

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZÓATEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE
PRODUCTO EN UNA PLANTA DE AMONIACO.”**

Realizado por:

DESIREÉ DEL VALLE VEGAS MARCANO

Asesores:

Ing. Quím. Arturo Rodulfo,

M. Sc

Asesor académico

Ing. Quím. Víctor

Rengel

Asesor industrial

Barcelona, abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE
PRODUCTO EN UNA PLANTA DE AMONIACO.”**

Realizado por:

DESIREÉ DEL VALLE VEGAS MARCANO

Trabajo de Grado presentado a la Universidad de Oriente como requisito parcial
para optar al título de:

INGENIERO QUÍMICO.

Barcelona, abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZÓATEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO:

**“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE
PRODUCTO EN UNA PLANTA DE AMONIACO.”**

Jurado:

Ing. Quím. Arturo Rodulfo
Asesor académico

Ing. Quím. Luis Moreno
Jurado principal

Ing. Quím. Yraima Salas
Jurado principal

Barcelona, abril de 2010

RESOLUCIÓN

Artículo 41

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo quien lo participará al Consejo Universitario.”

DEDICATORIA

Primeramente quiero dedicarle este trabajo a mi Dios, quien me ha concedido la gracia de existir y me ha dado la fortaleza y sabiduría para elegir el mejor camino.

A mis padres, Eugenia Marcano y Miguel Vegas, para quienes estas frases se quedan cortas ante el inmenso amor que quiero expresarles, simplemente puedo decir, mami y papi este triunfo es de ustedes, gracias por estar siempre a mi lado, los amo.

A mis queridos hermanos, por estar simplemente allí apoyándome y llenándome de amor, los quiero muchisimísimo.

A mis abuelitas, que pesar de que actualmente no me acompañan en vida, se que desde donde estén son mis ángeles guardianes y guían mis pasos, este triunfo también es para ustedes. Siempre estarán en mi corazón.

AGRADECIMIENTOS

A mi querido Dios, por iluminarme hacia el camino del éxito con la culminación de este trabajo.

A mi madre y mi padre, por ser simplemente los medios que Dios empleó para darme la vida, a ustedes estaré eternamente agradecida por ser los pilares fundamentales y apoyos incondicionales para lograr mis sueños. Para ustedes este logro. Los amo más que a nadie en esta vida.

A mis abuelitas, que desde el cielo me protegen y guían mis pasos por el camino del bien, se que están orgullosas de este mi primer logro, uno de tantos que están por venir.

A mis hermanitos, a los que les agradezco enormemente el apoyo incondicional y revivir ese calor familiar que se olvida mientras se está fuera de casa, los adoro.

A la casa más alta, la Universidad de Oriente, a quien debo mi mayor triunfo, por darme albergue y brindare toda la enseñanza que me llevaron hasta logro de esta meta. En especial al Departamento de Ingeniería Química por poner a nuestra disposición valiosos duplicadores de enseñanza.

A mis chiquitas, Franchesca y Alejandra, a quienes debo parte de este trabajo, por estar siempre a mi lado, escuchándome, compartiendo, haciéndome reír , desvelándonos, y apoyándome en este largo camino, simplemente les agradezco por ser quienes son, unas amigas inigualables, las amo.

Al Profesor Arturo Rodulfo, por simplemente ser mi tutor, mi guía, para lograr concluir este trabajo, gracias por su colaboración y dedicación.

A Daniel por su apoyo incondicional, fuiste un motor muy importante en mi vida para lograr este sueño. Eternamente agradecida por acompañarme hasta el camino del éxito, te quiero muchísimo y te valoro.



A mis compañeras, amigas y chiquitas de la casa, Patricia, Neohami y Mariana a las que estoy enormemente agradecida, por haberme hecho sentir como en casa, por su compañía, su apoyo incondicional, las adoro.

A mi primate Elizabeth, a quien agradezco su compañía, amor, comprensión y estar siempre a mi lado brindándome el calor de hogar que siempre hace falta.

A mi novio Carlos, quien me motivó y me llenó de energía para lograr alcanzar este triunfo, por brindarme su amor y hacerme feliz, te amo muchísimisísimo.

A mis amigas del alma, Aurimar y Raymar, por brindarme su ayuda incondicional, mis amigas de conversa, compañeras de tristezas y alegrías, las quiero muchísimo

Al Señor William Guevara, y la familia Guevara, por hacerme sentir como parte de la familia, mis segundos padres, agradecida eternamente por su apoyo e impulso para culminar la carrera con éxito.

A todos amigos y compañeros de Universidad que de alguna u otra manera forman parte de mis pasos por la vida y el camino de la enseñanza.

Al personal de la empresa Fertinitro por abrirme las puertas y permitirme desarrollar este trabajo, que me lleva al camino del éxito. Gracias por su colaboración e información.

Gracias a todos, este logo es de ustedes y para ustedes.

RESUMEN

El trabajo de grado que se presenta a continuación se basó en la evaluación del sistema de refrigeración de producto en una planta de amoniaco ubicada en el Complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui, con la finalidad de analizar el desempeño del sistema de refrigeración de cada tren de la planta de amoniaco bajo los requerimientos actuales de operación y de diseño, y detectar los puntos de mejoras y/o limitaciones (cuellos de botella) que estén afectando la producción desde el arranque inicial de la planta. En primer lugar se compararon los parámetros de diseño con los de operación normