentes.

Por otra parte, el líquido que sale del condensador de tope es enviado de vuelta a la columna. La mezcla obtenida como producto de fondo es usada como alimentación a la columna de destilación.

La columna de destilación es empleada para recuperar el contenido de metanol presente en la corriente que sale de la torre de lavado. Los vapores que se obtienen del tope de la columna son condensados en un condensador de tope y separados. Parte del flujo obtenido en el tope se retira como metanol producto, mientras que otra parte del flujo se envía de vuelta a la columna como condición de reflujo. Por el fondo de la columna se retira una corriente rica en agua, la cual es direccionada a tratamiento de efluentes.

Unidad de Obtención de Amoníaco (NH₃)

De manera análoga al proceso de obtención de metanol, se seleccionó un proceso de producción de amoníaco ya existente, dicho proceso corresponde a la planta Fertinitro, ya que el mismo tenía disponible mayor cantidad de información.

Las variables más importantes en el proceso de obtención de amoníaco estuvieron relacionadas con las secciones de: compresión, síntesis y refrigeración. En la sección de compresión del gas de síntesis, se destacaron como variables de interés: tanto la presión como la temperatura de succión y descarga de los compresores, y el número de etapas de compresión. Dichos compresores funcionan con turbinas de vapor acopladas que aprovechan el contenido calórico del vapor para convertirlo en energía mecánica. Este tren de compresión posee cuatro etapas de compresión y enfriamiento intermedio interetapas.

Para describir la sección de síntesis del proceso se empleó como referencia un diagrama de proceso con una capacidad de 1787 t/d, donde se extrajo las condiciones de presión y temperatura del reactor.

El reactor empleado fue un reactor de tipo Quench de dos (2) lechos, cada lecho fue simulado como reactor de conversión, especificando el porcentaje de salida de amoníaco en cada reactor y la temperatura de descarga. La reacción química que rige este proceso fue la siguiente:



De igual manera que en el proceso de metanol, el propósito de simular la planta de producción de amoníaco es determinar la capacidad a una carga determinada y así conocer los servicios industriales demandados en el proceso.

A medida que ocurre la reacción exotérmica la temperatura en el reactor de síntesis aumenta, es por ello que se controló la temperatura de reacción empleando parte de la alimentación al reactor como fluido de enfriamiento Quench. Cuando la corriente producto abandona el reactor de síntesis, es enviada como fluido de intercambio de calor para aprovechar el contenido energético que posee y de esta manera acondicionar la misma antes de ser enviada a la sección de refrigeración de amoníaco.

La corriente obtenida se envía a un tambor de separación, donde se obtiene amoníaco líquido para almacenar y la corriente de tope es enviada a un segundo tambor de recuperación de amoníaco. Posteriormente, la corriente que abandona el segundo tambor de separación es comprimida en un compresor de una etapa y la misma se envía a un tercer tambor de recuperación para extraer el resto de amoníaco contenido en dicha corriente.

III.2 ELABORACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE CADA PROCESO. DETERMINACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Las composiciones del gas de síntesis a tratar en los distintos procesos para la manufactura de metanol y amoníaco, fueron tomadas de un proyecto previamente desarrollado por Vásquez, (2014). Con la finalidad de continuar evaluando otras áreas que conforman el complejo en cuestión, se realizó un estudio detallado abordando estos procesos.

III.2.1 Balance de masa y energía en la sección de síntesis de metanol.

La determinación del balance de masa y energía del proceso de obtención de metanol es de suma importancia para el desarrollo del tema principal, el cual está relacionado con la generación de vapor de alta presión. Como se ha mencionado con anterioridad, a partir de los requerimientos energéticos demandados por los procesos de síntesis de metanol y amoníaco se generará la cantidad de vapor de alta presión, como integración energética de los procesos de manufactura de productos petroquímicos.

El proceso de síntesis de metanol a partir de la gasificación de coque de petróleo es más simplificado comparándolo con procesos convencionales de obtención de metanol a partir de gas natural o nafta, este considera las secciones de: compresión, síntesis y separación de productos.

Para la elaboración de los balances de masa se empleó Aspen Hysys® V.8.4 como herramienta computacional, empleando el paquete termodinámico de Soave Redlich Kwong (SRK), debido a que representa de manera confiable el comportamiento de la reacción, además es el más utilizado en este proceso (Queen's University Department of Chemical Engineering, 2014). Dicha simulación permitió obtener las composiciones de los componentes a la salida de cada equipo, así como la temperatura y presión de los mismos.

Se empleó un flujo másico de 362.000 kg/h de composición conocida y se introdujo al tren de compresión con etapas de enfriamiento intermedias, para elevar la presión de dicha corriente en varias etapas, desde la presión de captura hasta la presión requerida en la sección de síntesis.

En la Tabla N°1, se especifica la corriente empleada en la alimentación al bloque de compresión.

Tabla N°1: Características de la corriente de gas de síntesis a introducir al proceso de obtención de metanol.

Temperatura (°C)	31
Presión (bar)	24
Flujo molar (kgmol/h)	43.556
Flujo másico (kg/h)	362.016
Flujo volumétrico (m³/h)	1.323

Fuente: (Vásquez, 2014)

Después del bloque de compresión, dicha alimentación se divide en dos flujos: uno de los fluidos es direccionado al reactor, mientras que el otro fluido se divide en distintas corrientes para ser empleado como fluido de enfriamiento (fluido Quench). En la mezcla enviada al primer lecho toman lugar las reacciones antes descritas (ver Ecuación 1 y Ecuación 2), luego se especifica la temperatura de salida del lecho y la conversión de metanol que abandonaba cada lecho. Para ser mezclada con el primer fluido Quench y la mezcla resultante se introduce al segundo lecho de reacción; análogamente se emplea ese mecanismo hasta cubrir la totalidad de los lechos fijos del reactor. Cabe resaltar que las reacciones que se llevan a cabo son reacciones exotérmicas, las mismas emiten grandes cantidades de calor al producirse, por lo que el fluido Quench se empleó como fluido de control de temperatura. Aunque se mencionó que se dan dos reacciones en cada lecho, la reacción principal es la que se favoreció a las condiciones de presión y temperatura de operación.

Tabla N°2: Condiciones de entrada y salida de los lechos catalíticos del reactor.

Lecho	% Metanol entrada	% Metanol salida	Temperatura entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
1	0,40%	1,50%	225,0	250,0
2	1,25%	2,10%	222,0	247,0
3	1,90%	3,00%	227,0	255,0
4	2,50%	3,80%	231,0	260,0
5	3,00%	4,00%	232,0	258,0

Fuente: (Molina, Rosales & Papa, 2014)

Es de suma importancia comparar el caso simulado (caso estudio) con los valores de referencia reportados por el licenciante, esto con la finalidad de validar los resultados obtenidos en la

simulación del proceso. Es por ello, que en la mayoría de los resultados obtenidos se muestran los valores de referencia del licenciente del proceso.

Por otra parte, se determinó el consumo energético demandado por la planta considerando los requerimientos de energía de las bombas de desplazamiento de fluidos, la carga térmica de cada intercambiador de calor auxiliar y los requerimientos de vapor de las turbinas en función de la demanda de potencia de los compresores. Estos valores fueron tomados del simulador Aspen HYSYS® V 8.4.

III.2.2 Balance de masa y energía en la sección de síntesis de amoníaco.

Al igual que el proceso de obtención de metanol, en la síntesis de amoníaco, se alimentó una corriente especificada de hidrógeno proveniente de una planta PSA, previamente mezclado con una corriente de nitrógeno, con la finalidad de mantener la relación molar de flujo entre los gases; H_2/N_2 de 2.80.

Esta mezcla fue introducida a un tren de compresión, para cumplir los requerimientos demandados por el reactor de síntesis de amoníaco. A continuación en la Tabla N°3, se pueden apreciar las características de las corrientes de gas de nitrógeno e hidrogeno introducida al proceso de obtención de amoníaco.

Tabla N°3: Características de la corriente de gas de síntesis a introducir al proceso de obtención de amoníaco.

Parámetro	Corriente de Nitrógeno Puro	Corriente de Hidrógeno Puro proveniente de PSA
Temperatura (°C)	110	33
Presión (bar)	30	24
Flujo molar (kgmol/h)	1019	2.854
Flujo másico (kg/h)	28.558	5.800
Flujo Volumétrico (m³/h)	35	741
Composición (% molar)		
H ₂	0,0	99,9
H ₂ O	0,0	0,1
N ₂	100	0,0

Fuente: (Vásquez, 2014)

Conocidas las condiciones del gas de síntesis introducido en el reactor de lecho fijo, se fija tanto la temperatura de descarga de cada lecho, como el porcentaje de amoníaco a la salida y se determina la corriente producto que contiene en esencia amoníaco caliente y gas de síntesis,

cabe resaltar que el reactor utilizado emplea dos lechos catalíticos en los cuales se alcanza un conversión específica, reportado en la Tabla N°4.

En la Tabla N° 4, se muestran las composiciones de amoníaco a la entrada y salida de cada lecho. Esto valores fueron establecidos con la finalidad de simular el comportamiento del reactor de síntesis.

Tabla N°4: Condiciones de entrada y salida de los lechos catalíticos del reactor.

Lecho	% molar NH ₃ , entrada.	%molar NH ₃ , salida.
Lecho 1	4,0	12,5
Lecho 2	12,5	17,5

Fuente: (Fertilizer Manual, 1998).

Una vez determinada la cantidad de flujo que abandona al reactor de síntesis, el efluente del reactor es direccionado a una serie de intercambiadores de calor que retiran calor del gas como integración energética.

Parte de la corriente obtenida es direccionada a un tambor de separación final y posteriormente a la sección de refrigeración conformada principalmente por dos tanques de separación flash y un compresor, mientras que el resto se envía a un tambor de purga.

Posteriormente, se realizó la comparación entre el Caso de estudio y los valores de referencia del licenciente del proceso con la finalidad de poder validar los resultados obtenidos en la simulación.

III.2.3 Balance de masa y energía en la sección de generación de vapor

Una de las premisas a considerar para la generación de vapor de alta y media presión es disminuir el contenido calórico del gas de síntesis desde una temperatura de 1200 °C hasta 240 °C, utilizando una unidad de recuperación de calor para generar vapor (ver Tabla N° 5).

Tabla N°5: Temperaturas del gas de síntesis a la entrada y salida de cada unidad.

Unidad	Temperatura, entrada (°C)	Temperatura, salida (°C)
Gasificación alta presión	1.200	350
Gasificación media presión	350	240
Conversión de CO	450	240

Elaboración propia

Basados en la disminución del contenido calórico del gas de síntesis descrito anteriormente, se determinó la cantidad de agua demandada por cada una de las unidades de generación de vapor.

Se empleó el simulador Aspen HYSYS ® V.8.4, empleando el paquete termodinámico Peng-Robinson (PR), ya que el mismo es recomendado en la bibliografía, (Invensys, 2013). El diseño del sistema de generación de vapor de alta y media presión, inicia en un tanque de retorno de condensado y agua de reposición, el volumen de este tanque viene establecido por la cantidad de agua requerida por cada una de las unidades de recuperación de calor. Sin embargo, es necesario mencionar que por condiciones de diseño, se consideró una purga de caldera equivalente al 3% del vapor producido. Por tal razón, el agua de reposición fue dispuesta con la finalidad de reponer dicha purga. Las condiciones del vapor de alta y media presión se fijaron acorde a los requerimientos de vapor demandado por el Parque Industrial y las condiciones de operación de los equipos dispuesto para producir vapor, basados en las propiedades termodinámicas del agua, mediante el empleo de una curva de saturación de agua (Diagrama de Mollier). En la Tabla N°6, se presentan los requerimientos de vapor de media y alta presión para el Parque Industrial.

Tabla N°6: Requerimientos de vapor de media y alta presión del Parque Industrial.

Tipo de Vapor	Presión del Vapor (kPa)	Temperatura del Vapor (°C)
Media presión	3.236	330
Alta presión	10.591	540

Elaboración Propia.

III.3 CONSTRUCCIÓN DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO.

Para la elaboración de los diagramas de flujo de procesos se emplearon los manuales de Ingeniería de Diseño, Volumen 15 de PDVSA. Específicamente la norma N° L-TP 1.1: Preparación de Diagramas de Flujo y la norma N° L- TP 1.2: Simbología para Planos de Procesos.

En los mismos se indicó:

- (a) Distribución de Equipos, Condiciones de Operación de los equipos y control básico.

Para cada equipo del proceso se especificó: código de identificación, nombre del equipo, características de operación normal y el control básico si el equipo lo requiere.

- (b) Balance de Masa

Para el balance de masa se especificó: propiedades de las corrientes de alimentación, intermedias, reciclaje y productos; presentándose en una tabla resumen en la zona inferior del diagrama. Dicha tabla contiene de las corrientes principales: flujo másico, flujo volumétrico y flujo molar, composición molar, temperatura y presión de operación.

III. 4 CONSUMOS DE INSUMOS PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS PROCESOS.

Los servicios industriales requeridos por cada una de las plantas para su correcto funcionamiento, fueron los siguientes:

- (a) Electricidad
- (b) Agua de proceso y agua desmineralizada (agua demi o desmi)
- (c) Agua de enfriamiento
- (d) Vapor de media y alta presión
- (e) Aire comprimido
- (f) Agua potable

Los mismos fueron determinados de la siguiente manera:

- **Electricidad:** este representa los consumos eléctricos demandados por las bombas de operación y los intercambiadores de calor que emplean aire para enfriar en cada una de las plantas: metanol, amoníaco y generación de vapor. De manera general, se determina este consumo de potencia considerando la diferencia de potencia en la bomba, el flujo de líquido a transportar y la densidad del fluido. Adicionalmente se consideró la eficiencia de las bombas establecidas por defecto por el simulador Aspen HYSYS ® V.8.4, en un valor de 75%. Es importante mencionar que para determinar esta cantidad de potencia se asume que el líquido trasladado es de carácter incompresible y densidad constante. Es importante mencionar que estas bombas suelen operar con vapor de media presión, sin embargo la determinación de la electricidad es necesaria para garantizar el funcionamiento de la planta.

La Tabla N° 7, resume las bombas que se emplean en las plantas de generación de vapor de alta y media presión, metanol y amoníaco.

Tabla N°7: Bombas e intercambiadores de calor de aire, utilizados en los procesos de síntesis de metanol, síntesis de amoníaco y generación de vapor de alta y media presión.

Unidad	Nombres de las bombas	Nº Equipos
Generación de Vapor	P-101, P-102, P-103, P-104, P-201, P-202	6
Síntesis de Metanol	P-601, P-602, P-603, P-604, P-605, E-401, E-403, E-504	5
Síntesis de Amoníaco	P-901	1

- **Agua de Proceso y agua desmi:** el proceso de obtención de metanol consume agua de proceso en la torre de lavado, mientras en el proceso de generación de vapor consume agua desmi, que se determina mediante el empleo de los diagramas de Mollier como se indicó anteriormente.
- **Agua de enfriamiento:** está representada por los requerimientos de agua de los intercambiadores de calor dispuestos en la simulación Aspen HYSYS ® V.8.4; a la corriente de entrada al equipo se le retira cierta cantidad de calor, dicho calor se determina conociendo el flujo de calor de entrada, flujo de calor de salida y la cantidad de energía almacenada en el

equipo. Una vez determinada la cantidad de calor se emplea el mismo cálculo para el lado del agua de enfriamiento y se determina el flujo de agua de enfriamiento demandado por el equipo.

Los equipos que requieren agua de enfriamiento para cada uno de los procesos son descritos en las Tabla N°8.

Tabla N°8: Equipos que requieren agua de enfriamiento en los distintos procesos evaluados.

Unidad	Nombres de los Equipos	Número de Equipos
Generación de Vapor	E-1001	1
Síntesis de Metanol	E-402, E-404, E-503, E-505, E-603, E-605	6
Síntesis de Amoníaco	E-701, E-702, E-805, E-804, E-806, E-901	6

- Vapor de Media y alta presión: la planta de metanol es la única de las tres plantas que requiere vapor de alta presión, mientras que las plantas de generación de vapor de media y alta presión, así como el proceso de obtención de amoníaco demandan vapor de media presión. En el caso de la planta de metanol, el vapor es requerido en el rehervidor de la columna C-602. Por otra parte, en el proceso de generación de vapor de media y alta presión se requiere vapor de media presión en el intercambiador de calor E-101 y para accionar las bombas presentes en el complejo en cuestión. El proceso de obtención de amoníaco demanda vapor de media presión para accionar la bomba P-901 que traslada el amoníaco producto.
- Aire comprimido: el aire comprimido es empleado para accionar las válvulas de control de los lazos de control existentes en cada uno de los procesos. Es importante mencionar que este estudio no involucra el diseño detallado de estrategias de control; ya que, se busca representar de manera sencilla los posibles lazos de control requeridos por los procesos con la finalidad de realizar un estudio de instrumentación en el futuro. Por tal razón, se utilizó lazos de control sencillos que requieren una cantidad de 0,3 estándar metros cúbicos por hora (Sm^3/h) por cada lazo de control recomendado.

En la Tabla N°9 se pueden observar los distintos lazos de control requeridos en la planta de metanol, amoníaco y generación de vapor de alta y media presión.

Tabla N°9: Lazos de control de los procesos estudiados.

Generación de vapor	Obtención de Metanol	Obtención de Amoníaco
<p>Nivel: T-101, DH-101, V-101, V-201 y V-202</p> <p>Temperaturas de las corrientes: 9, 20, 23, 16 y 33.</p> <p>Flujos de las corrientes: 11, 12, 13, 29 y 30.</p> <p>Relación corriente (18-19)</p> <p>Presión cabezal: alta presión, media presión y baja presión.</p> <p>Válvula de alivio: media y baja presión.</p>	<p>Anti-surge : K-401 (3), K-402 (1)</p> <p>Nivel: V-401, V-501, V-502, V-601, C-601, C-602 y V-602.</p> <p>Punto mezcla (49-67)</p> <p>Temperatura en: R-401 (5), tope C-601, fondo C-601, tope C-602 y fondo C-602.</p> <p>Presión en: R-401, tope C-601, media C-601 y fondo C-601.</p> <p>Punto bifurcación relación R</p>	<p>Relación: H₂/N₂ y corrientes (106-107)</p> <p>Anti-surge: K-701(4) y K-901 (1)</p> <p>Nivel: V-701, V-702, V-801, V-802, V-901 y V-902.</p> <p>Temperatura en: R-801 (3)</p>

Fuente: Elaboración propia

- Agua potable: esta cantidad de agua está relacionada con las estaciones de servicios existentes en las plantas de obtención de metanol, amoníaco y generación de vapor de media y alta presión, para la determinación de las estaciones de servicios se empleó la heurística practicada por los licenciantes de los procesos, utilizando manuales de Tecnoconsult S.A. Dichas estaciones de servicios consideran áreas auxiliares a las plantas, área de bebederos y baños. En La tabla N°10, se muestran los valores empleados de caudal en cada una de las secciones antes descritas.

Tabla N°10: Cantidad de agua potable demandada por cada unidad de servicio.

	Agua Requerida (m ³ /d)
Áreas Auxiliares	4,54
Áreas de Bebederos	0,06
Baños	0,45

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A continuación, se exponen los resultados obtenidos una vez aplicada la metodología descrita en el capítulo anterior, así como la discusión que genera cada uno de ellos.

IV.1 PARÁMETROS OPERACIONALES DE LA GENERACIÓN DE VAPOR.

En esta sección se muestran los parámetros operacionales empleados en los equipos del sistema de generación de vapor, los cuales se fijaron con la finalidad de garantizar el funcionamiento correcto de las plantas, tanto de síntesis de metanol, como amoníaco y abastecer los requerimientos de vapor de media y baja presión demandados por el Parque Industrial.

IV.1.1. Condiciones del gas de síntesis, fuente de calor.

Una de las variables a conocer de mayor interés es la temperatura de entrada de la fuente de calor al sistema de generación de vapor, ya que está directamente relacionada con la cantidad de calor a transferir en el proceso. Aunque este valor no es resultado de este trabajo, el mismo es de gran interés en el proceso de generación de vapor.

La mezcla gaseosa que abandona la unidad de gasificación representa el flujo de gas que entra a la unidad de recuperación de calor. En el proceso de gasificación de coque, se obtiene un gas caliente con una temperatura de 1200 °C (Vásquez, 2014).

En general, la gasificación implica reacciones exotérmicas entre carbón, oxígeno y vapor, tal que se produce una mezcla de gases calientes que se encuentra en el rango de temperaturas entre 800-1800 °C (Bohórquez, 2009).

Por tal razón, el valor de la temperatura del gas de alto contenido calórico concuerda con lo reportado en la bibliografía. Dicho gas, es utilizado como flujo salvaje en las calderas recuperadoras de calor que se encuentran acopladas al proceso de gasificación de coque.

IV.1.2 Tanque desaireador

Este tanque opera a una presión de 270,5 kPa y a una temperatura de 130°C. Estos equipos poseen una configuración sencilla y de baja inversión. Adicionalmente, dichos equipos pueden operar tanto en condición de vacío como a presiones mayores a la atmosférica. Esta temperatura se fijó acorde al diagrama de Mollier, y a las condiciones antes descritas, el agua se mantiene en estado líquido sin entrar en ebullición, éstas condiciones son idóneas para operar acorde al Ciclo de Rankine (Cengel, 1986). En la Figura N°8, se presentan las condiciones de operación del tanque desaireador en el diagrama de Mollier, punto 1.

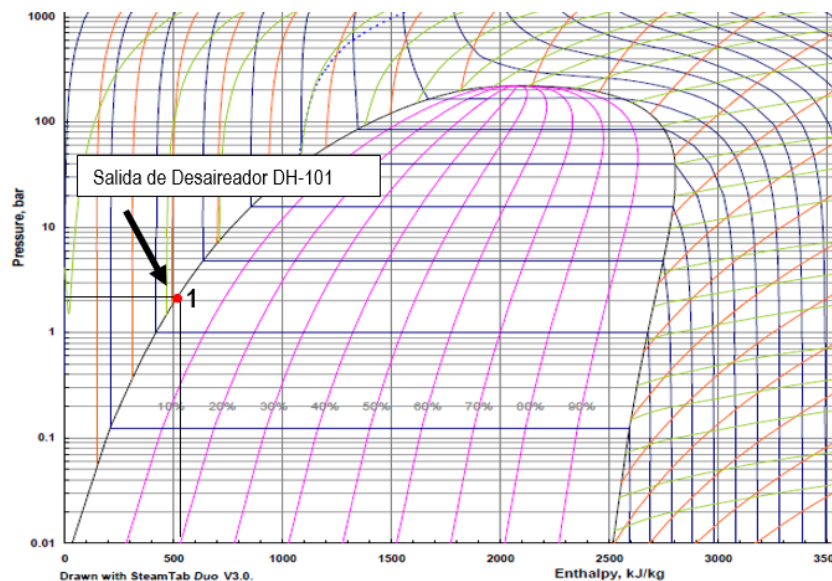


Figura N° 8 Representación de la condición de agua líquida saturada en el Diagrama de Mollier.

IV.1.3. Bombas

Se necesitan dos tipos de bombas para alimentar el agua al sistema de generación de vapor. En primer lugar, se encuentra la bomba de alimentación de vapor de alta presión con una presión de descarga de 11.080 kPa, y por otra parte se encuentran las bombas de alimentación al sistema de generación de media presión con una presión de descarga de 3.338 kPa. (Vásquez, 2014)

Las bombas, comprimen el agua desde líquida saturada hasta obtener una corriente de agua comprimida a las condiciones de operación de las calderas.

En la Tabla N°11, se muestran las bombas requeridas en cada uno de los ciclos de potencia, tanto para generación de vapor de alta presión como para la generación de vapor de media.

Tabla N°11: Incremento de la presión para cada sistema de generación de vapor.

Equipo	Presión entrada (kPa)	Presión de Salida (kPa)
P-102	271	11.085
P-103	271	3.534

Fuente: Elaboración propia

Estas bombas están dispuestas con la finalidad de aumentar la presión del agua hasta la presión que se desea generar el vapor. Sin embargo, el incremento de la presión está limitado por posibles problemas de diseño que se pueden presentar en las turbinas de generación de energía eléctrica o en las turbinas de los procesos asociados, el valor de presión máxima que se recomienda emplear se encuentra alrededor de 150 bar (Fernandez & Arsenio, 2012).

La representación de la compresión del agua líquida saturada a líquida comprimida para el vapor de alta, puede ser observado en la Figura N°9, punto 2.

Es importante mencionar que este proceso de generación de vapor de alta y media presión son comunes hasta la bifurcación de los flujos para alimentar las bombas. Es por ello que se describirá el ciclo de Rankine empleando el diagrama de Mollier para el proceso de generación de vapor de alta presión, debido a que los procesos son idénticos a diferentes presiones y diferentes temperaturas.

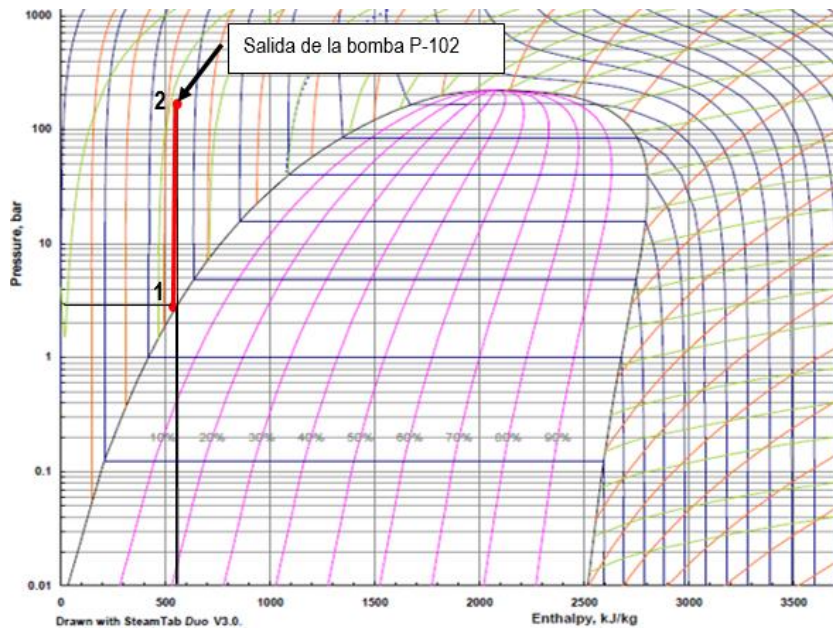


Figura N° 9 Compresión desde agua saturada, hasta agua líquida comprimida a alta presión.

IV.1.4. Economizadores

Estos equipos son diseñados para reducir la temperatura del gas entre 150- 200 °C, incrementando la temperatura del agua hasta 150 °C. (Vandagriff, 2001). Se puede apreciar en la Tabla N°12, los resultados obtenidos en los economizadores de cada una de las unidades de generación de vapor. La disminución del contenido calórico del gas, tanto para el sistema de vapor de alta presión como para el vapor de media, se encuentra en el rango de temperaturas aceptadas según lo reportado en la bibliografía. El sistema de generación de vapor de alta presión retira mayor carga calórica en el economizador debido al alto contenido calórico que el gas posee, ya que se busca disminuir la temperatura desde 1200°C hasta 450°C, aproximadamente.

Tabla N° 12: Operación de los economizadores del sistema de generación de vapor.

Economizador	Temperatura de entrada del gas (°C)	Temperatura de salida del gas (°C)	Temperatura de entrada del agua (°C)	Temperatura de salida del agua (°C)
Caldera de alta presión, gasificación.	546,4	350,0	130,0	284,0
Caldera de media presión, gasificación.	249,7	222,7	130,0	240,6
Caldera de media presión, convertidor de alta.	289,5	240,7	130,0	240,5

Fuente: Elaboración Propia.

La variación de la entalpia obtenida en el economizador empleando el diagrama de Mollier para el sistema de generación de vapor de alta presión, se puede observar en la Figura N°10, punto 3. La función del economizador es aumentar la temperatura del agua de caldera, mediante el intercambio de energía, lo cual se traduce a una disminución de la carga térmica de los gases de escape. (Vandagriff, 2001).

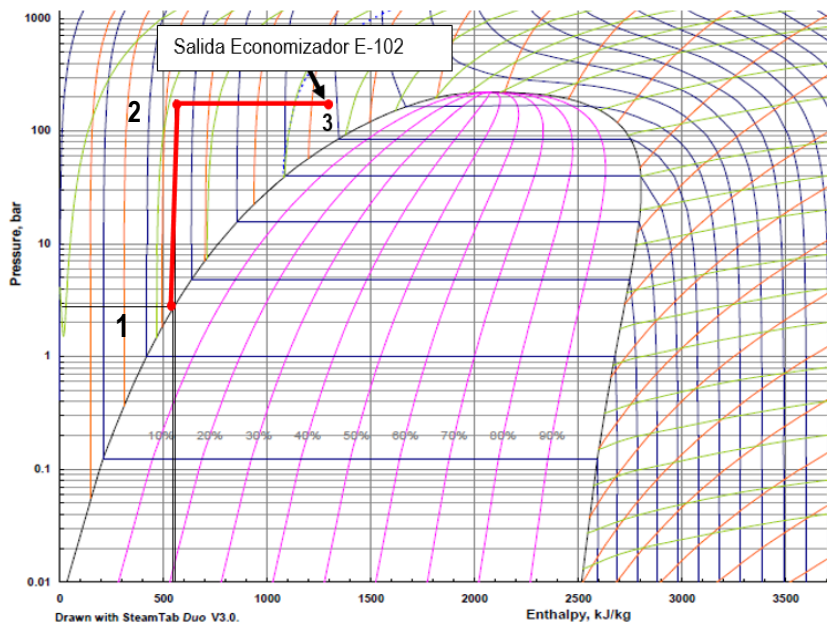


Figura N° 10: Representación de la salida del agua líquida del economizador.

IV.1.5 Colector de vapor

El colector de vapor funciona como separador de una mezcla líquido – vapor, el mismo tiene acoplado un evaporador que vaporiza el flujo de agua líquida saturada que sale del separador. En este evaporador ocurre un cambio de fase a la presión del vapor y temperatura de operación de la caldera, la cual permanece constante alrededor de 340°C en el caso de vapor de alta presión (Chang, 2007).

En la Tabla N°13, se muestran los valores de temperatura de operación del colector de vapor, donde se puede observar que ocurre la evaporación del agua líquida saturada hasta la condición de vapor saturado. Inmediatamente, dicho vapor es enviado al sobrecalentador para alcanzar las condiciones de vapor sobrecalentado, esto se puede apreciar en la Figura N°11, punto 4.

Tabla N° 13: Operación del evaporador de agua, acoplado al colector de vapor.

Colector	Temperatura de entrada del agua al separador (°C)	Temperatura de salida del agua del separador (°C)
Caldera de alta presión, gasificación.	316,0	340,0
Caldera de media presión, gasificación.	240,6	240,8
Caldera de media presión, convertidor de alta.	240,6	241,0

Elaboración Propia

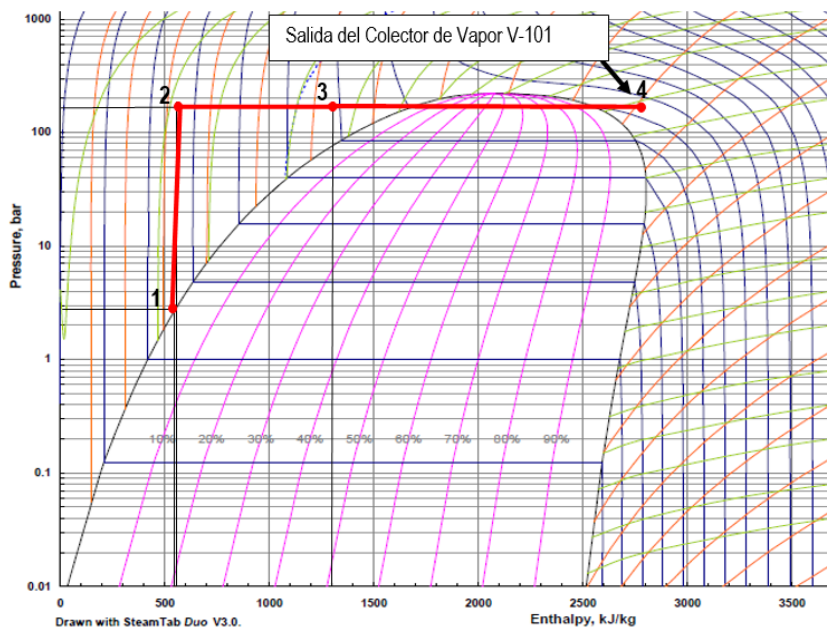


Figura N° 11: Representación de la salida del vapor saturado del colector de vapor.

IV.1.6 Sobrecalentadores

La temperatura del vapor de alta presión se encuentra alrededor de 537°C, mientras que para el vapor de media presión está a 331 °C. (Palomo, s.f). Es importante mencionar que la temperatura máxima del vapor sobrecalentado está limitada por los materiales empleados en la zona de sobrecalentamiento de la caldera, dicha temperatura se encuentra en el orden de 540°C. (Fernandez & Arsenio, 2012). Considerando la bibliografía recomendada se sobrecalentó el vapor hasta 537, 8°C.

La Tabla N°14, presenta en resumen las condiciones del vapor generado, donde es apreciable el resultado central de mayor relevancia de este estudio, ya que aborda tanto el vapor de alta presión como el de media presión.

Tabla N° 14: Resultados obtenidos de la operación de los sobrecalentadores.

Sobrecalentador	Temperatura de entrada vapor (°C)	Temperatura de salida del vapor (°C)
Caldera de alta presión, gasificación.	340,0	537,8
Caldera de media presión, gasificación.	240,0	330,0
Caldera de media presión, convertidor de alta.	241,0	330,0

Se puede observar en la Tabla N°14, que el vapor saturado es llevado hasta la temperatura de 537,8 °C, mientras que el vapor de media presión se calienta hasta 330 °C. La importancia de sobrecalentar el vapor radica en evitar la condensación del vapor de agua en los alabes de la turbina.

La salida del vapor sobrecalentado que abandona el sobrecalentador en el sistema de alta presión es mostrado en la Figura N°12, punto 5.

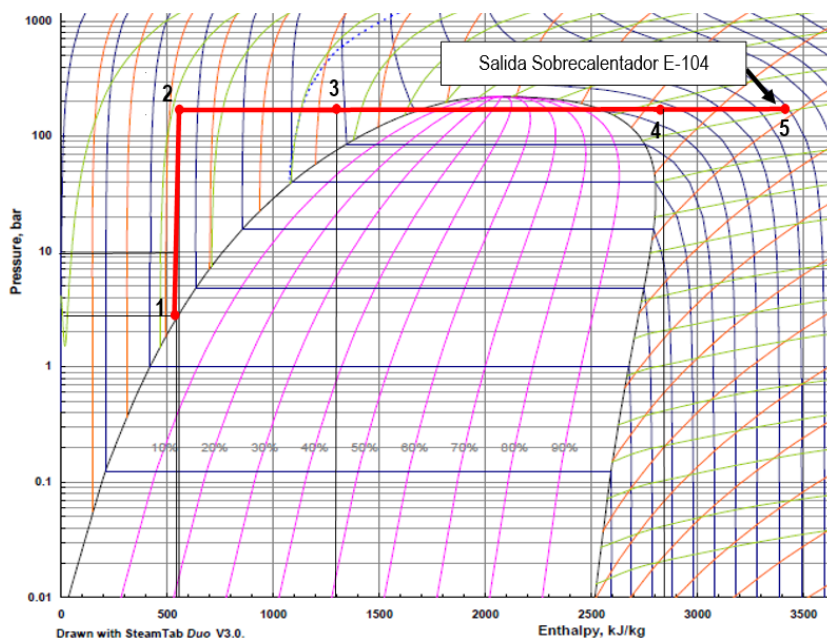


Figura N° 12: Representación de la salida del vapor sobrecalentado del sobrecalentador.

El vapor de alta presión generado, es enviado a un set de turbinas donde se expande hasta la condición de vapor de media presión (3.239 kPa y 378,1 °C). Luego, es enviado a un cabezal de media presión con la finalidad de abastecer la demanda de vapor de media del Parque Industrial. Parte de este vapor de media presión se envía a turbinas

generadoras de energía eléctrica, donde se obtiene un vapor exhausto que es condensado y recirculado al proceso. En este proceso se genera energía eléctrica (alrededor de 245 MW) que puede ser empleada en el complejo o exportada. La Figura N°13, presenta el vapor expandido en las turbinas; tanto de síntesis de metanol y amoníaco, punto 6, como en la generación de energía eléctrica, punto 6'.

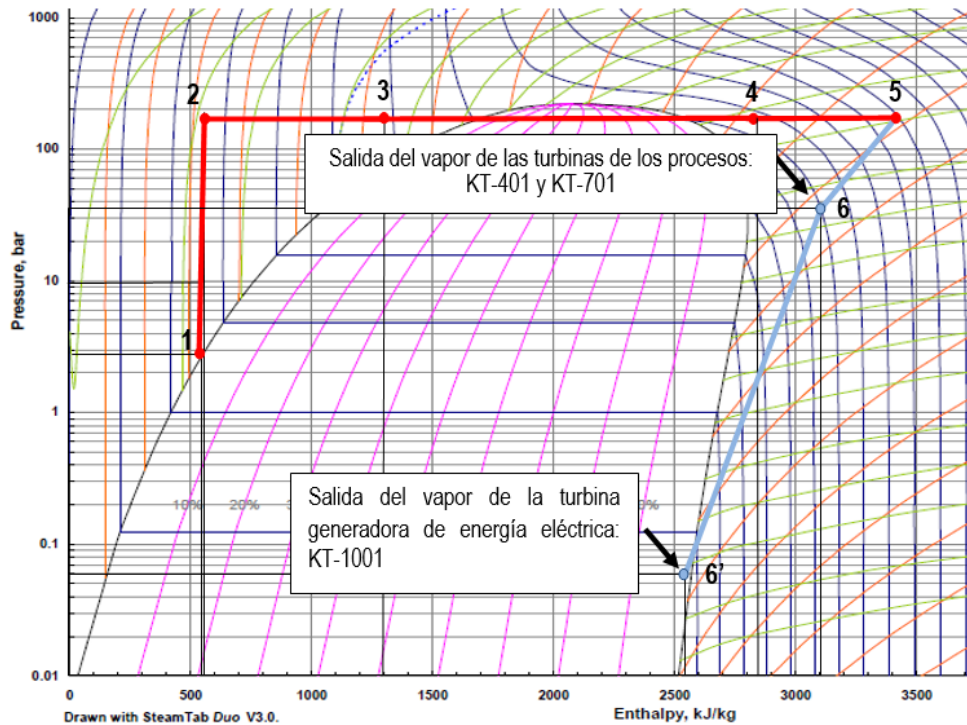


Figura N° 13 Ciclo de potencia de vapor con generación de energía eléctrica.

El vapor exhausto que abandona la turbina generadora de electricidad se envía a un condensador que emplea agua de enfriamiento con la finalidad de retirar el contenido calórico, condensarlo y recircularlo al ciclo de vapor. En la Figura N°14 se describe la recuperación y el acondicionamiento del vapor exhausto que proviene de las turbinas generadoras de electricidad y las turbinas acopladas a los compresores de síntesis de metanol y amoníaco, punto 7.

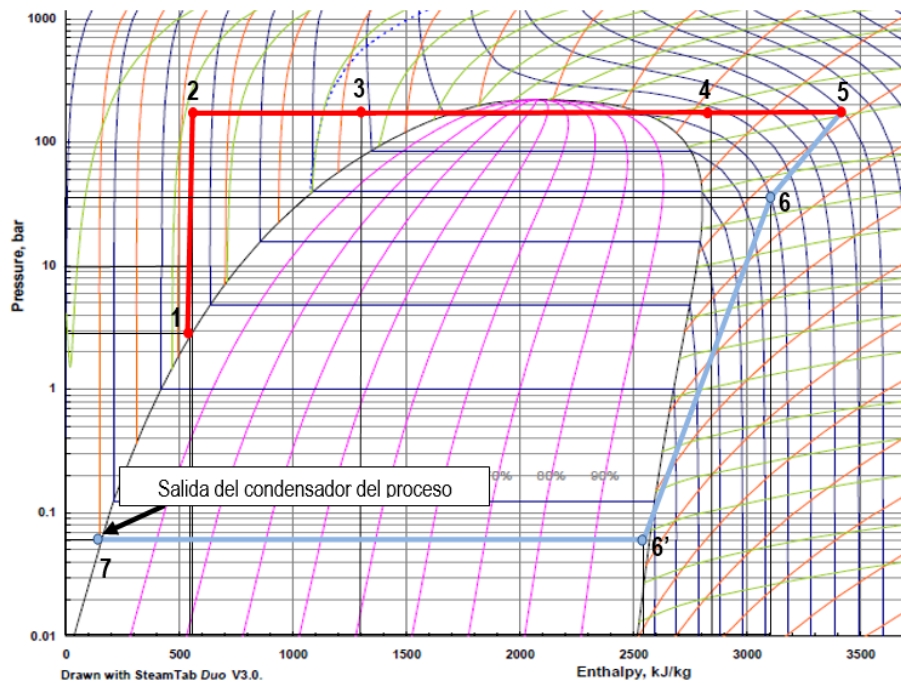


Figura N° 14: Condiciones del agua a la salida del condensador del proceso.

Una vez acondicionada el agua, la misma se envía al tanque de retorno de condensados, mediante el empleo de una bomba de recirculación, punto 8. Este tanque funciona como tanque reservorio para garantizar el flujo de agua en el proceso y evitar cavitación en la bomba principal de suministro de agua desmineralizada.

La bomba de recirculación de condensado succiona el fluido a 5,08 kPa y lo descarga a condiciones atmosféricas al tanque de retorno de condensados (101,3 kPa). Por otra parte, la bomba principal (punto 9) envía el agua a un precalentador, que posteriormente alimenta el desaireador (punto 10) y de esta manera queda expuesto y concluido el ciclo de vapor del agua para la generación de potencia y energía eléctrica.

En la figura N° 15, se puede observar la descripción del párrafo anterior delimitado por el diagrama de Mollier.

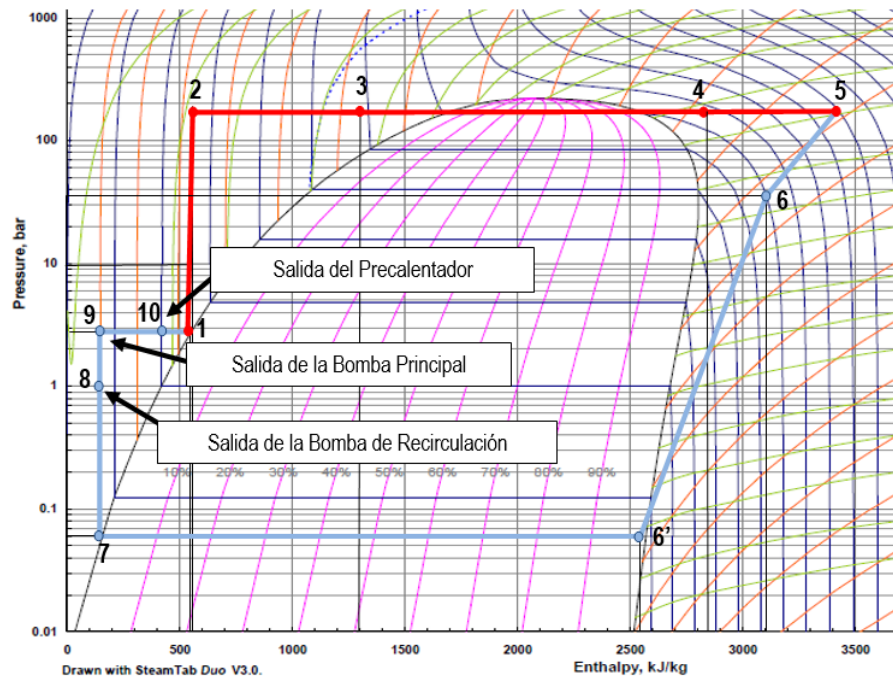


Figura N° 15: Ciclo total del vapor para la generación de potencia.

IV.2. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LOS PROCESOS DE GENERACION DE VAPOR, JUNTO A LAS SECCIONES DE SÍNTESIS DE METANOL Y AMONÍACO.

Basados en la primera ley de termodinámica y en la ley de difusión de especies, se determinan los balances de masa y energía de los procesos empleando la herramienta computacional Aspen HYSYS® V8.4.

IV.2.1 Balance de masa en la sección de generación de vapor

En la generación de vapor, no existe ningún tipo de reacción química, ya que el ciclo de generación de potencia se basa en comprimir, calentar, expandir y condensar. El componente presente en este proceso es agua, pudiendo encontrarse como líquido comprimido, líquido saturado, mezcla líquido – vapor, vapor saturado o vapor sobrecalentado.

Este sistema de generación de vapor de alta presión, está dividido internamente en tres secciones: generación de vapor de alta presión, generación de vapor de media presión a partir de la gasificación y generación de vapor de media a partir de los convertidores de CO. Sin embargo, se incorporó una sección adicional que se encuentra fuera del alcance de este proyecto, pero de igual manera consume agua desde el sistema de generación de vapor. En

conclusión, el agua líquida demandada por el sistema de vapor, surtió en su totalidad cuatro plantas.

En la Tabla N°15, se presentan los requerimientos de agua de caldera de cada uno de las unidades asociadas a la generación de vapor y los flujos de vapor producidos.

Tabla N° 15: Demanda de agua de caldera y vapor generado en cada una de las unidades.

Sección	Agua de caldera demandada (kg/h)	Purga de caldera (kg/h)	Vapor Producido (kg/h)
Vapor de alta (gasificación)	2.954.262	88.620	2.865.642
Vapor de media (gasificación)	118.484	3.555	114.929
Vapor de media (HTS)	199.650	5.988	193.662
Vapor de media (HRSG)	-----	-----	309.763

Fuente: Elaboración propia.

Aplicando la ley de la conservación de las masas se puede observar en la Tabla N°15, que el vapor generado es prácticamente igual al agua requerida en el ciclo; sin embargo, la diferencia se debe a una salida de agua, conocida como purga de agua de caldera. Dicha purga equivale al 3% del flujo que circula por la caldera, está dispuesta con la finalidad de minimizar el efecto conocido como ciclo de concentración de impurezas y la misma se retira en el colector de vapor.

Es de gran importancia purgar la caldera, ya que el agua desmineralizada empleada en las mismas, no se encuentra libre de minerales en su totalidad (posee una cantidad máxima de minerales permisibles para poder ser empleada en las calderas). Entre las impurezas que se desean minimizar empleando la purga de calderas, se encuentran: posible presencia de sólidos disueltos, contenido de sílice, hierro y alcalinidad. (THERMAL Engineering LTDA, 2013).

IV.2.2 Balance de masa en la sección de síntesis de metanol

La unidad de obtención de metanol está conformada por las secciones de compresión, síntesis y destilación (ver Figura N°2). En la sección de compresión se elevó la presión y la temperatura a las condiciones demandadas en el reactor.

La Tabla N°16, muestra las condiciones del gas de entrada y el gas enviado a la sección de síntesis.

Tabla N° 16: Condiciones de entrada y salida del gas de síntesis de la sección de compresión.

Propiedad	Entrada	Salida
Temperatura (°C)	31	100
Presión (kPa)	2400	10.104
Flujo Másico (kg/h)	361.474	361.474

El gas se envía a la sección de síntesis donde intercambia calor empleando ambos fluidos de proceso (intercambiador proceso-proceso) de manera eficiente con la finalidad de aprovechar el contenido calórico del gas de descarga del reactor de síntesis y posteriormente ser introducido al reactor de síntesis. En la Tabla N°17, se pueden observar las composiciones de entrada y salida del reactor de síntesis de metanol.

Tabla N° 17: Composición de entrada y salida del reactor de síntesis de metanol del Caso de Estudio.

Parámetro	Entrada	Salida
Flujo Molar (kgmol/h)	283.556	265.624
Composición (% molar)		
Hidrógeno	91,2	90,0
Agua	0,0	0,7
CO	6,3	4,0
CO ₂	1,9	1,3
CH ₃ OH	0,6	4,0

De igual manera en la Figura N° 16.a, se puede observar el comportamiento ideal de los reactores de lechos catalíticos reportados en la bibliografía.

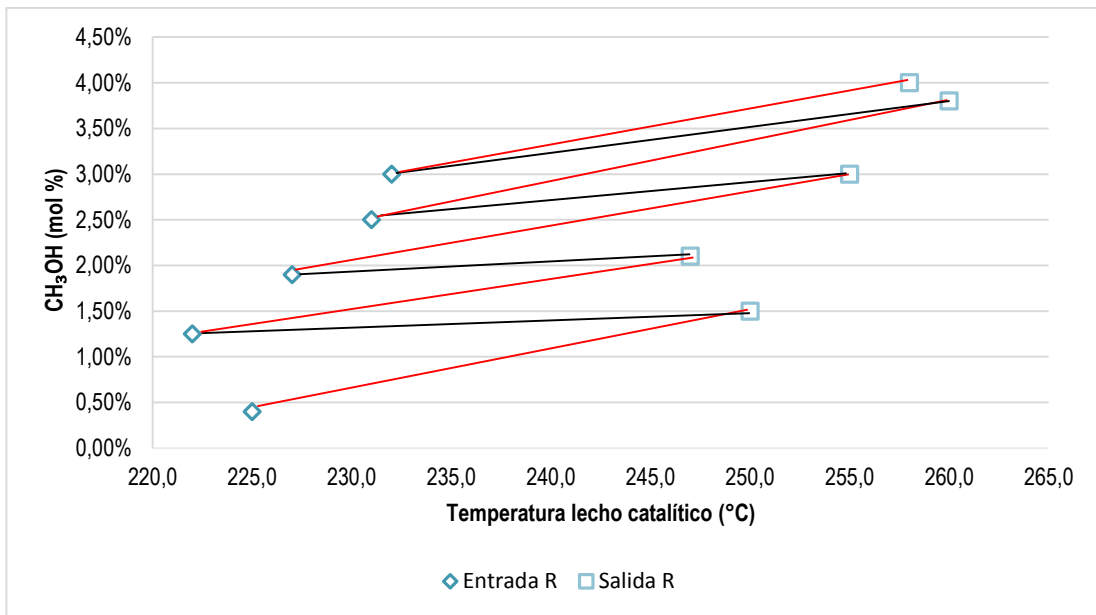


Figura N° 16.a: Composición de metanol a la entrada y salida de cada lecho de reacción (Molina, Rosales, & Papa, 2.014).

Mientras que la Figura N°16.b, se presenta el comportamiento de los reactores simulados en el presente trabajo.

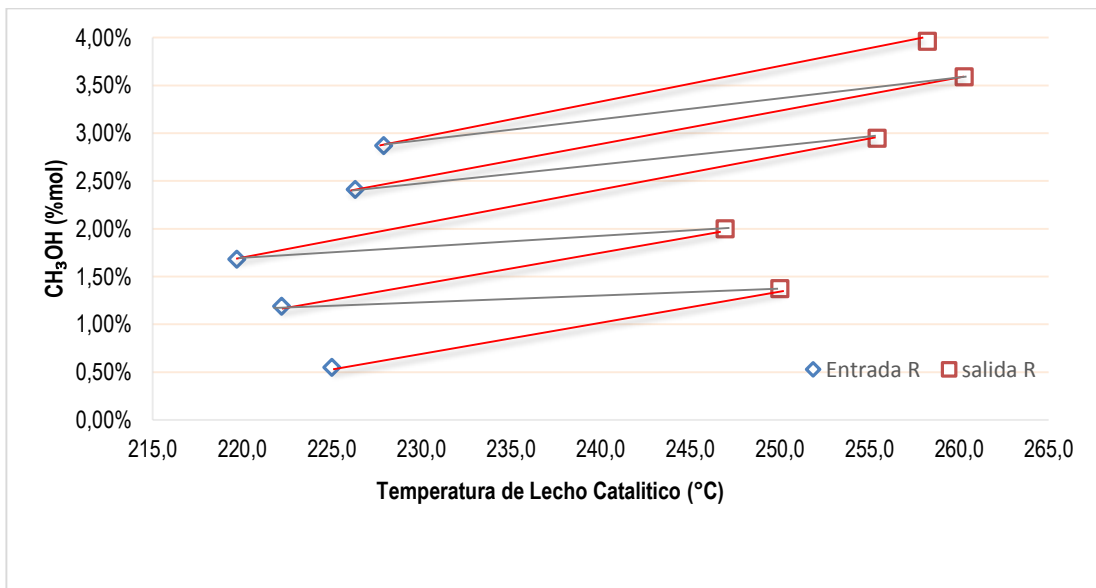


Figura N° 16.b: Composición de metanol a la entrada y salida de cada lecho de reacción simulado.

En ambas figuras se puede observar que las composiciones de entrada de metanol al reactor no son iguales, esta presenta una desviación mínima. Sin embargo, la diferencia de valores radica en las consideraciones tomadas en cuenta por el licenciante. Ya que consideró: direcciones axiales de flujo dentro del reactor, caída de presión en el reactor, efectos de difusión interna y desactivación del catalizador, mientras que en la elaboración de la simulación estos factores no se tomaron en cuenta.

Tabla N° 18: Validación de la entrada y salida del reactor del reactor del licenciante.

Parámetro	Entrada	Salida
Flujo Molar (kgmol/h)	81.330	75.508
Composición (% molar)		
CH ₄	12,54	13,51
CO	4,01	1,76
CO ₂	3,40	2,36
Hidrógeno	79,51	76,62
Agua	0,05	1,36
CH ₃ OH	0,47	4,36

En la Tabla N°18, se puede apreciar las condiciones de entrada y salida reportadas por el licenciante del proceso. Dichos valores son diferentes a los reportados en la Tabla N°17. Cabe resaltar que entre los alcances planteados en este proyecto no estuvo previsto realizar una simulación minuciosa del reactor de síntesis de metanol. Dicha simulación se realizó con la finalidad de determinar la capacidad de la planta para una alimentación determinada. Por otra parte se determinaron los requerimientos de vapor de alta y media presión, y los servicios industriales de la planta.

En esencia, la bibliografía consultada para la elaboración de la simulación del proceso aportó los valores de conversión y temperatura en cada lecho del proceso.

La corriente producto del reactor de síntesis fue separada con la finalidad de enviar una fracción como gas de reciclo, mientras que la segunda fracción se direccionó a la sección de destilación

de metanol. Adicionalmente, se purgó el proceso empleando una tercera corriente. La Tabla N°19, presenta la distribución de flujos consideradas en el proceso.

Tabla N° 19: Bifurcaciones de las corrientes en el caso de estudio y las consideradas por Licenciantes del proceso.

Proceso	Purga (**)	Reciclo(**)	A destilar(**)
Licenciantes de Metanol(*)	4,00%	90,83%	5,17%
Caso de estudio	5,30%	90,36%	4,34%

(*)Manual de Licenciantes: Obtención de Productos Petroquímicos, Tecnoconsult S.A.

(**) En kgmol de la corriente /kgmol de salida del reactor.

Es importante mencionar, que el proceso reportado por el licenciante procesa una cantidad molar de flujo en el orden de magnitud de 75.507 kgmol/h, mientras que el caso de estudio se encuentra alrededor de 265.600 kgmol/h, obteniendo alrededor de 3,5 veces la producción por encima del licenciante. Por tal razón, es de esperar mayor cantidad de purga en el sistema.

Por otra parte, el metanol crudo obtenido con una composición másica alrededor de 90% metanol y 10% en agua, se envía a la sección de destilación para alcanzar las especificaciones de mercado. Se puede observar que la cantidad de flujo a recircular en los dos procesos es similar, con una desviación menor al 1%, lo cual hace que el proceso sea reproducible.

En la Tabla N°20, se puede observar la composición másica de metanol obtenida a la salida de la torre de lavado y a la salida de la torre de destilación alcanzadas en el Caso de Estudio y adicionalmente se muestran las condiciones reportadas por el licenciante.

Tabla N° 20: Porcentaje másico de metanol producto.

Equipo	Producto Metanol	Porcentaje másico (%)	
		Licenciante	Caso de Estudio
Torre de lavado	Tope	0,00	0,00
	Fondo	74,15	83,03
Torre de destilación	Tope	99,99	99,47
	Fondo	0,00	0,02

Fuente: Elaboración propia.

Se puede apreciar en la Tabla N°20, que la composición másica de metanol en el fondo de la torre de lavado es mayor en el Caso de Estudio en comparación al licenciante. Esto se debe a la cantidad de agua de lavado empleada en cada proceso. Cabe destacar que para el Caso de

Estudio la cantidad de agua empleada fue menor, lo cual incide sobre la fracción másica de salida, obteniéndose mayor fracción de metanol a la salida de la torre de lavado cuando se emplea una cantidad de agua mínima requerida.

En este punto es importante resaltar la validación de la capacidad de la planta, lo cual se realizó mediante la relación obtenida entre la corriente de gas de reposición (*make up*) introducida al compresor y la capacidad de producción de cada planta.

En la Tabla N°21, se exponen los resultados obtenidos en la simulación y los obtenidos por el licenciante.

Tabla N° 21: Capacidad de la planta de metanol obtenida y capacidad del licenciante.

Proceso	Capacidad (ton/día)	Gas <i>Make up</i> (kgmol/h)	Relación (*)	Desviación
Licenciante	2.200	12.774,6	5,8	3,3%
Caso de estudio	7.258	43.560	6,0	

(*)Gas *make up* / Capacidad

Se puede observar en la Tabla N° 21, que la desviación del proceso obtenido en función del licenciante es de 3,3 %, por lo tanto se puede concluir que debido a que esta desviación es menor al 5%, los resultados obtenidos son considerados reproducibles.

IV.2.3 Balance de masa en la sección de síntesis de amoníaco

El proceso de obtención de amoníaco está conformado por las secciones de compresión, síntesis y refrigeración (ver Figura N°3). En la sección de compresión se eleva la presión y la temperatura a las condiciones demandadas en el reactor. En la Tabla N°22, se muestran las condiciones del gas de entrada y las condiciones del gas enviado a la sección de síntesis.

Tabla N° 22: Condiciones de entrada y salida de la sección de compresión.

Propiedad	Entrada	Salida
Temperatura (°C)	53	41
Presión (kPa)	2400	20009
Flujo Másico (kg/h)	34.345	33.929

En esta tabla se puede observar una disminución en el flujo másico, lo cual se debe a la disminución del contenido de agua en la corriente comprimida. Es importante mencionar que este proceso de obtención de amoníaco posee etapas de enfriamiento entre las etapas de compresión, que permitió condensar de manera efectiva parte del contenido de agua.

Esta corriente comprimida se direccionó al lazo de síntesis como gas de síntesis de reposición, donde intercambió calor de manera eficiente con parte del gas de producto del reactor, en la Tabla N°23 se muestran las composiciones de entrada y salida del reactor de síntesis de amoníaco.

Tabla N° 23: Composición de entrada y salida del reactor de síntesis de amoníaco del Caso de Estudio.

Parámetro	Entrada al reactor	Salida del reactor
Flujo molar (kgmol/h)	14.602	12.271
Composición (% molar)		
Hidrógeno	55,2	41,3
Nitrógeno	40,1	38,6
Amoníaco	4,8	20,1
Agua	0,0	0,0

En la Tabla N°24, se aprecia la composición a la entrada y salida del reactor de síntesis de amoníaco obtenida por el licenciante del proceso.

Tabla N° 24: Composición a la entrada y salida del reactor obtenida por el licenciente.

Parámetro	Entrada	Salida
Flujo molar (Nm ³ /h)	730.357	631.647
Composición (% molar)		
Hidrógeno	66,16	53,06
Nitrógeno	22,06	17,69
Argón	2,87	3,32
Metano	5,13	5,93
Amoníaco	3,78	20,0

Se observa que los valores de formación de amoníaco para el Caso de Estudio guardan relación con los reportados en la bibliografía, ya que a la salida del reactor se registran composiciones en amoníaco alrededor del 20% para el Caso de Estudio.

Esta corriente producto se envía a un lazo de refrigeración donde se le retira cierta cantidad de calor mediante una integración energética del proceso en una serie de intercambiadores de calor, con la finalidad de aprovechar de manera eficiente la energía que produce la reacción (reacción de carácter exotérmico). En la Tabla N°25, se puede observar la composición de la corriente enviada a la sección de refrigeración tanto del licenciente como el caso de estudio.

Tabla N° 25: Composición de la corriente de amoníaco obtenida, enviada a refrigeración.

Parámetro	Licenciente	Caso de Estudio
Temperatura (°C)	0	0
Presión (kPa)	20.200	19.910
Composición (% molar)		
Hidrógeno	0,56	1,00
Nitrógeno	0,25	0,40
Argón	0,06	0,00
Metano	0,22	0,00
Amoníaco	98,91	98,40
Agua	0,00	0,20

La discrepancia obtenida entre el proceso del licenciente y el Caso de Estudio, radica en que el primero (licenciente) parte de gas natural, por tal razón, contiene mayor cantidad de componentes contaminantes en comparación al caso de estudio. Dichos contaminantes

pueden observarse en la Tabla N°25, donde la corriente del Caso de Estudio consta de hidrógeno y nitrógeno netamente, mientras que la corriente reportada por el licenciante contiene fracciones de argón y metano. Es importante mencionar, que al igual que en el caso de obtención de metanol, realizar una simulación elaborada del reactor de síntesis de amoníaco, no forma parte de los alcances de este proyecto. Por ello, se simuló la planta de amoníaco con la finalidad de determinar la capacidad a una carga específica, conocer los consumos de vapor de media y alta presión, y los servicios industriales demandados por la planta.

Por otra parte, cabe resaltar que es necesario validar las relaciones de flujo de las simulaciones realizadas, respecto a las reportadas por el licenciante. Por tal razón, se emplea la misma estrategia aplicada en el proceso de obtención de metanol. A continuación en la Tabla N°26, se presentan las relaciones de flujos empleadas en este proceso.

Tabla N° 26: Relaciones de flujos empleadas en el proceso de obtención de amoníaco.

Proceso	Purga (**)	Reciclo(**)	Gas a sección de Refrigeración (**)
Licenciantes de Amoníaco(*)	3,42%	115,62%	15,68%
Caso de Estudio	1,81%	114,62	14,77%

(*)Manual de Licenciantes: Obtención de Productos Petroquímicos, Tecnoconsult S.A.

(**) La unidad es Nm³/h de la corriente / Nm³/h de salida del reactor.

Dado que la composición de alimentación del licenciante posee mayor número de componentes contaminantes (metano, argón), el valor de la purga fue mayor en comparación al caso de estudio; esta purga se retira con la finalidad de evitar la acumulación de inertes en el sistema, lo cual conlleva al incremento de la presión en el reactor. Mientras que en el caso de estudio la purga está dispuesta con la finalidad de mantener la presión en el lazo de síntesis.

Es importante resaltar la validación de la capacidad de la planta. Esto se realizó mediante la relación obtenida entre la cantidad de gas *make up* enviada al compresor y la capacidad de producción. En la Tabla N°27, se exponen los resultados obtenidos en la simulación y los obtenidos por el licenciante.

Tabla N° 27: Capacidad de la planta de amoníaco obtenida y capacidad del licenciante.

Proceso	Capacidad (ton/día)	Gas <i>Make up</i> (Nm ³ /h)	Relación (*)	Desviación
Licenciante	1787,08	219.821	123,00	2,47%
Caso de Estudio	714,96	85.760	119,95	

(*)Gas *make up* / Capacidad

Se puede observar en la Tabla N° 27, que la desviación del caso de estudio en función del licenciante es de 2,47 %, por lo que se puede concluir que debido a que esta desviación es menor al 5%, los resultados obtenidos son considerados aceptables y reproducibles.

El balance de masa detallado para las tres plantas está representado en el Apéndice A.

IV.3. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS

El diagrama de flujo de proceso incluye tres secciones integradas, las cuales son: la sección de generación de vapor de alta y media presión, sección de síntesis de metanol y síntesis de amoníaco.

A continuación se describe la filosofía de operación cada planta.

IV.3.1 Generación de Vapor

Se dispone de un tanque de almacenamiento de agua, T-101 A/B donde retornan todos los condensados de la planta e ingresa el agua de reposición. El agua en el tanque reservorio T-101 A/B es impulsada por la bomba P-101 A/B a una presión mayor a la presión de almacenamiento, luego es precalentada desde 25°C hasta 100°C en el intercambiador de calor E-101. Posteriormente, el agua de proceso ingresa a un tanque desaireador DH-101, a este tanque ingresa de igual manera vapor de baja presión para desorber el oxígeno contenido en el agua líquida; el agua líquida saturada (agua de caldera) que sale de DH-101 y es distribuida de manera eficiente hacia las calderas de generación de vapor de alta presión y de media presión: gasificación, HTS y para cubrir los requerimientos demandados de agua por la sección de generación de energía eléctrica: planta de HRSG.

La bomba P-102 A/B, suministra agua líquida comprimida hacia el economizador E-102 a 11.085 kPa de presión, mientras que la bomba P-103 A/B distribuye agua líquida comprimida a las calderas de generación de vapor de media. El vapor atraviesa la caldera, pasando por cinco (5) equipos que componen la unidad de recuperación de calor, inicialmente un economizador ya mencionado, posteriormente un domo V-101, una bomba P-104 A/B, un evaporador E-103 y un sobrecalentador E-104. En este sistema de generación de vapor de alta presión se producen dos corrientes: la corriente principal que se encuentra a condiciones de vapor sobrecalentado (10.690 kPa y 537,8 °C) y una corriente de purga.

Las unidades de generación de vapor de media presión, producen dos corrientes cada una. La corriente principal de las calderas a condición de vapor de media presión (3.338 kPa y 330°C) y una corriente de purga. Al igual que la unidad de generación de vapor de alta presión las unidades de vapor de media presión están compuestas internamente por cinco (5) equipos: un economizador, un separador, una bomba de circulación, un evaporador y un sobrecalentador (ver Apéndice A.4: Diagrama de Flujo de Proceso (DFP-002)).

El vapor de alta presión es enviado hacia un cabezal de alta presión. Del cual se desprenden cuatro corrientes (11, 12, 13 y 14), la primera (11) es enviada hacia el DFP-004, específicamente a la turbina de expansión de vapor KT-401 que se encuentra acoplada a los compresores de alta presión K-401 y K-402, dispuestos en la sección de síntesis de metanol. La segunda corriente (12) es enviada a la turbina para expandir el vapor KT-701 y accionar los compresores K-701. Por otra parte la corriente (13) es enviada a la turbina KT-901 que acciona el compresor K-702 que se encuentra en la sección de compresión de amoníaco (ver Apéndice A.4: DFP-007). La cuarta corriente (14), se envía a la válvula de expansión donde el vapor se lleva a vapor de media presión, este vapor es enfriado en E-301, hasta la temperatura de 330 °C, para ser introducido al cabezal de vapor de media. Adicionalmente, a este cabezal ingresan los vapores de media presión obtenidos en todo el complejo, incluyendo el vapor de media presión proveniente de las unidades de generación de vapor de media presión.

Posteriormente, del cabezal de vapor de media presión se desprenden tres (3) corrientes, la corriente principal (29), la cual representa alrededor del 48% del vapor producido, es enviada como servicio industrial demandado por otros equipos del complejo. Un 39% de este vapor de media es enviado a una planta de generación de energía eléctrica. Mientras que el resto (13 %) es enviado al cabezal de baja presión, con la finalidad de cubrir la demanda de vapor de baja presión del Parque Industrial.

Como se ha venido mencionando, este proceso de generación de vapor está asociado a las *secciones de obtención de metanol y amoníaco*. Es por ello que se elaboraron los diagramas de flujo de dichos procesos.

Obtención de metanol a partir de gas de síntesis.

El gas de síntesis previamente tratado en una planta de tratamiento de gases, que se encuentra ubicada fuera de los límites de batería de este proyecto, se comprime en el compresor K-401, dicho compresor consta de tres etapas de compresión. Cuando el gas de síntesis sale de la primera etapa de compresión es direccionado al enfriador con aire E-401 y al enfriador con agua de enfriamiento E-402; el condensado de la compresión es retirado en el tanque de separación V-401, para introducir la corriente gaseosa en la segunda etapa de compresión, posteriormente se enfría en los intercambiadores de calor E-403 y E-404, de igual forma el condensado es retirado en el tanque de separación de condensado V-402. El gas de síntesis se introduce en la tercera etapa de compresión del compresor K-401, para ser direccionado al reactor de síntesis de metanol, R-501.

Esta corriente que se alimenta al reactor (49) es previamente mezclada con una corriente reciclo rica en reaccionantes (gas reciclo). El producto de la mezcla origina una corriente (50), que intercambia energía en los equipos E-501, E-503 y E-502 con los productos del reactor de síntesis, antes de ser introducida al reactor de síntesis R-401. La reacción toma lugar sobre un reactor tipo Quench que emplea 5 lechos con enfriamiento inter-etapas.

La corriente que abandona el reactor R-501 es enfriada en el ventilador E-504 y enfriador E-505; se obtiene un mezcla líquido-vapor que es expandida en el tambor flash V-501. De este equipo se obtiene una corriente de tope que se envía al compresor K-402 y se mezcla con la

corriente (49); el producto de fondo del tambor es enviado a un segundo tambor donde se separa el metanol crudo que es enviado al tanque T-601, adicionalmente se obtiene del V-502 una corriente de venteo.

El metanol crudo es enviado al tanque T-601 A/B y bombeado hacia una torre de lavado C-601. Entre el tanque T-601 y la torre de lavado C-601 se encuentran dos equipos: la bomba P-601 y el intercambiador E-601 que acondicionan la presión y temperatura de la corriente a procesar, acorde a los requerimientos demandados por la torre de lavado. Esta torre de lavado, emplea agua de lavado de metanol, obteniéndose de C-601 una corriente rica en metanol con un porcentaje másico alrededor de 80% metanol y 20% en agua. Mientras que la corriente de tope está conformada por impurezas y trazas de metanol gas. El fondo de C-601 se envía a la torre de destilación C-602, para destilar el metanol hasta las especificaciones requeridas, mientras que la corriente de tope se envía hacia tratamiento de efluentes. El diagrama de proceso de obtención de metanol puede observarse en el apéndice B

Por otra parte, los compresores del proceso de obtención de amoníaco funcionan con turbinas a vapor acopladas. Por tal razón, se describe de manera similar al proceso de obtención de metanol, el proceso de *obtención de amoníaco*.

Obtención de amoníaco.

Una corriente de hidrógeno y amoníaco puro son mezcladas e introducidas a la primera etapa de compresión del compresor K-701, el mismo es accionado por la turbina KT-701 que emplea vapor de alta presión proveniente del cabezal de alta presión. De la primera etapa de compresión sale un gas de síntesis caliente que se enfría en el intercambiador de calor E-701, el condensado es retirado del proceso en el tambor flash V-701. Del tope del tambor sale una corriente gaseosa a la segunda etapa de compresión y posteriormente se enfría en el enfriador E-702. La corriente obtenida es expandida en V-702, en este equipo se separa el condensado producido, luego la corriente producto se envía a la tercera etapa de compresión para posteriormente ser direccionada a la sección de síntesis.

Análogo al proceso de obtención de metanol, la corriente que sale del compresor K-701 es mezclada con una corriente reciclo e intercambia calor en el equipo E-801, para ser expandida

en V-801 y obtener por el fondo una corriente producto rica en amoníaco. Mientras que por el tope de V-801 sale una corriente a comprimir en K-702, previamente enfriada en un intercambiador de calor E-802 (intercambiador proceso - proceso). La corriente que proviene de K-702 intercambia calor con los productos del reactor de síntesis R-801 en el intercambiador E-803, para aprovechar eficientemente la energía producida en la reacción exotérmica y se introduce en el reactor R-801. El producto de este vapor se envía a unas calderas de recuperación de calor que emplean agua de calderas para generar vapor.

Por otra parte, la corriente producto de V-801 se envía a un tanque separador V-901, donde se obtiene un producto de fondo rico en amoníaco y una corriente de venteo. El producto de fondo se bifurca en dos corrientes: una enviada como producto final, mientras que la otra se envía a V-902. La bomba P-901 A/B, impulsa amoníaco producto, mientras que la corriente de tope de V-902 se comprime en el compresor K-901, el cual es accionado por la turbina KT-901 que a su vez es impulsada por vapor proveniente del cabezal de alta presión.

Adicionalmente, se plantea la generación de energía eléctrica con el excedente de vapor de media presión generado en el sistema. Por tal razón, la corriente (30), es expandida en una turbina de generación de energía eléctrica, donde se obtuvo 245,3 MW, la turbina KT-1001, opera a 65% de eficiencia isentrópica, produciendo un vapor exhausto a condiciones de vacío, específicamente 5,08 kPa de presión y apropiadamente 33°C. Posteriormente el vapor exhausto es condensado en el condensador E-1001, hasta la temperatura de 25°C. Sin embargo, dicha corriente se encuentra a condiciones de vacío, por lo tanto se emplea una bomba de recirculación de agua condensada, P-1001, con la finalidad de aumentar la presión desde 5,08 kPa hasta 101,3 kPa (condiciones atmosféricas), y de esta manera queda descrito el ciclo de Rankine para la generación de potencia y energía eléctrica.

El diagrama de flujo del proceso puede observarse en el Apéndice B.

IV. 4 CONSUMOS DE INSUMOS PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN Y SERVICIOS INDUSTRIALES DE LOS PROCESOS.

Como fue descrito en la metodología de trabajo, los servicios industriales determinados fueron los siguientes:

- (a) Electricidad
- (b) Agua: proceso, desmineralizada, enfriamiento y potable.
- (c) Vapor: media y alta presión
- (d) Aire comprimido

A continuación, en la Tabla N°28 se presentan los requerimientos de energía eléctrica de cada una de las unidades descritas anteriormente.

Tabla N° 28: Consumo energético de cada una de las plantas.

Planta	Consumo Energético (kJ/h)	Consumo Eléctrico (MW)
Generación de vapor de alta y media presión	49.517.270	13,75
Proceso de obtención de metanol	146.037.430	40,56
Proceso de obtención de amoníaco	7115	0,02

Es apreciable que la planta de metanol consume mayor energía en comparación a las otras dos plantas, ya que se dispone de una serie de intercambiadores de calor que utilizan aire para enfriar (*fin fan cooler*), dichos intercambiadores requieren energía eléctrica. Por otra parte, se requiere operar las bombas que están dispuestas en la columna de destilación y la columna de extracción.

Aunque el proceso de generación de vapor no requiere enfriadores de aire, el alto consumo en este proceso se debe al uso de bombas para trasladar el agua en todo el sistema. Se requieren bombas tanto para realizar la circulación de los fluidos principales como para recircular el agua y cerrar el ciclo Rankine que gobierna el proceso.

El bajo consumo energético en el proceso de obtención de amoníaco se debe a que en este sistema no se emplearon intercambiadores de aire con motor eléctrico (*fin fan cooler*); y solo se tiene una bomba para trasladar el amoníaco líquido producto hacia almacenamiento.

En otro orden de ideas, el consumo de agua abarca el agua potable, agua de proceso, agua desmineralizada y agua de enfriamiento; en la Tabla N°29, se presentan los consumos de agua de cada una de las plantas.

Tabla N° 29: Consumo de agua de cada una de las plantas.

Planta	Potable (m³/h)	Proceso (m³/h)	Demi y condensado (m³/h)	Enfriamiento (m³/h)
Generación de vapor de alta y media presión	0,63	0,00	3.589	156.400
Proceso de obtención de metanol	1,26	27,10	0,00	83.670
Proceso de obtención de amoníaco	0,84	0,00	0,00	2.454

La cantidad de agua potable viene dada por el tamaño de cada planta. En la Tabla N°21, se puede observar la capacidad de la planta de metanol. Esta se encuentra en el orden de magnitud de 7.000 t/d, lo cual nos indica que tiene mayor tamaño que las otras dos, es por ello que a esta planta se le asignó el mayor número de estaciones de servicios, el cual fue de seis. Por otra parte, la planta de amoníaco consume mayor agua potable que el proceso de generación de vapor, ya que esta posee cuatro estaciones de servicio. Mientras que a la planta de producción de vapor se le asignó dos estaciones de servicio; si bien es cierto que esta planta tiene gran cantidad de equipos, la misma se encuentra acoplada a la sección de gasificación de coque, por lo tanto, el número de estaciones de servicio es bajo. (Manual de Servicios Industriales Tecnoconsult S.A, 2.011).

Se puede apreciar en la Tabla N° 29, que el consumo de agua demi (desmi o desmineralizada) en el proceso de generación de vapor es exorbitante, ya que el agua es el único insumo demandado por la planta, lo cual se traduce a grandes volúmenes de agua para enfriar el gas de síntesis de manera eficiente. La mayor cantidad de agua de proceso empleada en la obtención de metanol, se demanda en la torre de lavado para arrastrar el metanol, por el carácter miscible metanol- agua. Por otra parte, el proceso de síntesis de amoníaco no requiere agua de proceso en ningún equipo.

El proceso de generación de vapor demanda mayores cantidades de agua de enfriamiento (ver Tabla N°29) en comparación a los otros dos procesos estudiados, ya que se requiere enfriar

un gran volumen de vapor exhausto que proviene de la turbina, esta cantidad de energía debe realizar el cambio de fase de vapor a líquido y a su vez disminuir la temperatura. Por tal razón, se demandan grandes volúmenes de agua de enfriamiento en este proceso.

En el proceso de obtención de metanol se requieren grandes cantidades de agua de enfriamiento, ya que el proceso cuenta con una serie de intercambiadores de calor que enfrían el gas comprimido. Por otra parte, aguas abajo del reactor de síntesis se emplean intercambiadores de calor adicionales para enfriar de manera eficiente los gases que salen del reactor de síntesis.

Sin embargo, el número de intercambiadores de calor que emplean agua de enfriamiento utilizados en la síntesis de amoníaco es menor, ya que muchos de los equipos de intercambio de calor de este proceso emplean amoníaco como refrigerante.

Otro de los servicios de gran importancia que se debe conocer está relacionado con el consumo de vapor de media y alta presión de las plantas antes descritas. Por tal razón, en la Tabla N°30 se muestran los consumos de vapor para cada una de las plantas simuladas.

Tabla N° 30: Consumo de vapor de media y alta presión en cada una de las plantas.

Planta	Media Presión (kg/h)	Alta Presión (kg/h)	Alta Presión (*) (kg/h)
Generación de vapor de alta y media presión	613.192	0.0	0,0
Proceso de obtención de Metanol	0,0	650.500	987.280
Proceso de obtención de Amoníaco	3,5	0,0	131.560

(*) Consumo de vapor de alta presión de los compresores de cada planta.

El vapor de media presión empleado en la generación de vapor de media y alta presión es utilizado en el intercambiador E-101, este intercambiador precalienta el agua desmineralizada antes de ser introducida al desaireador. Este consumo de vapor es significativo (ver Tabla N°30), ya que la cantidad de agua a precalentar debe abastecer las cuatro calderas de generación de vapor, tanto de alta presión como de media presión.

En el proceso de síntesis de amoníaco se requiere vapor de media presión para accionar la bomba P-901 A/B y de esta manera trasladar el amoníaco producto. Este consumo de vapor es bajo, ya que solo está destinado a la operación de una bomba.

En la Tabla N°30, se presentan dos consumos de vapor de alta, el primer consumo representa el vapor consumido en los equipos distintos a las turbinas. Se puede apreciar que solamente la planta de obtención de metanol demanda vapor de alta presión, esto se debe particularmente a que este proceso tiene una columna de destilación que tiene asociado un rehervidor que utiliza vapor de alta presión, a diferencia de los demás procesos que no demandan este servicio.

La última columna de la Tabla N°30, representa el vapor de alta presión demandado por los compresores de gas de síntesis. El proceso de obtención de metanol demanda mayor cantidad de vapor de alta presión, ya que en este proceso se comprime una carga mayor de gas de síntesis. Mientras que el volumen a comprimir en el caso de obtención de amoníaco es menor.

El último servicio industrial considerado es la cantidad de aire comprimido requerido para accionar las válvulas de control presente de cada uno de los equipos que poseen instrumentación. La Tabla N°31 representa el número de lazos de control de cada planta y el flujo de aire en condiciones estándar requerido por cada lazo de control, para el correcto funcionamiento de cada una de las plantas.

Tabla N° 31: Aire comprimido requerido por cada una de las plantas.

Planta	Lazos de control	Aire comprimido requerido (Sm ³ /h)
Generación de vapor de alta y media presión	20	6,0
Proceso de obtención de metanol	26	7,8
Proceso de obtención de amoníaco	16	4,8

Se puede observar, en la Tabla anterior que el aire comprimido es directamente proporcional al número de lazos de control presentes en el proceso.

Es importante mencionar que la obtención de metanol posee mayor número de lazos de control debido a que en este proceso existe una sección de separación de productos que requiere un

estricto control en las columnas de destilación y torre de lavado. Mientras que los lazos de control utilizados en la generación de vapor, están relacionados con el control de presión en los cabezales que distribuyen el vapor.

En la misma línea de ideas, los lazos de control considerados en el proceso de obtención de amoníaco están relacionados con la sección de compresión de gas de síntesis y en los separadores asociados al proceso, es por ello que posee menor consumo de aire comprimido.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En el siguiente capítulo se presenta una serie de conclusiones que surgen a partir de los resultados obtenidos:

- El proceso de generación de vapor consume altas cantidades de vapor de media presión como fluido de intercambio de calor.
- Debido al número de calderas presentes en el sistema de generación de vapor, se demanda altos consumos de agua desmineralizada.
- El proceso de generación de vapor depende de manera exhaustiva de la unidad de gasificación de coque como fuente de calor.
- El sistema de generación de vapor demanda altos volúmenes de agua de enfriamiento, el cual es un paso importante para la condensación del vapor exhausto proveniente de la turbina de generación de energía, y a su vez finiquita el ciclo de Rankine.
- El parque industrial planteado es autosustentable en cuanto al consumo de vapor y energía eléctrica.
- Se logró validar el proceso de obtención de metanol asociado a un complejo de gasificación de coque de petróleo, mediante el empleo de un modelo de simulación.
- La planta de metanol consume vapor de alta presión en grandes proporciones como fluido de intercambio de calor.
- El proceso de obtención de metanol demanda altos volúmenes de agua de enfriamiento que se utiliza en el condensador de la columna de destilación.
- Se logró validar el proceso de obtención de amoníaco asociado a un complejo de gasificación de coque de petróleo, utilizando un modelo de simulación.
- El flujo de purga en el lazo de síntesis de amoníaco es bajo, debido al nivel de contaminantes presentes en la corriente de gas de síntesis.
- Se pueden obtener alrededor de 245 MW de energía eléctrica, mediante la expansión de vapor de media presión excedente.

RECOMENDACIONES

Al finalizar el presente Trabajo Especial de Grado, surgieron diferentes recomendaciones que persigue mejorar algunas etapas de la actual investigación. Las mismas se presentan a continuación:

- Evaluar la posibilidad de emplear gas de síntesis caliente proveniente de la etapa de gasificación de coque de petróleo en el intercambiador de calor E-101, que actúa como precalentador de agua desmineralizada, a fin de minimizar los requerimientos de vapor de media presión en la generación de vapor.
- Evaluar la posibilidad de emplear gas de síntesis caliente proveniente de la gasificación de coque de petróleo, en el rehervidor E-604 de la columna de destilación de la planta de metanol, a fin de minimizar los requerimientos de vapor de alta presión en la obtención de metanol.
- Realizar un estudio de optimización de la distribución del vapor de alta y media presión para la generación de energía eléctrica.
- Realizar un análisis de optimización térmico, integrando todas las secciones que conforman los procesos de generación de vapor, obtención de metanol y obtención de amoníaco.
- Debido al déficit eléctrico nacional que existe, se plantea profundizar en la valoración económica de la generación de energía eléctrica que se obtiene en este complejo para su exportación.
- Realizar un estudio detallado de los reactores de síntesis de metanol y síntesis de amoníaco, tomando en cuenta la cinética de las reacciones, el uso del catalizador y la desactivación del mismo en el tiempo. Así como el impacto de la variación de temperatura y presión en la capacidad.

BIBLIOGRAFÍA

Achabal, D., & Navas, A. (2005). Diseño de un programa de simulación de una central termoeléctrica a vapor, Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible: <http://saber.ucv.ve/jspui/handle/123456789/6979> [Consulta: 2015, junio 15]

Black, V. (1996). Power Plant Engineering. Steam Generators. United States of America. 185 p.

Bohórquez, A. (2009). Estudio de Factibilidad de esquemas de Proceso para la Producción de Energía, Hidrógeno e Hidrocarburos Líquidos a partir de la Gasificación del Coque Generado en los Mejoradores de Jose. Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible: http://bibliogyp.ing.ucv.ve/cgi-win/be_alex.exe?Acceso=T041600001711/0&Nombrebd=bfiequcv&Sesion=177303447. [Consultado: 2015, abril 06]

Briceño, G., & Paz, D. (2000). Análisis y Modificación del Proceso de Síntesis de Amoníaco PEQUIVEN - EL TABLAZO. Trabajo Especial de Grado, Universidad de los Andes. Mérida. Disponible: <http://www.bdigital.ula.ve/busquedas/DocumentoRedi.js?file=3285&type=ArchivoDocumento&view=pdf&docu=26400&col=5>. [Consulta: 2015, mayo 20].

Campos, J., & Gómez, A. (s.f). Ahorro de Energía en la Industria de Amoníaco. Obtenida el 20 de mayo de 2.015, de <http://www.si3ea.gov.com/Portals/0/Gie/Procesos/amoníaco.pdf>

Chang, R. (2007). Química. Termodinámica. México. 729p.

Díaz, A. (2009). EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE PROTECCIONES PARA EL HORNO REFORMADOR Y COMPRESORES DE PROCESOS DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METANOL. Trabajo Especial de Grado, Universidad de Oriente. Barcelona. Disponible: <http://ri.bib.udo.edu.ve/bitstream/123456789/2500/1/09-TESIS.IQ009.D32.pdf>. [Consultado: 2015, junio 01].

Fahim, M. (2010). Fundamentals of Petroleum Refining. Refining Processes. Amsterdam. 4p.

Fernandez, I., & Arsenio, R. (2012). Centrales de Generación de Energía Eléctrica . Obtenido el 17 de agosto de 2015, de ocw.unican.es/enseñanzas-tecnicas/centrales-de-generacion-de-energia-electrica/materiales/bloque-eneria-III.pdf.

Goswami, Y. y Kreith, P. (2007). Energy Conversion. Steam Power Plant. London: 8.1 p.

Invensys. (2013). Application Guide. Ammonia Process. Obtenida el 27 de marzo de 2015, de http://iom.invensys.com/EN/pdfLibrary/AppSolution_Triconex_AmmoniaProcess.pdf.

Klein, A., & Themelis, N. (2003). Energy Recovery from Municipal Solid Wastes by Gasification. Obtenida el 12 de mayo de 2.015, de <http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/NAWTEC-gasification-klein.pdf>.

Kum, H. (2013). Mejoradores de Crudos Pesados.[Presentación en Power Point]. Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería Química. Caracas.

Liset, Y. (2011). EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CONDENSACIÓN DE VAPOR EXHAUSTO PROVENIENTE DE LAS TURBINAS DE VAPOR EN UNA PLANTA PRODUCTORA DE AMONÍACO Y UREA. Trabajo Especial de Grado, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz. Disponible: <http://ri.bib.udo.edu.ve/bitstream/123456789/2510/1/TESIS.IQ011.A302.pdf> [Consultado: 2015, abril 07]

López, O. P. (2012). Calderas y Generadores de Vapor. Obtenida el 5 de mayo de 2015, de <https://www.google.co.ve/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=5&ved=0CDEQFjAEahUKEwiWYev2n6zIAhVImYAKHS4NDeg&url=http%3A%2F%2Fwww.enavales.com%2Findex.php%2Fdocumentaci%25C3%25B3n-ingenier%25C3%25ADa-arquitectura-naval%2Fcategory%2F14-generadores-de-vapor-e-instalaciones-frigorificas-calderas-marinas.html%3Fdownload%3D29%3Acalderas-marinas&usq=AFQjCNHyk3hvygbA775BVS9LvMJf9CSYnQ&bvm=bv.104317490,d.eXY&cad=rja>

Maréchal, F., Heyen, G., & Kalitventzeff, B. (1997). Energy Savings in Methanol Synthesis: Use of Heat Integration Techniques and Simulation Tools. Great Britain

Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino. (2009). Mejores Técnicas Disponibles de referencia europea Industria Química inorgánica de gran volumen de producción (Amoníaco, ácidos y fertilizantes). Obtenido el 25 de Mayo de 2015, de <http://www.prtr.es.es/data/images/LVIC-AAF-FINAL.pdf>

Molina, G., Rosales, A., & Papa, J. (2014). Modelado matemático de un reactor de síntesis de metanol con interenfriamiento y desactivación de catalizador. Obtenido el 06 de agosto de 2015, de <http://www.journals.unam.mx/index.php/ingenieria/article/view/45893>

MÓSTOLES, C. d. (2012). Calderas Industriales Eficientes. Obtenida el 21 de abril de 2015, de <http://www.fenercom.com/pdf/publicaciones/Guia-basica-calderas.industriales-eficientes-fenercom-2013.pdf>.

Páez, R. (2013). Petróleo, composición y propiedades. [Presentación en Power Point]. Statoil. Puerto La Cruz.

Pérez, H. (2009). PEMEX Petroquímica. Obtenido el 28 de abril de 2015, de www.ptq.pemex.com/productosyservicios/productos/paginas/amoniac.aspx

Planas, J. (2011). EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO DE INYECCIÓN DE CO₂, DETERMINANDO LOS CUELLOS DE BOTELLA EN LA PLANTA DE METANOL DE METOR S.A.Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela, Caracas. Disponible: <http://saber.ucv.ve/jspui/handle/123456789/539>. [Consultado: 2015, Mayo 19].

Rocha, G. (2008). Resultados de la Simulación de Gasificación del Coque de Petróleo Mexicano de la Refinería de Ciudad Madero y Cadereyta. Obtenido el 19 de marzo de 2015, de <http://www.journals.unam.mx/index.php/ingenieria/article/view/13490/0>.

Rodríguez, L. J. (2014). "Gasificación como alternativa para la valorización de coque, crudos pesados y extrapesados". PDVSA, Intevep. 20 p.

Romero, T. (2014). Procesos Petroquímicos, Síntesis de Metanol. [Presentación Power Point]. Universidad Central de Venezuela, Escuela de Ingeniería química. Caracas.

Sánchez, R., & González, F. (2011). Control de un Generador de Vapor Didáctico. Trabajo Especial de Grado, Instituto Politecnico Nacional. Ciudad de México. Disponible: <http://tesis.ipn.mx/jspui/bitstream/123456789/9652/1/86.pdf>. [Consultado: 2015, mayo 11]

Spinelli, K. (2003). Estudio para la Optimización del Sistema de Generación de Vapor de un Hospital. Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible: <http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/6710/1/TRABAJO%20ESPECIAL%20DE%20GRADO.pdf>. [Consultado: 2015, mayo 08].

THERMAL Engineering LTDA. (2013). Tratamiento de Agua para Calderas. Obtenida el 22 de agosto de 2015, de <http://tic.uis.edu.co/ava/agua%20caldera/agua%20para%20calderas.pdf>.

Tirado, M. (2011). Generadores de Vapor. Obtenido el 14 de Mayo de 2015, de <https://es.scribd.com/doc/53903277/10/COMPONENTES-PRINCIPALES-DE-UN-GENERADOR-DE-VAPOR>

Vandagriff, R. (2001). Practical Guide to Industrial Boiler Systems. Obtenido el 23 de marzo de 2015, de https://books.google.com/books/about/Practical_Guide_to_Industrial_boiler_Sys.html?id=RJCveJulpCgC.

Vásquez, B. (2014). Aprovechamiento del Coque de Petróleo en la Generación de Energía y en la Manufactura de Productos Petroquímicos en Venezuela. Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela. Caracas. Disponible: <http://saber.ucv.ve/jspui/handle/123456789/9140>. [Consultado: 2015, marzo 17]

APÉNDICE

APÉNDICE A. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA CORRESPONDIENTES A LOS ESQUEMAS DE PROCESOS DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, JUNTOS A LAS UNIDADES DE SÍNTESIS DE METANOL Y AMONIACO, EMPLEANDO HYSYS.

A.1 Balance de masa en la Generación de Vapor de Alta y Media Presión.

Nombre	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Fracción de Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Temperatura [C]	25	25	25	25	100	130	130	130	538	316	538	538	538	538	499	378	130
Presión [kPa]	101	101	101	271	271	271	271	11085	10693	10693	10693	10693	10693	10693	3239	3245	271
Flujo Molar [kgmol/h]	193393	5449	198842	198842	198842	198842	163988	163988	159069	4919	54803	7184	119	96963	96963	96963	34854
Flujo Másico [kg/h]	3483997	98163	3582157	3582157	3582157	3582157	2954260	2954262	2865642	88620	987280	129420	2140	1746802	1746802	1746802	627897
Flujo Volumétrico [m3/h]	3491	98	3589	3589	3589	3589	2960	2960	2871	89	989	130	2	1750	1750	1750	629
Entalpia Másica [kJ/kg]	-12847	-15885	-15888	-15888	-15562	-15429	-15429	-15421	-12520		-12520	-12520	-12520	-12520	-12520	-12789	-15429
Capacidad de Calor Másica [kJ/kg-C]	2,06	4,31	4,31	4,31	4,40	4,49	4,49	4,45	2,51		2,51	2,51	2,51	2,51	2,25	2,22	4,49
Viscosidad [Pa-s]	2,14E-05	8,77E-04	8,90E-04	8,90E-04	2,79E-04	2,11E-04	2,11E-04	2,11E-04	3,11E-05		3,11E-05	3,11E-05	3,11E-05	3,11E-05	2,87E-05	2,38E-05	2,11E-04
Composición Molar del Agua (%)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Nombre	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
Fracción de Vapor	0	0	1	1	0	1	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	131	130	330	241	117	330	241	130	330	330	350	371	371	371	351	180	180
Presión [kPa]	3534	3338	3338	3338	3338	3239	3239	3236	3338	3239	3534	3218	3218	3218	886	866	866
Flujo Molar [kgmol/h]	34854	6577	6380	197	11082	10750	332	17195	6380	10748	17197	91978	74798	4436	4436	4436	1782
Flujo Másico [kg/h]	627897	118484	114929	3555	199650	193662	5988	309763	114936	193619	309800	1657000	1347500	79917	79917	79917	32100
Flujo Volumétrico [m3/h]	629	119	115	4	200	194	6	310	115	194	310	1660	1350	80	80	80	32
Entalpia Másica [kJ/kg]	-15424	-15426	-12899		-15485	-12897		-15427	-12899	-12897	-12858	-12805	-12805	-12805	-12805	-13155	-13155
Capacidad de Calor Másica [kJ/kg-C]	4,48	4,48	2,24		4,43	2,23		4,48	2,24	2,23	2,24	2,22	2,22	2,22	2,09	2,03	2,03
Viscosidad [Pa-s]	2,10E-04	2,11E-04	2,16E-05		2,36E-04	2,16E-05		2,11E-04	2,16E-05	2,16E-05	2,26E-05	2,36E-05	2,36E-05	2,36E-05	2,30E-05	1,50E-05	1,50E-05
Composición Molar del Agua (%)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Nombre	34	35	36	37	38	39
Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	180	180	180	378	378	378
Presión [kPa]	866	866	866	3238	3218	3246
Flujo Molar [kgmol/h]	1782	1782	872	54803	7184	119
Flujo Másico [kg/h]	32100	32100	15717	987280	129420	2140
Flujo Volumétrico [m3/h]	32	32	16	989	130	2
Entalpia Másica [kJ/kg]	-13155	-13155	-13155	-12790	-12790	-12789
Capacidad de Calor Másica [kJ/kg-C]	2,03	2,03	2,03	2,22	2,22	2,22
Viscosidad [Pa-s]	1,50E-05	1,50E-05	1,50E-05	2,38E-05	2,38E-05	2,38E-05
Composición Molar del Agua (%)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

A.2 Balance de Masa en el Proceso de Obtención de Metanol

Nombre	42	43	44	45	46	47	48	49	52	53	54	55	56	57
Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	55	39	39	119	114	39	39	100	120	120	120	120	120	225
Presión [kPa]	3239	3367	3367	6319	6294	6270	6270	10104	10006	10006	10006	10006	10006	9908
Flujo Molar [kgmol/h]	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	106812	29008	36743	46532	64462	106812
Flujo Másico[kg/h]	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	492908	133863	169557	214730	297473	492908
Flujo Volumétrico [m3/h]	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	3179	863	1094	1385	1919	3179
Entalpía Másica [kJ/kg]	-3213	-3269	-3269	-2984	-3003	-3267	-3267	-3047	-2752	-2752	-2752	-2752	-2752	-2082
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	3	3	3	4	4	4	4	4	6	6	6	6	6	6
Viscosidad [Pa-s]	1,18E-05	1,14E-05	1,14E-05	1,39E-05	1,37E-05	1,15E-05	1,15E-05	1,35E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,47E-05
Composición Molar														
Hidrógeno	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912
Agua	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063
CO ₂	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019
CH ₃ OH	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006





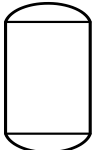
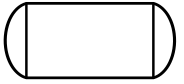
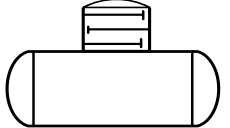
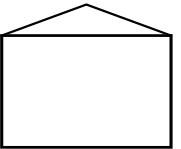
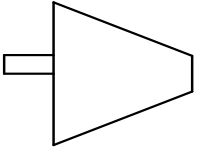
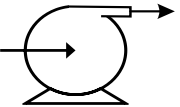
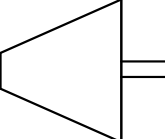
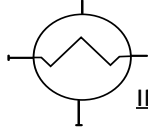
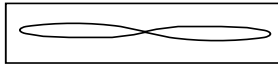
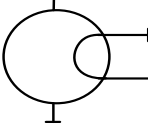
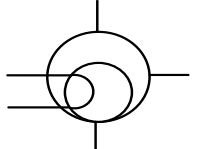

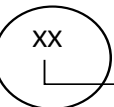
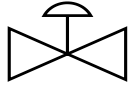
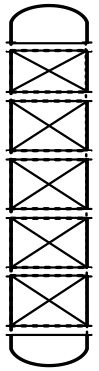
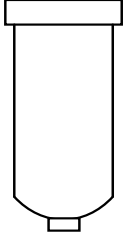
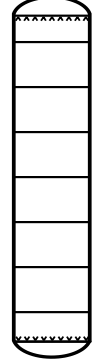


Nombre	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	73	74	75	118
Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1	0	0	1	1	0	0	0	0
Temperatura [C]	258	218	170	110	103	45	45	48	45	53	64	110	68	25
Presión [kPa]	9908	9810	9761	9712	9677	9677	9677	445	9677	10045	146	170	173	101
Flujo Molar [kgmol/h]	265624	265624	265624	265624	265624	265624	11507	11440	254117	240000	12906	3432	9474	1500
Flujo Másico[kg/h]	1308523	1308523	1308523	1308523	1308523	1308523	342371	341266	966152	912478	366882	62880	304002	27023
Flujo Volumétrico [m3/h]	7917	7917	7917	7917	7917	7917	423	420	7494	7078	446	64	382	27
Entalpía Másica [kJ/kg]	-2499	-2752	-3047	-3433	-3526	-4149	-8310	-8314	-2675	-2612	-8797	-15199	-7423	-15895
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	6	6	6	6	6	7	4	4	8	8	4	5	4	4
Viscosidad [Pa-s]	1,52E-05	1,43E-05	1,31E-05	-----	-----	-----	4,35E-04	4,23E-04	1,00E-05	1,02E-05	3,61E-04	2,39E-04	3,15E-04	8,90E-04
Composición Molar														
Hidrógeno	0,900	0,900	0,900	0,900	0,900	0,900	0,004	0,000	0,940	0,940	0,000	0,000	0,000	0
Agua	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,162	0,162	0,000	0,000	0,260	0,978	0,000	1
CO	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,001	0,000	0,042	0,042	0,000	0,000	0,000	0
CO ₂	0,013	0,013	0,013	0,013	0,013	0,013	0,007	0,006	0,014	0,014	0,003	0,000	0,004	0
CH ₃ OH	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,827	0,831	0,004	0,004	0,737	0,022	0,996	0

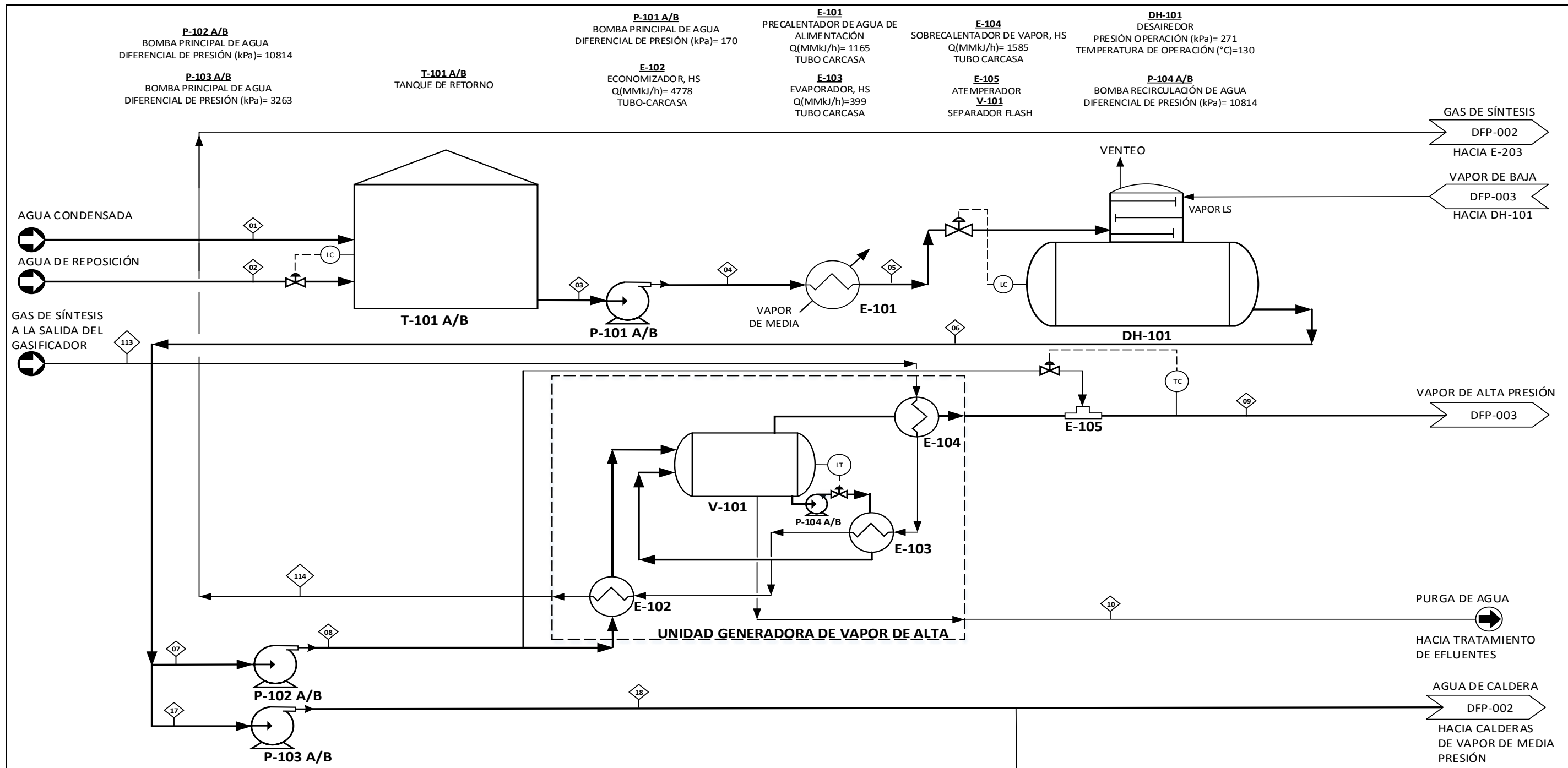
A.3 Balance de Masa en el Proceso de Obtención de Amoníaco.

Nombre	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94
Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0,93	0,92	0,00	1,00	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	33	110	53	159	45	45	164	30	30	41	9	0	0	0	35	40	228	448	340
Presión[kPa]	2400	3000	2400	5083	5073	5073	11869	11869	11869	20009	20009	19911	19911	19911	19911	20695	20695	20695	20499
Flujo Molar [kgmol/h]	2854	1019	3873	3873	3873	3826	3826	3826	3826	3826	10050	10050	1812	14062	14062	14062	14062	12271	12271
Flujo Másico [kg/h]	5800	28545	34345	34345	34345	33929	33929	33929	33929	33929	127676	127676	30667	184837	184837	184837	184837	184854	184854
Flujo Volumétrico [m3/h]	82	35	118	118	118	116	116	116	116	116	309	309	50	438	438	438	438	379	379
Entapía Másica [kJ/kg]	-7,43	84,83	69,25	415,43	38,90	38,90	432,72	-16,48	-16,48	18,66	-639,31	-688,31	-4013,36	-262,13	-174,17	-163,51	290,66	290,71	42,11
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	14,08	1,09	3,27	3,31	3,31	3,31	3,35	3,40	3,40	3,46	2,86	2,90	4,53	2,55	2,48	2,48	2,38	2,33	2,29
Viscosidad [Pa-s]	8,97E-06	2,23E-05	1,16E-05	1,48E-05	1,14E-05	1,14E-05	1,52E-05	1,14E-05	1,14E-05	1,22E-05	---	---	1,59E-04	1,38E-05	1,45E-05	1,46E-05	1,96E-05	2,54E-05	2,25E-05
Composicion Molar																			
Hidrógeno	0,999	0,000	0,736	0,736	0,736	0,736	0,736	0,736	0,736	0,736	0,536	0,536	0,010	0,552	0,552	0,552	0,552	0,413	0,413
Nitrógeno	0,000	1,000	0,263	0,263	0,263	0,263	0,263	0,263	0,263	0,263	0,339	0,339	0,004	0,401	0,401	0,401	0,401	0,386	0,386
Amoniaco	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,124	0,124	0,984	0,048	0,048	0,048	0,048	0,201	0,201
Agua	0,001	0,000	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Nombre	95	96	97	98	99	100	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111	112	119	120
Fracción de Vapor	1	1	0,93	0,88	0,85	0,85	0,85	0,84	0	1	0	0	0	0	0	1	1	0	1	1
Temperatura [C]	257	61	39	24	11	11	11	0	0	0	4	4	4	-38	-38	-38	151	30	45	30
Presión[kPa]	20499	20499	20499	20499	20401	20401	20401	19911	19911	19911	2553	2553	2553	106	592	106	1965	1965	5073	1965
Flujo Molar [kgmol/h]	12271	12271	12271	12271	12271	6223	6048	6048	981	223	1784	504	1280	438	438	94	94	32	47	62
Flujo Másico [kg/h]	184854	184854	184854	184854	184854	93747	91106	91106	16633	3279	30350	8567	21783	7465	7465	1419	1419	539	416	880
Flujo Volumétrico [m3/h]	379	379	379	379	379	192	187	187	27	7	49	14	35	12	12	3	3	0,88	1	2
Entapía Másica [kJ/kg]	-147,64	-602,63	-719,57	-809,47	-877,44	-877,44	-877,44	-926,91	-3986,80	-243,49	-4045,31	-4045,31	-4045,31	-4244,70	-4243,74	-2408,11	-2001,18	-3898	38,90	-2037,96
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	2,28	2,44	2,58	2,66	2,70	2,70	2,70	2,72	4,52	2,32	4,72	4,72	4,72	4,43	4,43	2,19	2,53	5,09	3,31	2,55
Viscosidad [Pa-s]	2,04E-05	1,63E-05	---	---	---	---	---	---	1,59E-04	1,49E-05	1,58E-04	1,58E-04	1,58E-04	2,61E-04	2,61E-04	7,46E-06	1,41E-05	1,18E-04	1,14E-05	1,07E-05
Composicion Molar																				
Hidrógeno	0,413	0,413	0,413	0,413	0,413	0,413	0,413	0,413	0,009	0,492	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,178	0,178	0,0009	0,736	0,268
Nitrógeno	0,386	0,386	0,386	0,386	0,386	0,386	0,386	0,386	0,005	0,460	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,071	0,071	0,0003	0,263	0,108
Amoniaco	0,201	0,201	0,201	0,201	0,201	0,201	0,201	0,201	0,986	0,049	0,996	0,996	0,996	0,998	0,998	0,751	0,751	0,9988	0,000	0,625
Agua	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000	0,0000	0,001	0,000

APÉNDICE B. DIAGRAMAS DE FLUJO DE LOS PROCESOS

CONECTORES DE DIBUJO  <u>ENTRADA AL PROCESO</u>  <u>PRODUCTOS Y SALIDA LÍMITES DE BATERÍAS</u>  <u>NUMERACIÓN DE CORRIENTES DE PROCESO</u>  <u>DIB. No. DESDE/HACÍA</u> <u>CORRIENTE DE FLUIDO ORIGEN/DESTINO</u>		SEPARADORES Y ACUMULADORES  <u>SEPARADOR</u>  <u>TAMBOR HORIZONTAL</u>  <u>TANQUE DESAIREADOR</u>  <u>TANQUE DE ALMACENAMIENTO</u>		EQUIPOS ROTATORIOS  <u>COMPRESOR</u>  <u>BOMBAS</u>  <u>TURBINA</u>		NOTAS GENERALES 1. LA DESIGNACIÓN DE LAS CORRIENTES, LAZOS DE CONTROL Y NOMBRE DE EQUIPOS CORRESPONDEN A LO ESTABLECIDO EN EL MANUAL DE INGENIERÍA DE DISEÑO, PDVSA.	
EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR  <u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>  <u>ENFRIADORES (AIRE)</u>  <u>ENFRIADORES</u>  <u>TIPO KETTLE</u>  <u>ATEMPERADOR</u>		INSTRUMENTACIÓN  <u>VARIABLE A CONTROLAR</u>  <u>VÁLVULA DE CONTROL</u>		RECIPIENTES A PRESIÓN/REACTORES  <u>REACTOR TIPO QUENCH</u>  <u>REACTOR TIPO QUENCH</u>  <u>TORRE DESTILACIÓN TORRE DE LAVADO</u>			
NOTAS:	Dibujado: Martínez Walter	Fecha:03/09/2015	TÍTULO: DIAGRAMA DE SIMBOLOGÍA DE EQUIPOS DE PROCESO		PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.		
	Revisado: Núñez Gerardo	Fecha:15/09/2015	Escala: N/A	Documento No.:	 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	Aprobado: Núñez Gerardo	Fecha:17/09/2015					



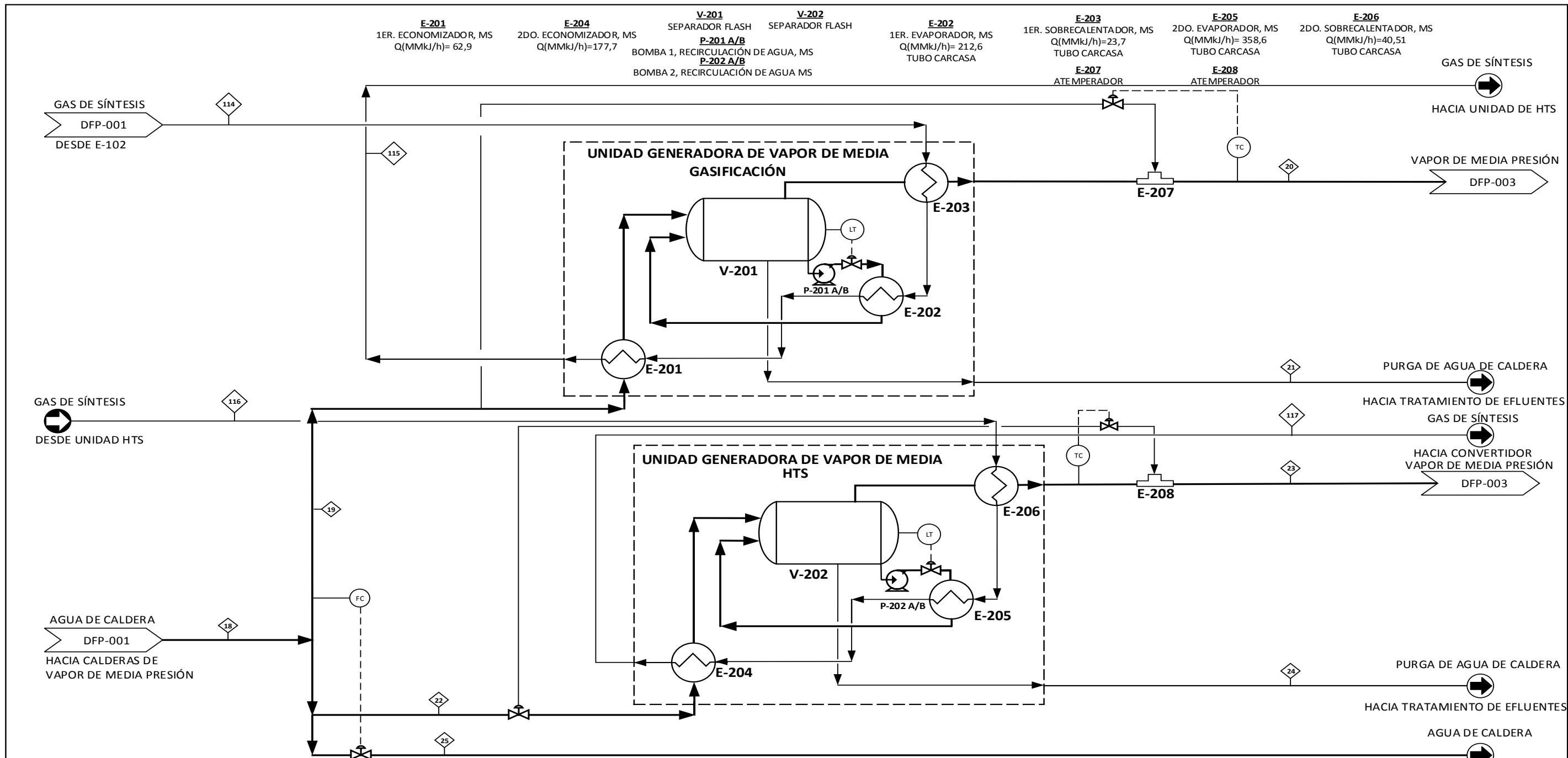
Nombre	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	17	18
Fracción de Vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0
Temperatura [C]	25	25	25	25	100	130	130	130	538	316	130	131
Presión [kPa]	101	101	101	271	271	271	271	11085	10693	10693	271	3534
Flujo Molar [kgmol/h]	193393	5449	198842	198842	198842	198842	163988	163988	159069	4919	34854	34854
Flujo Másico [kg/h]	3483997	98163	3582157	3582157	3582157	3582157	2954260	2954262	2865642	88620	627897	627897
Flujo Volumétrico [m³/h]	3491	98	3589	3589	3589	3589	2960	2960	2871	89	629	629
Flujo de Calor [kJ/h]	-4.48E+10	-1.56E+09	-5.69E+10	-5.69E+10	-5.57E+10	-5.53E+10	-4.56E+10	-4.56E+10	-3.59E+10		-9.69E+09	-9.68E+09
Entalpia Másica [kJ/kg]	-12847	-15885	-15888	-15888	-15562	-15429	-15429	-15421	-12520		-15429	-15424
Capacidad de Calor Másica [kJ/kg·°C]	2.06	4.31	4.31	4.31	4.40	4.49	4.49	4.45	2.51		4.49	4.48
Viscosidad [Pa·s]	2.14E-05	8.77E-04	8.90E-04	8.90E-04	2.79E-04	2.11E-04	2.11E-04	2.11E-04	3.11E-05		2.11E-04	2.10E-04
Composición Molar del Agua (%)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

NOTA:

Dibujado: Martínez Walter	Fecha:03/09/2015	TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA GENERACIÓN DE VAPOR	PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.
Revisado: Núñez Gerardo	Fecha:15/09/2015	Escala: N/A	Documento No.: DFP-001
Aprobado: Núñez Gerardo	Fecha:17/09/2015		

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

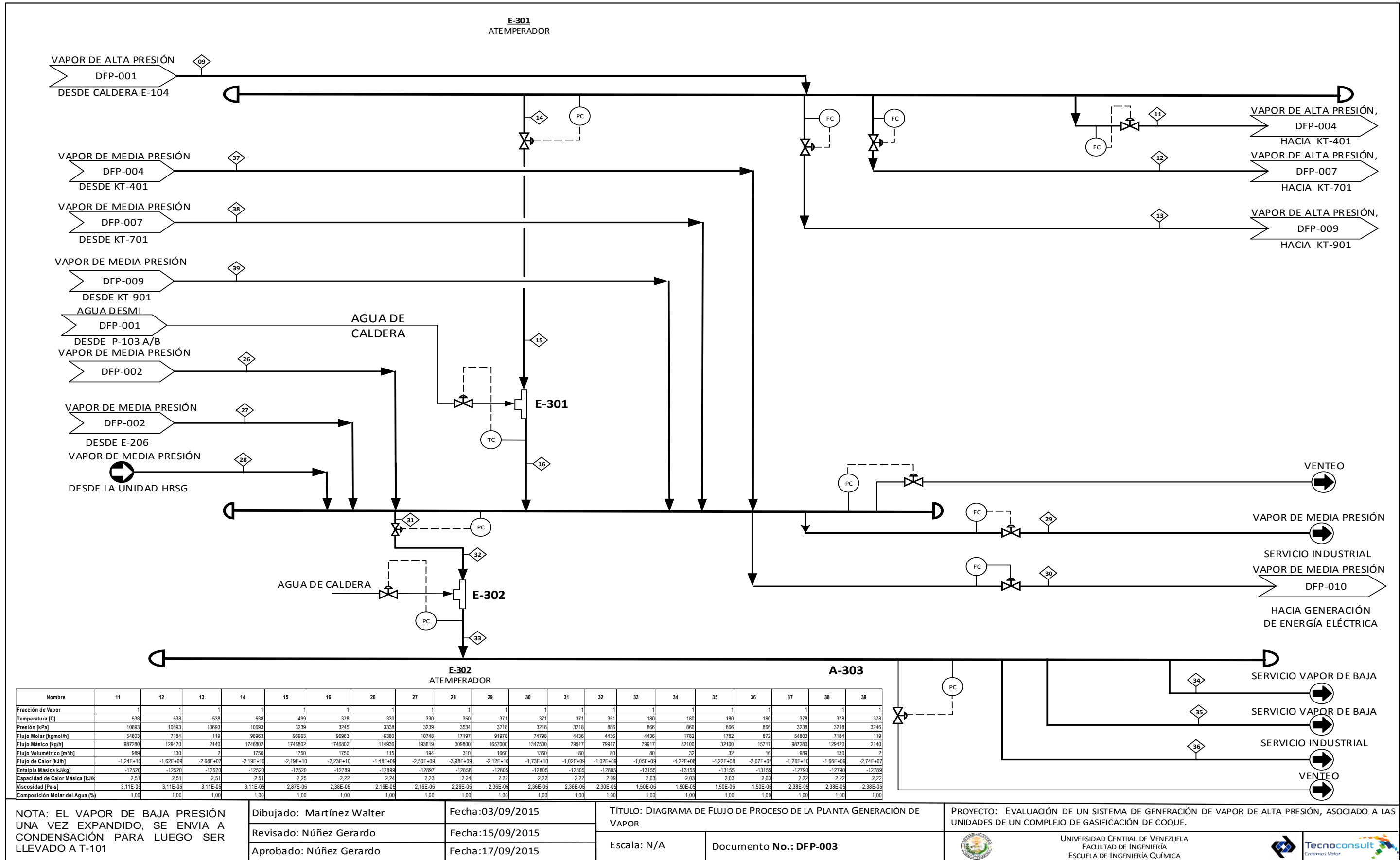
Tecnoconsult
Creamos Valor



Nombre	19	20	21	22	23	24	25
Fracción de Vapor	0	1	1	0	1	1	0
Temperatura [C]	130	330	241	117	330	241	130
Presión [kPa]	3338	3338	3338	3338	3239	3239	3236
Flujo Molar [kgmol/h]	6577	6380	197	11082	10750	332	17195
Flujo Másico [kg/h]	118484	114929	3555	199650	193662	5988	309763
Flujo Volumétrico [m³/h]	119	115	4	200	194	6	310
Flujo de Calor [kJ/h]	-1,83E+09	-1,48E+09		-3,09E+09	-2,50E+09		-4,78E+09
Entalpía Másica [kJ/kg]	-15426	-12899		-15485	-12897		-15427
Capacidad de Calor Másica [kJ/kg·K]	4,48	2,24		4,43	2,23		4,48
Viscosidad [Pa·s]	2,11E-04	2,16E-05		2,36E-04	2,16E-05		2,11E-04
Composición Molar del Agua (%)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

NOTAS:

Dibujado: Martínez Walter	Fecha: 03/09/2015	TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA GENERACIÓN DE VAPOR	PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.
Revisado: Núñez Gerardo	Fecha: 15/09/2015	Escala: N/A	Documento No.: DFP-002
Aprobado: Núñez Gerardo	Fecha: 17/09/2015		



Nombre	11	12	13	14	15	16	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	
Fración de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Temperatura [C]	538	538	538	538	499	378	330	330	350	371	371	371	351	180	180	180	180	378	378	378	
Presión [kPa]	10693	10693	10693	10693	3239	3245	3338	3239	3534	3218	3218	3218	886	866	866	866	866	3238	3218	3246	
Flujo Molar [kgmol/h]	54803	7184	119	96963	96963	6380	10748	17197	91978	74798	4436	4436	4436	1782	1782	1782	872	54803	7184	119	
Flujo Másico [kg/h]	987280	129420	2140	1746802	1746802	114936	193619	309800	1657000	1347500	79917	79917	79917	32100	32100	32100	15717	987280	129420	2140	
Flujo Volumétrico [m³/h]	989	130	2	1750	1750	1750	115	194	310	1660	1350	80	80	80	32	32	32	16	989	130	2
Flujo de Calor [kJ/h]	-1.24E+10	-1.62E+09	-2.68E+07	-2.19E+10	-2.19E+10	-2.23E+10	-1.48E+09	-2.50E+09	-3.98E+09	-2.12E+10	-1.73E+10	-1.02E+09	-1.02E+09	-1.05E+09	-4.22E+08	-4.22E+08	-2.07E+08	-1.26E+10	-1.66E+09	-2.74E+07	
Entalpía Másica [kJ/kg]	-12520	-12520	-12520	-12520	-12520	-12789	-12899	-12897	-12858	-12805	-12805	-12805	-12805	-13155	-13155	-13155	-13155	-12790	-12790	-12789	
Capacidad de Calor Másica [kJ/Kg]	2.51	2.51	2.51	2.51	2.25	2.22	2.24	2.23	2.24	2.22	2.22	2.22	2.09	2.03	2.03	2.03	2.03	2.22	2.22	2.22	
Viscosidad [Pa-s]	3.11E-05	3.11E-05	3.11E-05	3.11E-05	2.87E-05	2.38E-05	2.16E-05	2.16E-05	2.26E-05	2.36E-05	2.36E-05	2.36E-05	2.30E-05	1.50E-05	1.50E-05	1.50E-05	1.50E-05	2.38E-05	2.38E-05	2.38E-05	
Composición Molar del Agua [%]	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	

NOTA: EL VAPOR DE BAJA PRESIÓN UNA VEZ EXPANDIDO, SE ENVIA A CONDENSACIÓN PARA LUEGO SER LLEVADO A T-101

Dibujado: Martínez Walter
 Revisado: Núñez Gerardo
 Aprobado: Núñez Gerardo

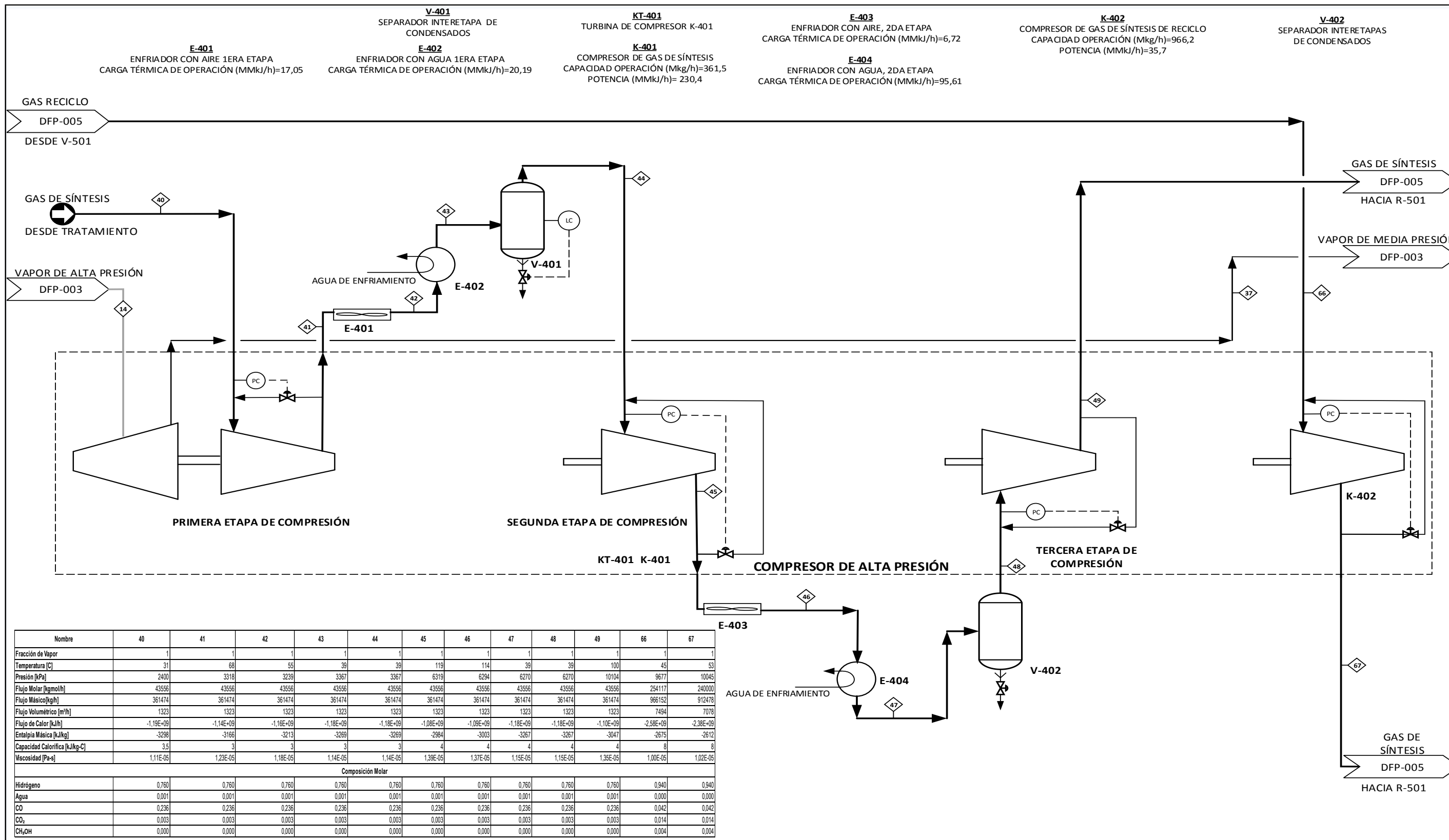
Fecha: 03/09/2015
 Fecha: 15/09/2015
 Fecha: 17/09/2015

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA GENERACIÓN DE VAPOR
 Escala: N/A
 Documento No.: DFP-003

PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Tecnoconsult
 Creamos Valor



Nombre	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	66	67
Fración de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	31	68	55	39	39	119	114	39	39	100	45	53
Presión [kPa]	2400	3318	3239	3367	3367	6319	6294	6270	6270	10104	9677	10045
Flujo Molar [kgmol/h]	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	43556	254117	240000
Flujo Másico[kg/h]	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	361474	966152	912478
Flujo Volumétrico [m³/h]	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	1323	7494	7078
Flujo de Calor [kJ/h]	-1,10E+09	-1,14E+09	-1,16E+09	-1,18E+09	-1,18E+09	-1,08E+09	-1,09E+09	-1,18E+09	-1,18E+09	-1,10E+09	-2,58E+09	-2,38E+09
Entalpia Másica [kJ/kg]	-3298	-3166	-3213	-3269	-3269	-2984	-3003	-3267	-3267	-3047	-2675	-2612
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	3,5	3	3	3	3	4	4	4	4	4	8	8
Viscosidad [Pa-s]	1,11E-05	1,23E-05	1,18E-05	1,14E-05	1,14E-05	1,39E-05	1,37E-05	1,15E-05	1,15E-05	1,33E-05	1,00E-05	1,02E-05
Composición Molar												
Hidrógeno	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,760	0,940	0,940
Agua	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000
CO	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,236	0,042	0,042
CO ₂	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,014	0,014
CH ₃ OH	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,004	0,004

NOTAS:TODAS LAS ETAPAS DE K-401 SON ACCIONADAS POR KT-401

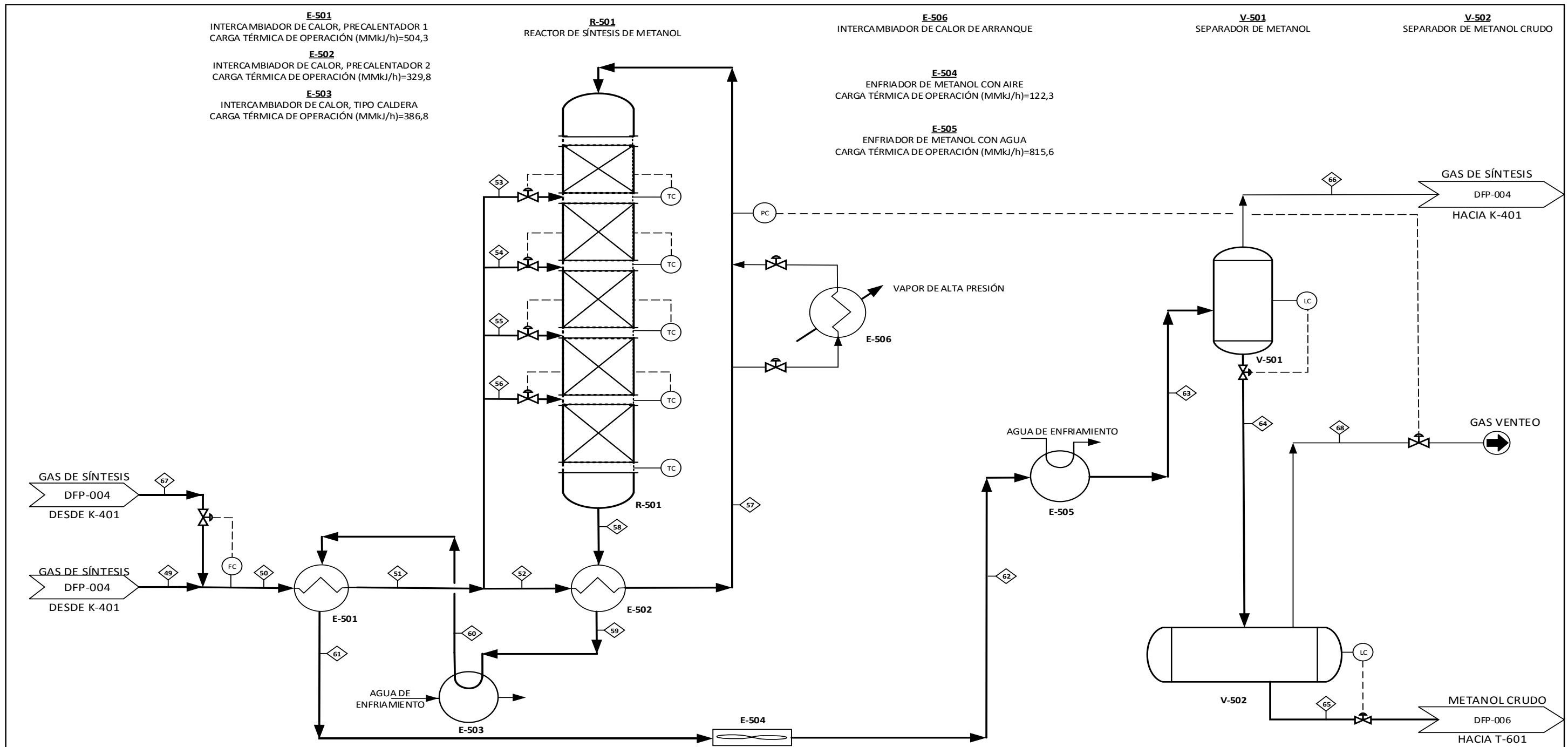
Dibujado: Martínez Walter
Revisado: Núñez Gerardo
Aprobado: Núñez Gerardo

Fecha:03/09/2015
Fecha:15/09/2015
Fecha:17/09/2015

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE METANOL (SECCIÓN DE COMPRESIÓN)
Escala: N/A
Documento No.: DFP-004

PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



Nombre	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	
Fracción de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	
Temperatura [C]	60	120	120	120	120	120	120	225	258	218	170	110	103	45	45	48	
Presión [kPa]	10045	10006	10006	10006	10006	10006	10006	9908	9908	9810	9761	9712	9677	9677	9677	445	
Flujo Molar [kgmol/h]	283556	283556	106812	29008	36743	46532	64462	106812	265624	265624	265624	265624	265624	265624	11507	11440	
Flujo Másico[kg/h]	1308531	1308531	492908	133863	169557	214730	297473	492908	1308523	1308523	1308523	1308523	1308523	1308523	342371	341266	
Flujo Volumétrico [m³/h]	8440	8440	3179	863	1094	1385	1919	3179	7917	7917	7917	7917	7917	7917	423	420	
Flujo de Calor [kJ/h]	-4,10E+09	-3,60E+09	-1,36E+09	-3,68E+08	-4,67E+08	-5,91E+08	-8,19E+08	-1,03E+09	-3,27E+09	-3,60E+09	-3,99E+09	-4,49E+09	-4,61E+09	-5,43E+09	-2,85E+09	-2,84E+09	
Entalpia Másica [kJ/kg]	-3137	-2752	-2752	-2752	-2752	-2752	-2752	-2082	-2499	-2752	-3047	-3433	-3526	-4149	-8310	-8314	
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	7	4	4	
Viscosidad [Pa-s]	1,06E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,22E-05	1,47E-05	1,52E-05	1,43E-05	1,31E-05	-----	-----	-----	4,35E-04	4,23E-04	
Composición Molar																	
Hidrógeno	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912	0,912	0,900	0,900	0,900	0,900	0,900	0,900	0,900	0,004	0,000
Agua	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,007	0,162	0,162
CO	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063	0,063	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,001	0,000
CO₂	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019	0,019	0,013	0,013	0,013	0,013	0,013	0,013	0,013	0,007	0,006
CH₃OH	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,006	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,040	0,827	0,831	

NOTA: E-506 ES UTILIZADO PARA EL ARRANQUE DEL REACTOR R-501

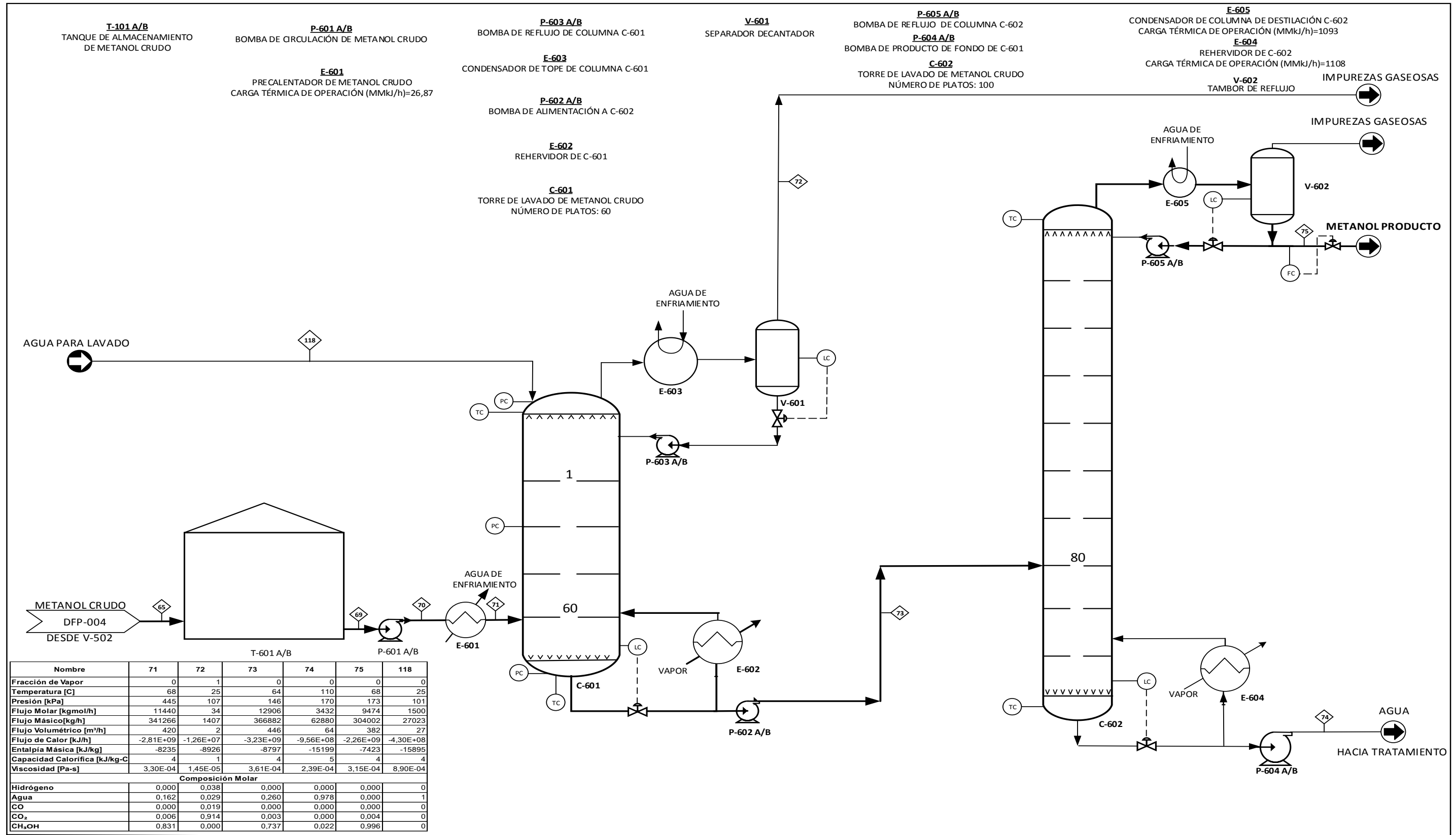
Dibujado: Martínez Walter Fecha: 03/09/2015 TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE METANOL (SECCIÓN DE SÍNTESIS) PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

Revisado: Núñez Gerardo Fecha: 15/09/2015 Escala: N/A Documento No.: DFP-005

Aprobado: Núñez Gerardo Fecha: 17/09/2015

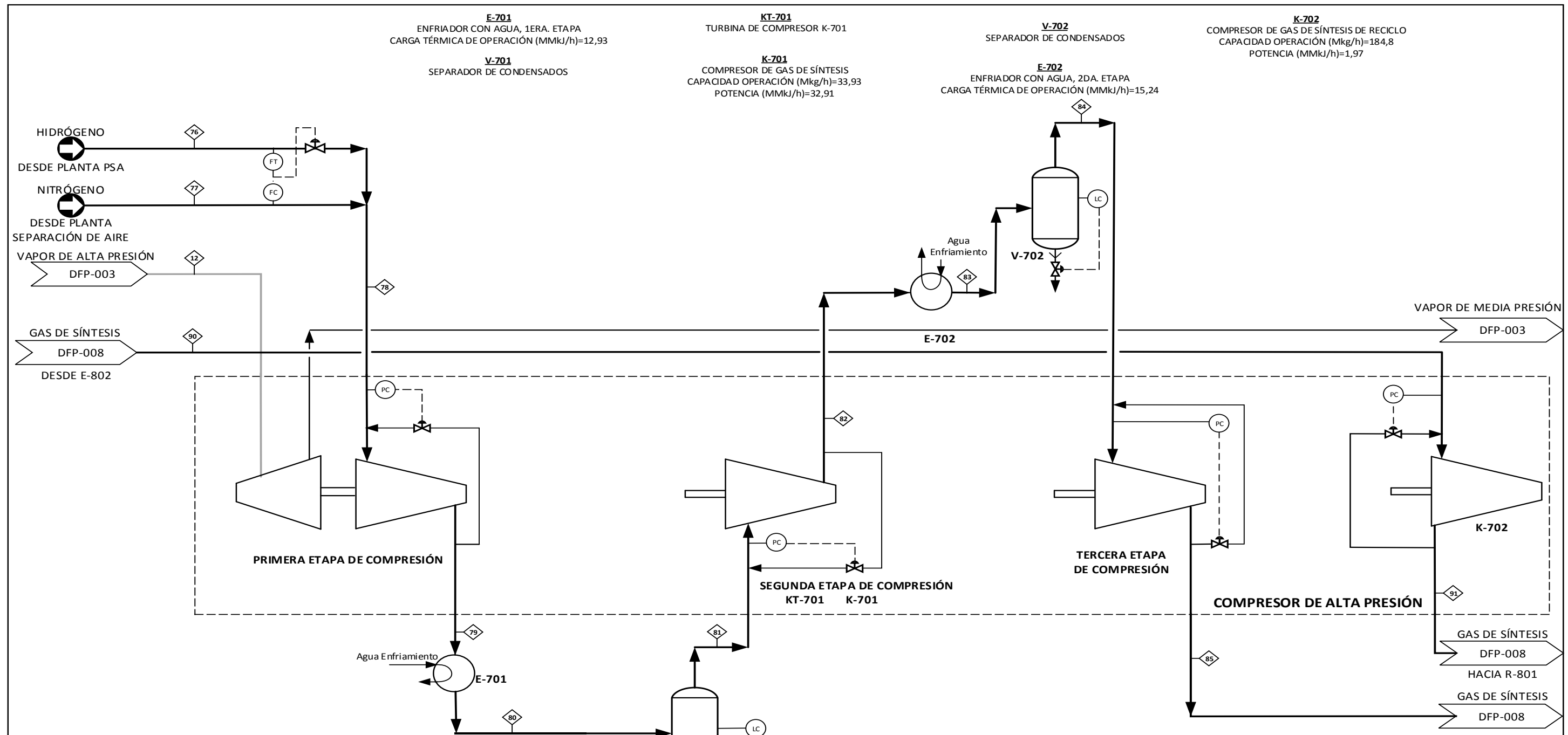
UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Tecnoconsult
Creamos Valor



Nombre	71	72	73	74	75	118
Fración de Vapor	0	1	0	0	0	0
Temperatura [C]	68	25	64	110	68	25
Presión [kPa]	445	107	146	170	173	101
Flujo Molar [kgmol/h]	11440	34	12906	3432	9474	1500
Flujo Másico[kg/h]	341266	1407	366882	62880	304002	27023
Flujo Volumétrico [m³/h]	420	2	446	64	382	27
Flujo de Calor [kJ/h]	-2,81E+09	-1,26E+07	-3,23E+09	-9,56E+08	-2,26E+09	-4,30E+08
Entalpía Másica [kJ/kg]	-8235	-8926	-8797	-15199	-7423	-15895
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	4	1	4	5	4	4
Viscosidad [Pa-s]	3,30E-04	1,45E-05	3,61E-04	2,39E-04	3,15E-04	8,90E-04
Composición Molar						
Hidrógeno	0,000	0,038	0,000	0,000	0,000	0
Agua	0,162	0,029	0,260	0,978	0,000	1
CO	0,000	0,019	0,000	0,000	0,000	0
CO ₂	0,006	0,914	0,003	0,000	0,004	0
CH ₃ OH	0,831	0,000	0,737	0,022	0,996	0

NOTAS:	Dibujado: Martínez Walter	Fecha:03/09/2015	TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE METANOL (SECCIÓN DE RECUPERACIÓN)	PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.
	Revisado: Núñez Gerardo	Fecha:15/09/2015	Escala: N/A	Documento No.: DFP-006
	Aprobado: Núñez Gerardo	Fecha:17/09/2015		



E-701
ENFRIADOR CON AGUA, 1ERA. ETAPA
CARGA TÉRMICA DE OPERACIÓN (MMkj/h)=12,93

V-701
SEPARADOR DE CONDENSADOS

KT-701
TURBINA DE COMPRESOR K-701

K-701
COMPRESOR DE GAS DE SÍNTESIS
CAPACIDAD OPERACIÓN (Mkg/h)=33,93
POTENCIA (MMkj/h)=32,91

V-702
SEPARADOR DE CONDENSADOS

E-702
ENFRIADOR CON AGUA, 2DA. ETAPA
CARGA TÉRMICA DE OPERACIÓN (MMkj/h)=15,24

K-702
COMPRESOR DE GAS DE SÍNTESIS DE RECICLO
CAPACIDAD OPERACIÓN (Mkg/h)=184,8
POTENCIA (MMkj/h)=1,97

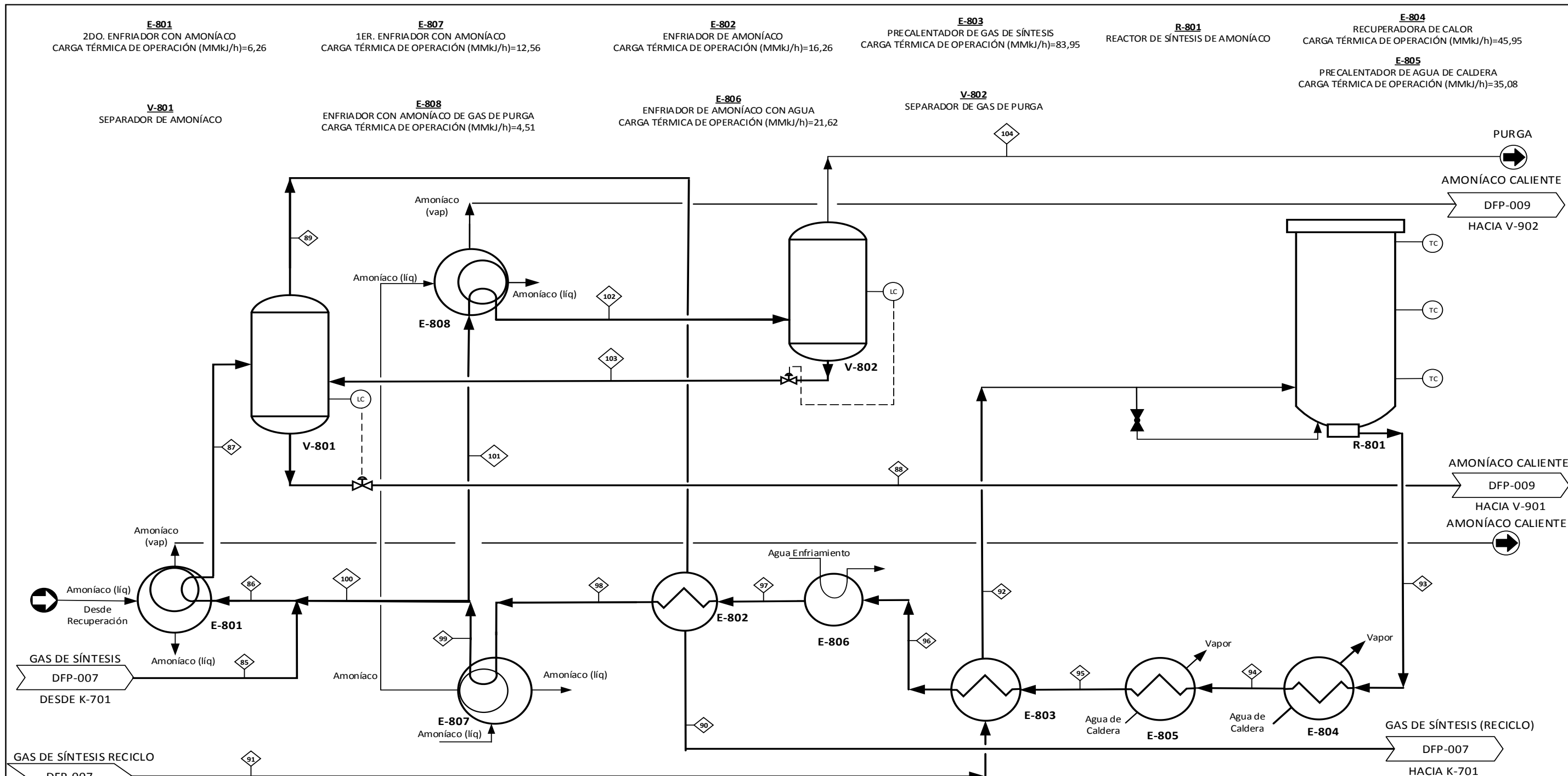
Nombre	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	90	91
Fración de Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura [C]	33	110	53	159	45	45	164	30	30	41	35	40
Presión [kPa]	2400	3000	2400	5083	5073	5073	11869	11869	11869	20009	19911	20695
Flujo Molar [kgmol/h]	2854	1019	3873	3873	3873	3826	3826	3826	3826	3826	14062	14062
Flujo Másico [kg/h]	5800	28545	34345	34345	34345	33929	33929	33929	33929	33929	164837	164837
Flujo Volumétrico [m³/h]	82	35	118	118	118	116	116	116	116	116	438	438
Flujo de Calor [kJ/h]	-43104	2421533	2378429	14267784	1335998	1319826	14681656	-559134	-559134	633045	-32193009	-30222111
Entalpia Másica [kJ/kg]	-7.43	84.83	69.25	415.43	38.90	38.90	432.72	-16.48	-16.48	18.66	-174.17	-163.51
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	14.08	1.09	3.27	3.31	3.31	3.31	3.35	3.40	3.40	3.46	2.48	2.48
Viscosidad [Pa-s]	8.97E-06	2.23E-05	1.16E-05	1.48E-05	1.14E-05	1.14E-05	1.52E-05	1.14E-05	1.14E-05	1.22E-05	1.45E-05	1.48E-05
Composición Molar												
Hidrógeno	0.999	0.000	0.736	0.736	0.736	0.736	0.736	0.736	0.736	0.736	0.552	0.552
Nitrógeno	0.000	1.000	0.263	0.263	0.263	0.263	0.263	0.263	0.263	0.263	0.401	0.401
Amoniaco	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.048	0.048
Agua	0.001	0.000	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000

NOTAS: KT-701 ACCIONA K-701 Y K-901	Dibujado: Martínez Walter	Fecha: 03/09/2015	TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE AMONIACO (SECCIÓN DE COMPRESIÓN)	PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.
	Revisado: Núñez Gerardo	Fecha: 15/09/2015		
	Aprobado: Núñez Gerardo	Fecha: 17/09/2015		
			Escala: N/A	Documento No.: DFP-007



UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA





Nombre	86	87	88	89	92	93	94	95	96	97	98	99	100	101	102	103	104	
Fración de Vapor	0.93	0.92	0.00	1.00	1	1	1	1	1	0.93	0.88	0.85	0.85	0.85	0.84	0	1	
Temperatura [C]	9	0	0	0	228	448	340	257	61	39	24	11	11	11	0	0	0	
Presión[kPa]	20009	19911	19911	19911	20695	20695	20499	20499	20499	20499	20401	20401	20401	20401	19911	19911	19911	
Flujo Molar [kgmol/h]	10050	10050	1812	14062	14062	12271	12271	12271	12271	12271	12271	12271	6223	6048	6048	981	223	
Flujo Másico [kg/h]	127676	127676	30667	184837	184837	184854	184854	184854	184854	184854	184854	184854	93747	91106	91106	16633	3279	
Flujo Volumétrico [m³/h]	309	309	50	438	438	379	379	379	379	379	379	379	192	187	187	27	7	
Flujo de Calor [kJ/h]	-81624450	-87880931	-123078321	-48451344	53723799	53738373	7784963	-27292485	-111399053	-133015698	-149633728	-162197434	-82257495	-79939939	-84447088	-66313674	-798354	
Entalpia Másica [kJ/kg]	-639.31	-688.31	-4013.36	-290.66	290.71	42.11	-147.64	-402.63	-719.57	-809.47	-877.44	-877.44	-877.44	-877.44	-926.91	-3986.80	-243.49	
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	2.86	2.90	4.53	2.55	2.38	2.33	2.29	2.28	2.44	2.58	2.66	2.70	2.70	2.70	2.72	4.52	2.32	
Viscosidad [Pa-s]	---	---	1.59E-04	1.38E-05	1.96E-05	2.54E-05	2.25E-05	2.04E-05	1.63E-05	---	---	---	---	---	---	1.59E-04	1.49E-05	
Composición Molar																		
Hidrógeno	0.536	0.536	0.010	0.552	0.552	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.413	0.009	0.492	
Nitrógeno	0.339	0.339	0.004	0.401	0.401	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.386	0.005	0.460	
Amoníaco	0.124	0.124	0.984	0.048	0.048	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.201	0.986	0.049	
Agua	0.000	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	

NOTAS: EL AMONIACO LÍQUIDO DE E-801 Y E-808 ES ENVIADO A V-902

Dibujado: Martínez Walter
 Revisado: Núñez Gerardo
 Aprobado: Núñez Gerardo

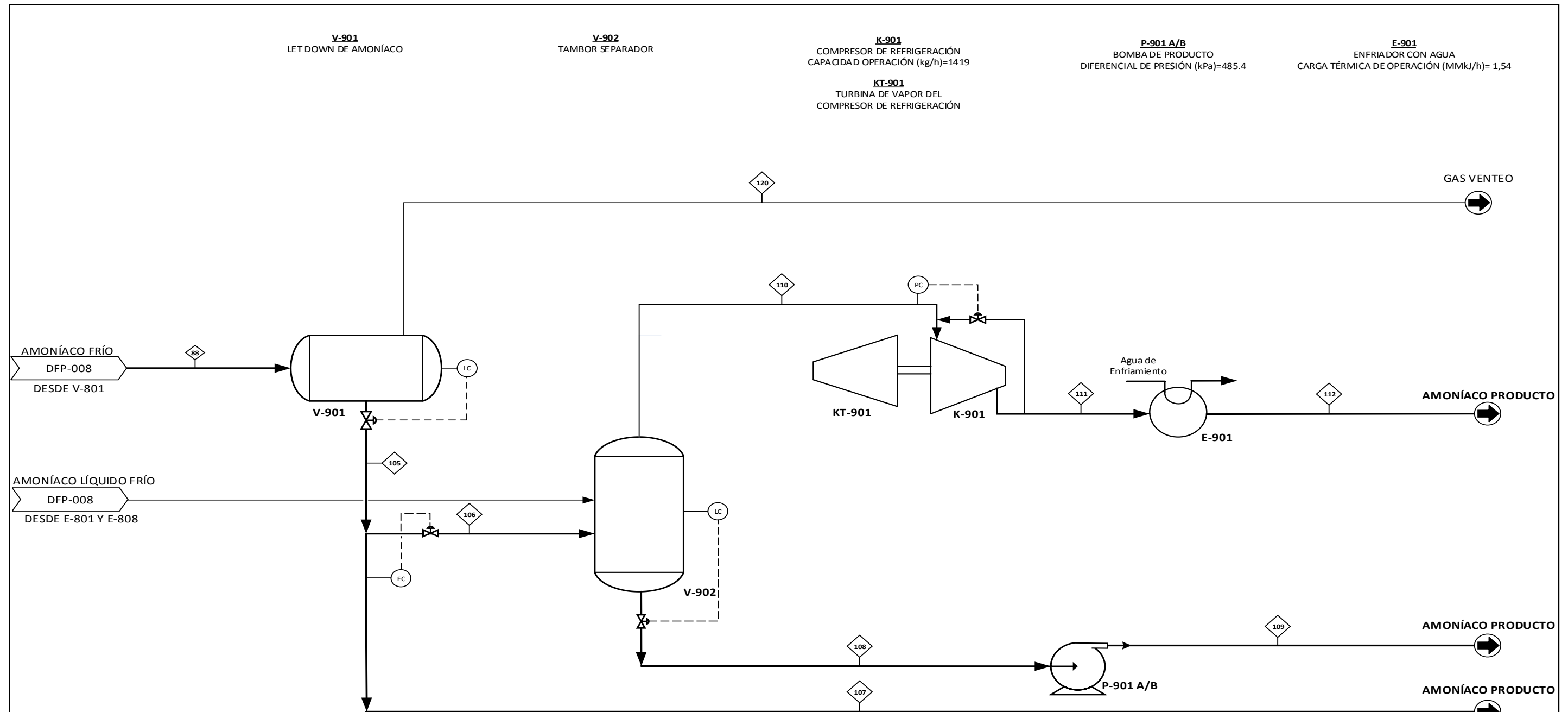
Fecha: 03/09/2015
 Fecha: 15/09/2015
 Fecha: 17/09/2015

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE AMONIACO (SECCIÓN DE SÍNTESIS)
 Escala: N/A
 Documento No.: DFP-008

PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Tecnoconsult
 Creamos Valor



Nombre	105	106	107	108	109	110	111	112	119	120
Fracción de Vapor	0	0	0	0	0	1	1	0	1	1
Temperatura [C]	4	4	4	-38	-38	-38	151	30	45	30
Presión[kPa]	2553	2553	2553	106	592	106	1965	1965	5073	1965
Flujo Molar [kgmol/h]	1784	504	1280	438	438	94	94	32	47	62
Flujo Másico [kg/h]	30350	8567	21783	7465	7465	1419	1419	539	416	880
Flujo Volumétrico [m³/h]	49	14	35	12	12	3	3	0.88	1	2
Flujo de Calor [kJ/h]	-122774535	-34655200	-88119335	-31687288	-31680154	-3416830	-2839443	-2101177	16172	-1793188
Entalpia Másica [kJ/kg]	-4045.31	-4045.31	-4045.31	-4244.70	-4243.74	-2408.11	-2001.18	-3898	38.90	-2037.96
Capacidad Calorífica [kJ/kg-C]	4.72	4.72	4.72	4.43	4.43	2.19	2.53	5.09	3.31	2.55
Viscosidad [Pa-s]	1.58E-04	1.58E-04	1.58E-04	2.61E-04	2.61E-04	7.46E-06	1.41E-05	1.18E-04	1.14E-05	1.07E-05
Composicion Molar										
Hidrógeno	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.178	0.178	0.0009	0.736	0.268
Nitrógeno	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.071	0.071	0.0003	0.263	0.108
Amoniaco	0.996	0.996	0.996	0.998	0.998	0.751	0.751	0.9988	0.000	0.625
Agua	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.0000	0.001	0.000

Dibujado: Martínez Walter
 Revisado: Núñez Gerardo
 Aprobado: Núñez Gerardo

Fecha:03/09/2015
 Fecha:15/09/2015
 Fecha:17/09/2015

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE AMONIACO (SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN)

Escala: N/A

Documento No.: DFP-009

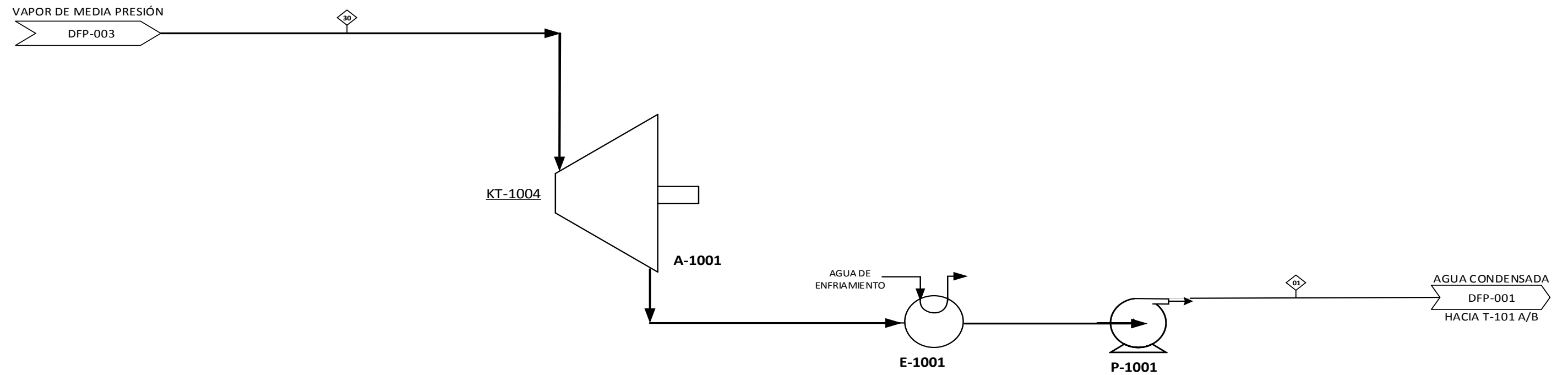
PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

KT-1001
TURBINA GENERADORA
DE ELECTRICIDAD
POTENCIA (MW)=245.32

E-1001
CONDENSADOR DE VAPOR EXHAUSTO

P-1001
BOMBA DE RECIRCULACIÓN DE
CONDENSADO



NOTAS:

Dibujado: Martínez Walter

Fecha:07/09/2015

TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

PROYECTO: EVALUACIÓN DE UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN, ASOCIADO A LAS UNIDADES DE UN COMPLEJO DE GASIFICACIÓN DE COQUE.

Revisado: Núñez Gerardo

Fecha:15/09/2015

Escala: N/A

Documento No.: DFP-010

Aprobado: Núñez Gerardo

Fecha:17/09/2015



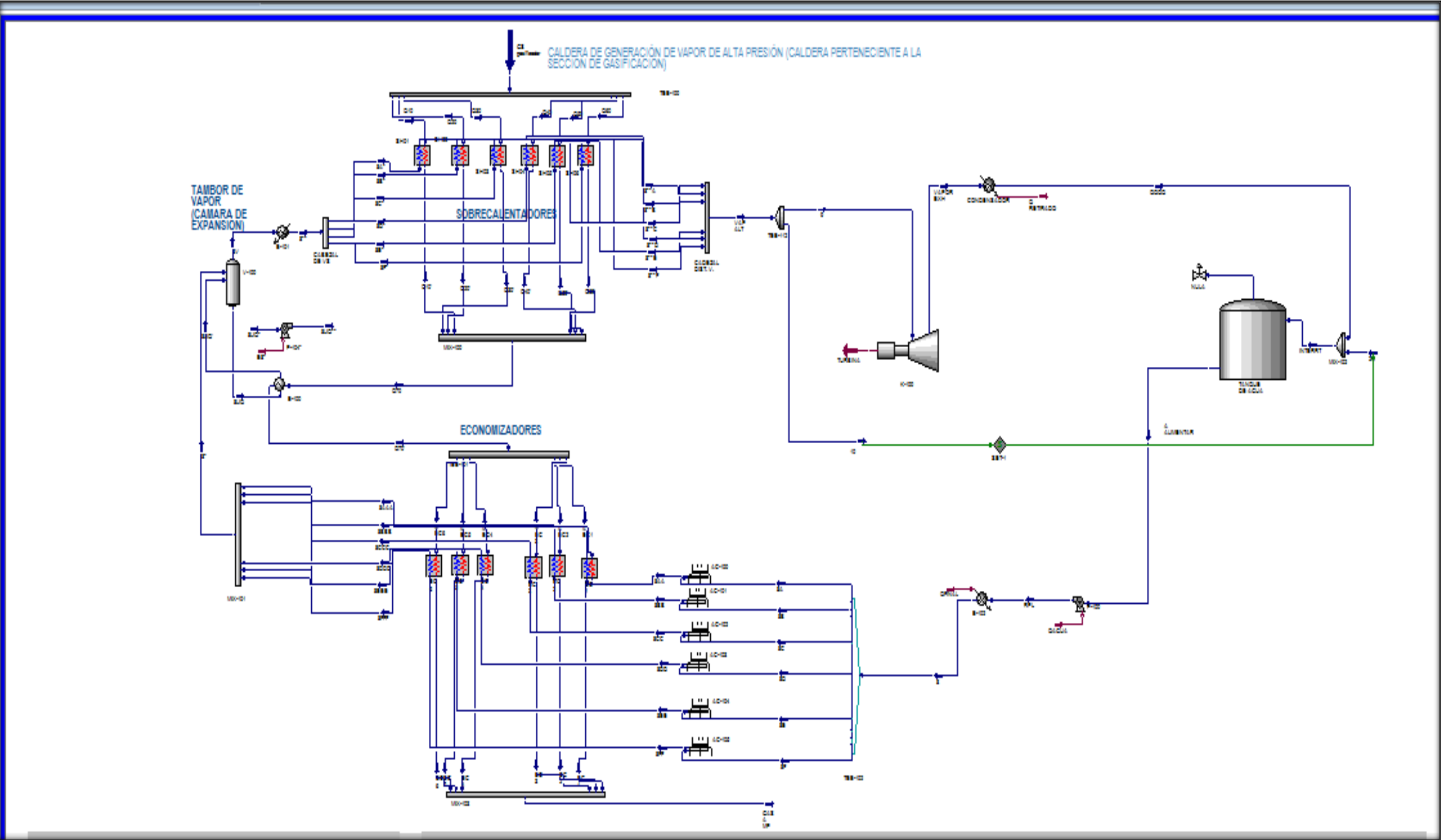
UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



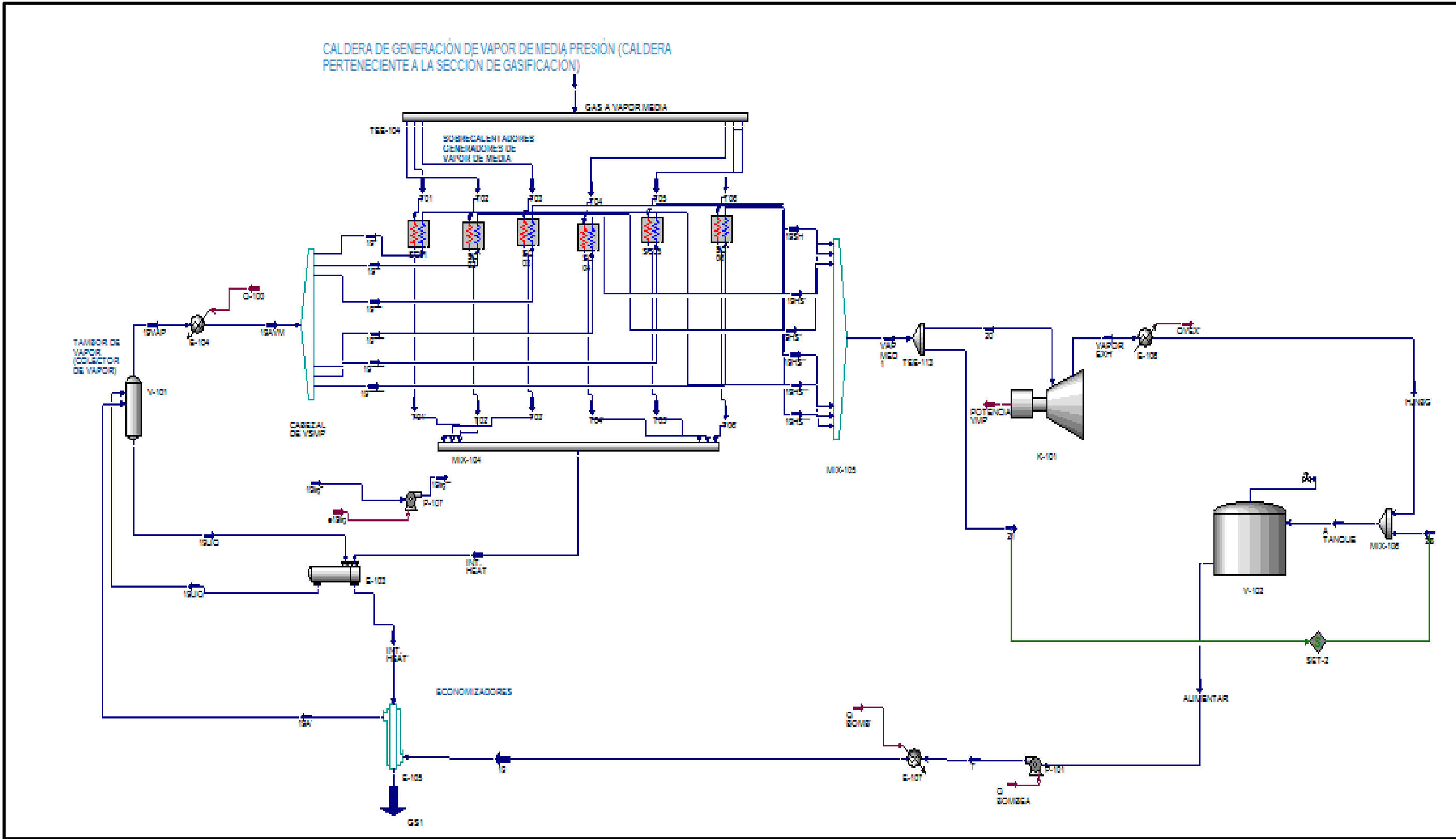
APÉNDICE C. SIMULACIÓN EN HERRAMIENTA COMPUTACIONAL

Aspen HYSYS® V 8.4.

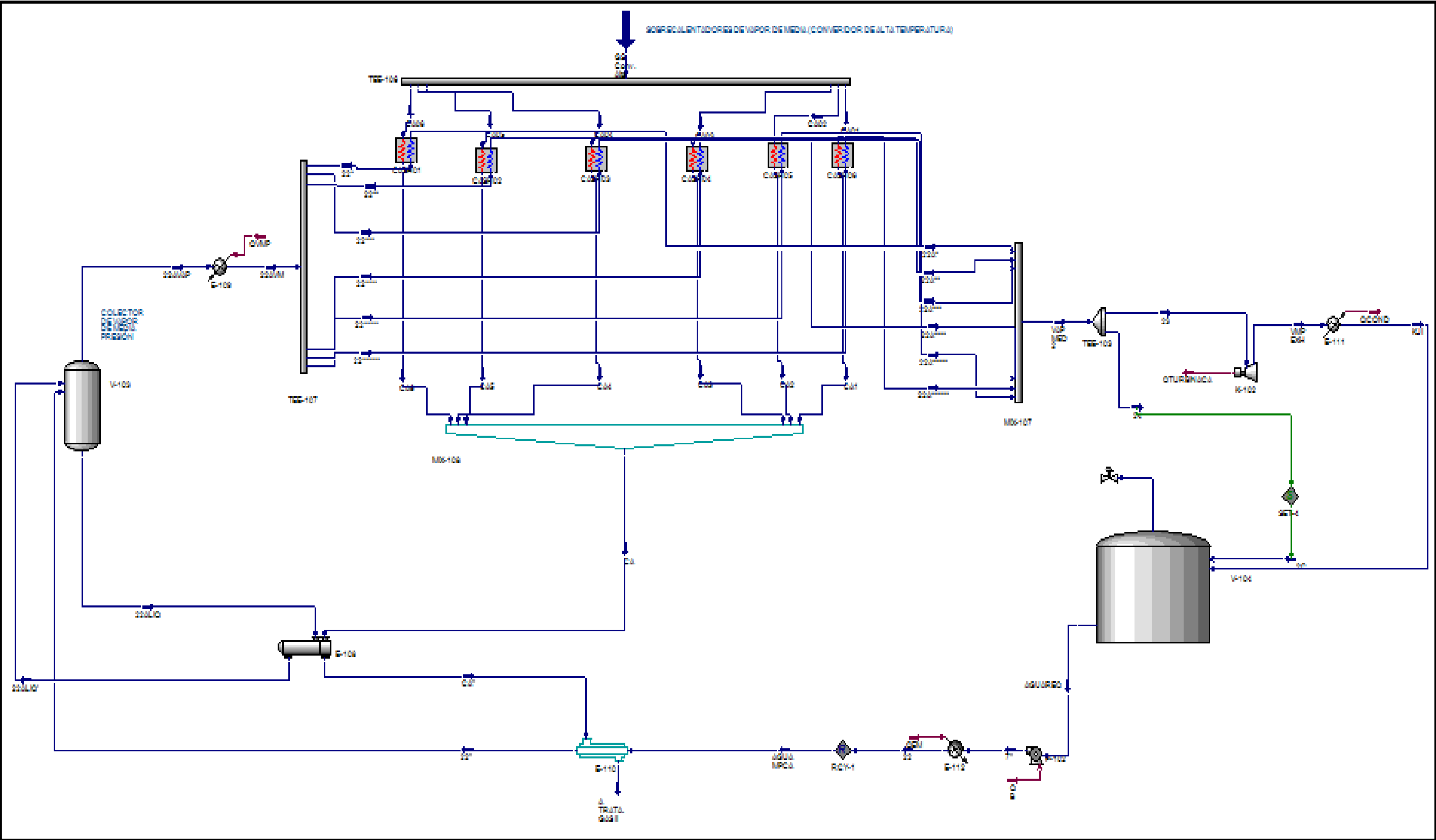
A.5.1 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN.



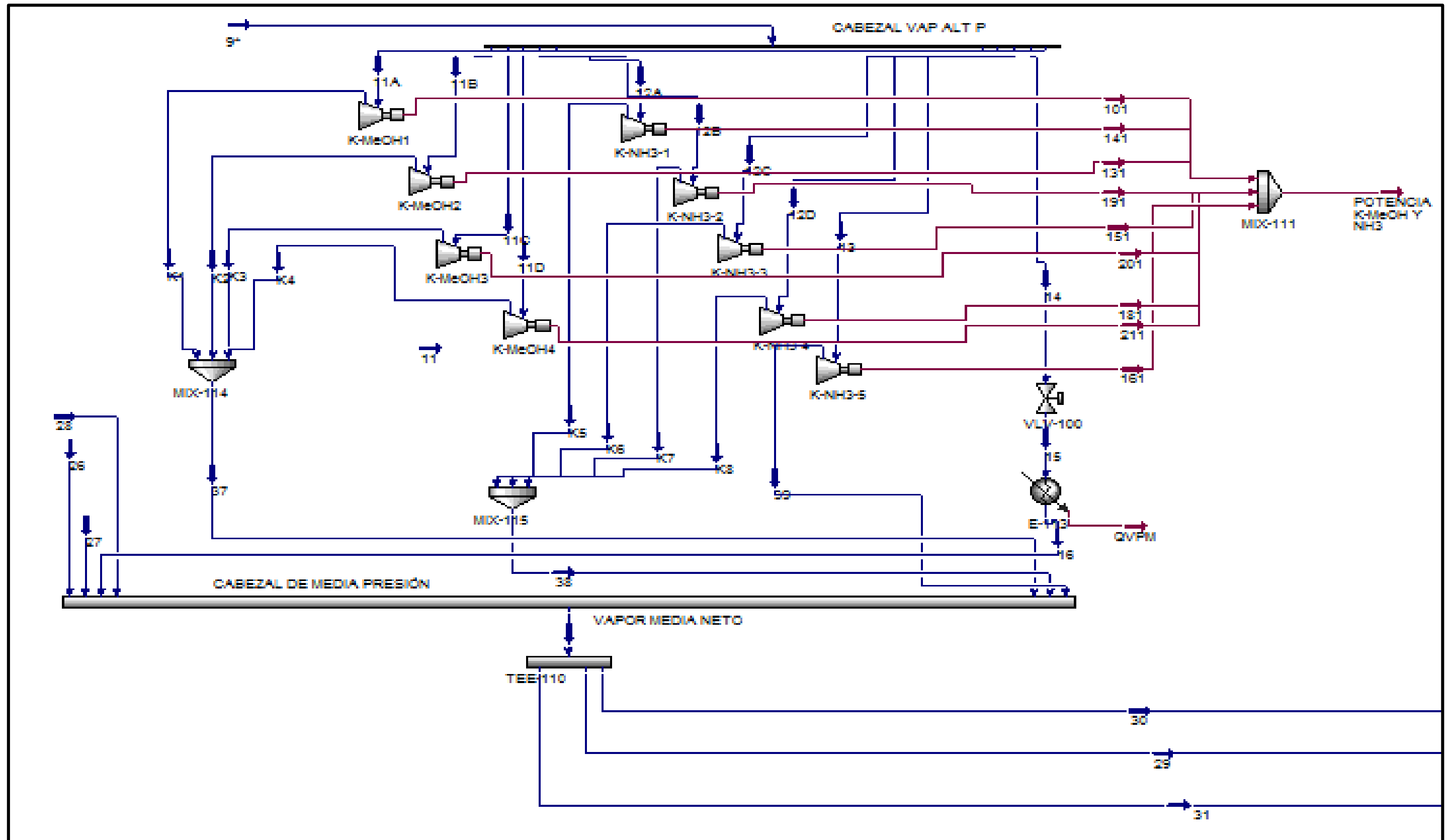
A.5.2 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE MEDIA PRESIÓN PROVENIENTE DE LA GASIFICACIÓN



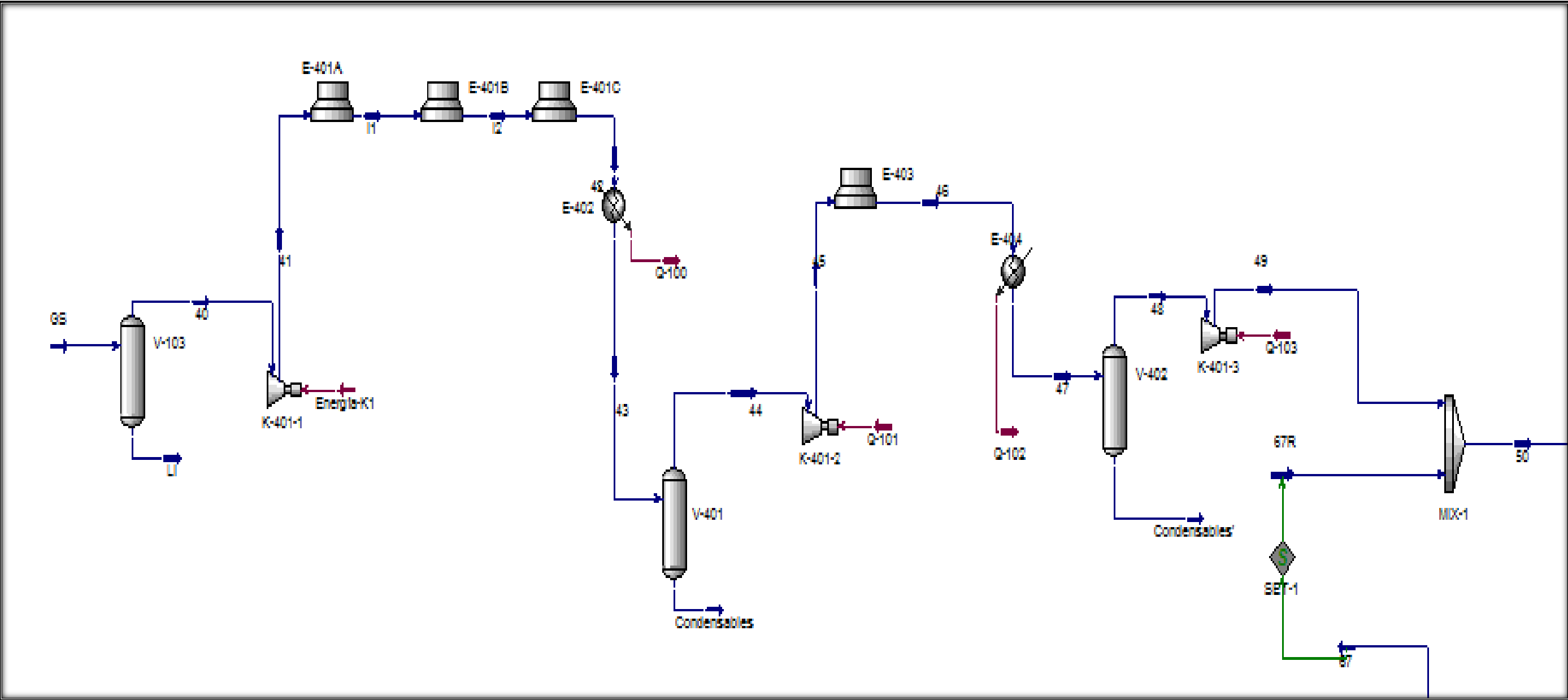
A.5.3 SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE MEDIA PRESIÓN PROVENIENTE DE LA CONVERSIÓN DE CO.



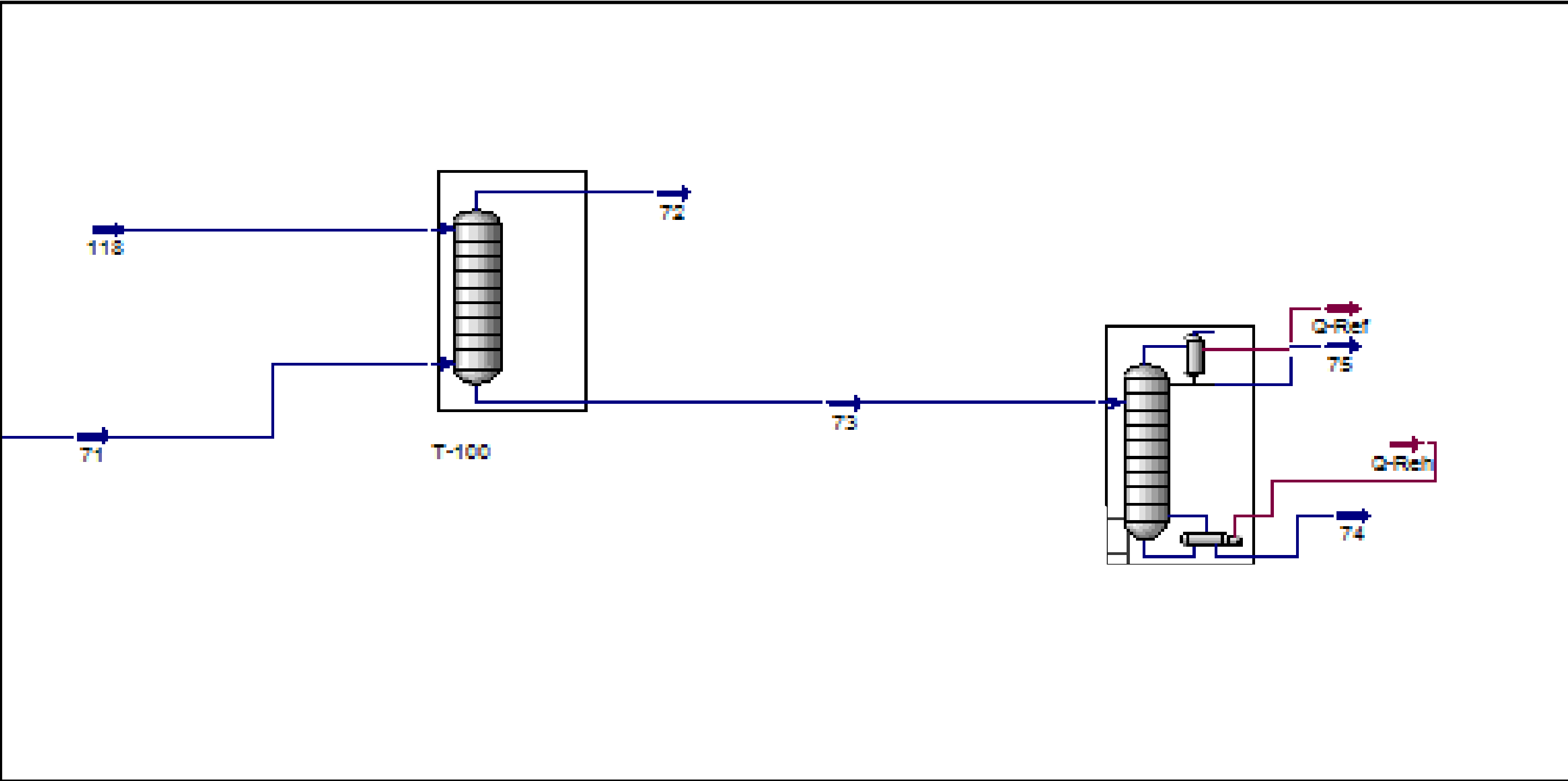
A.5.4. RED DE VAPOR DE MEDIA Y ALTA PRESIÓN.



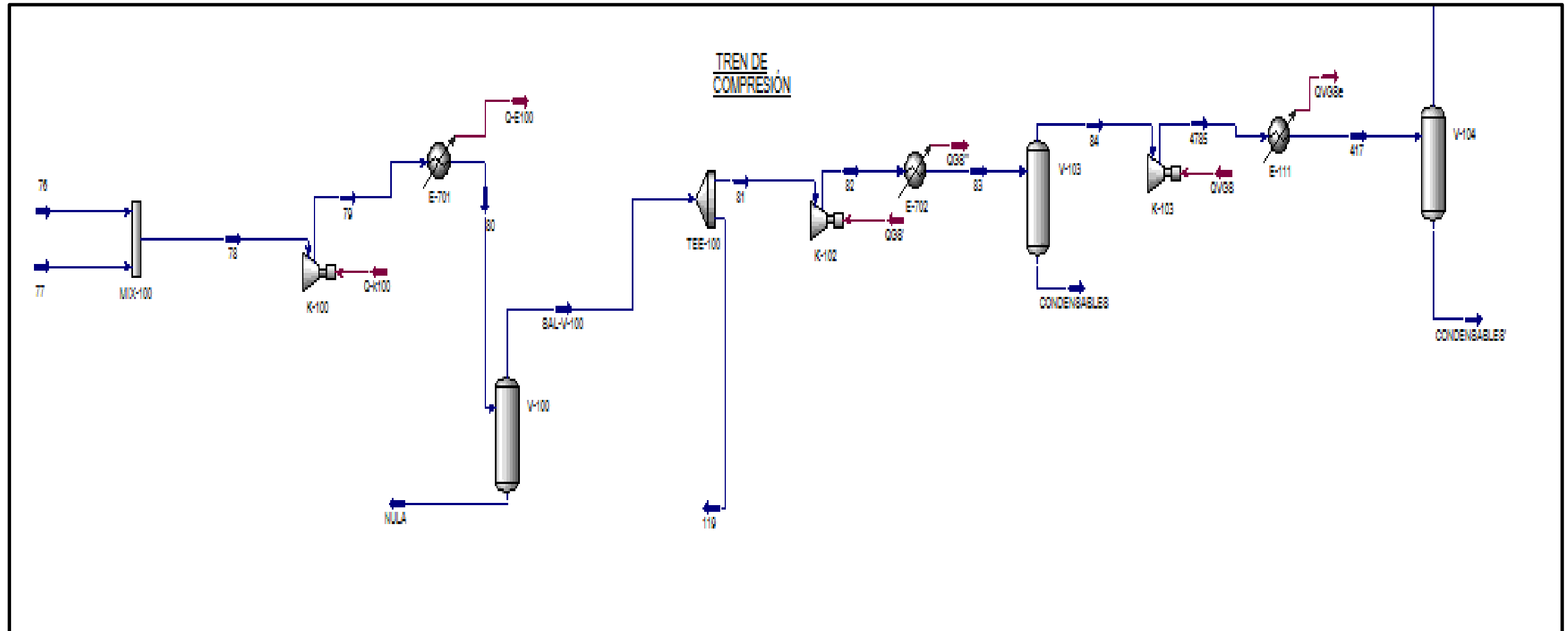
A.5.5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE METANOL (SECCIÓN DE COMPRESIÓN).



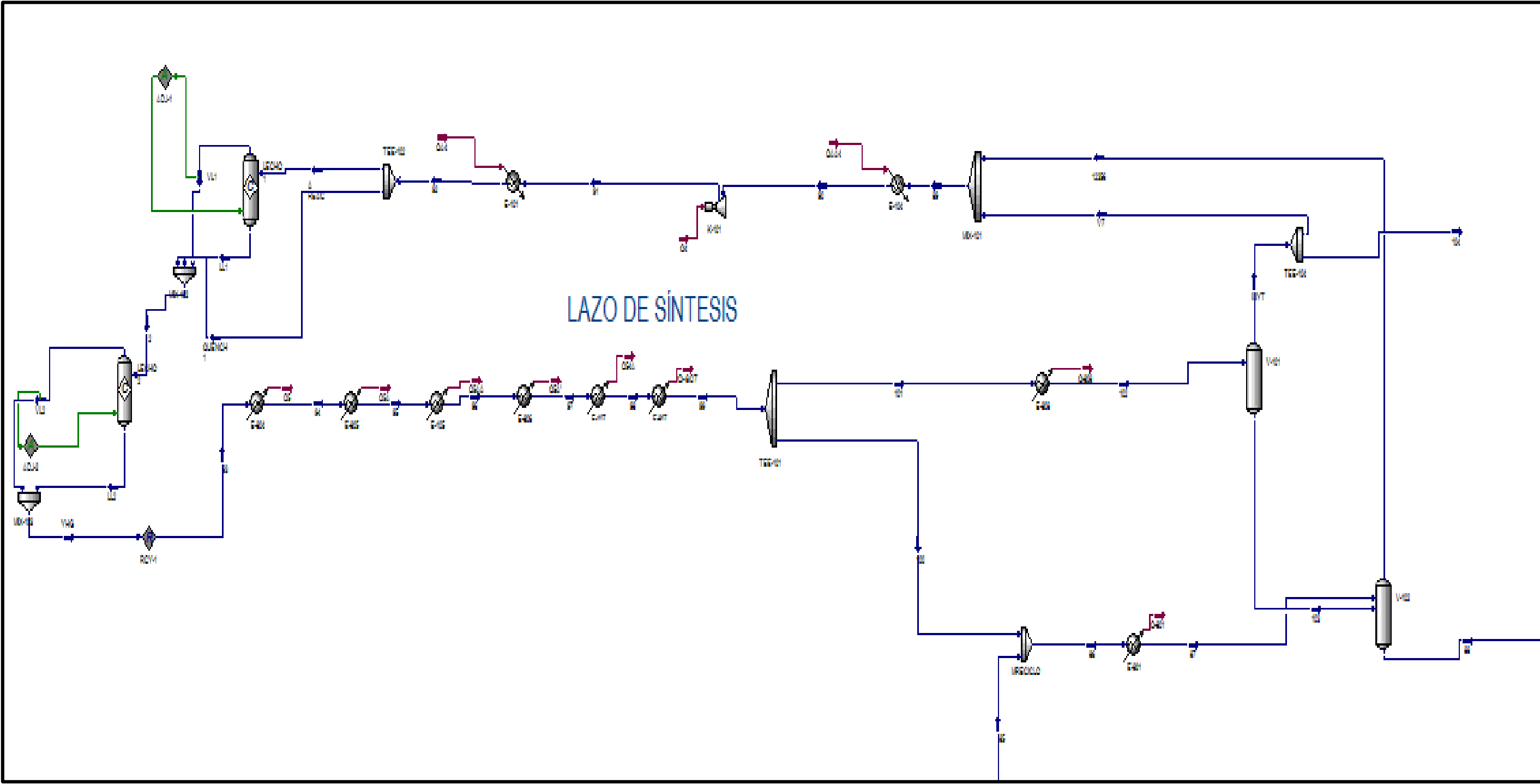
A.5.6. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE METANOL (DESTILACIÓN).



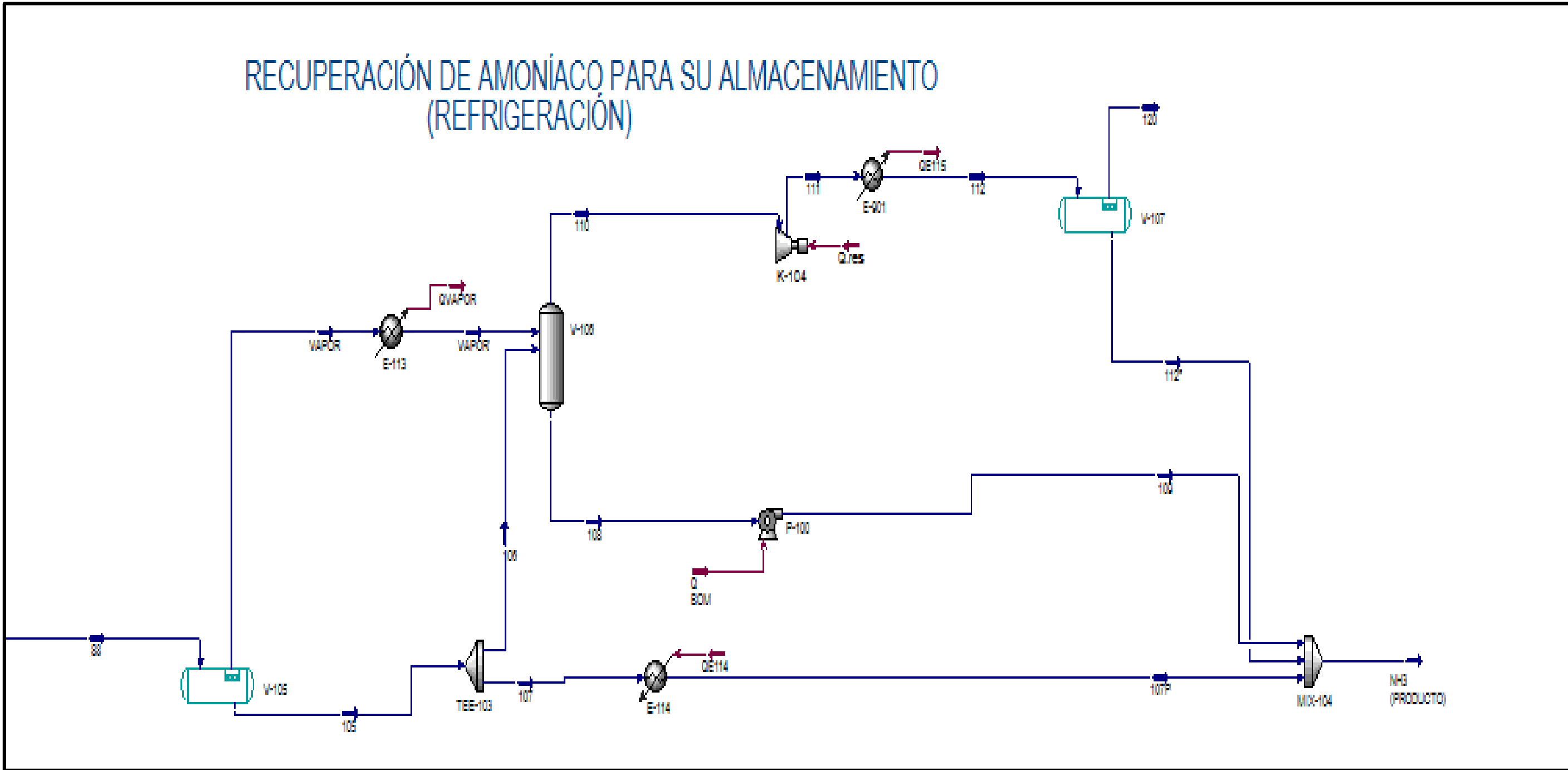
A.5.7. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE AMONÍACO (COMPRESIÓN).



A.5.8. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE AMONÍACO (SECCIÓN DE SÍNTESIS).



A.5.9. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE AMONIACO (SECCIÓN DE REFRIGERACION).



A.5.10. SIMULACIÓN DE GENERACIÓN DE POTENCIA.

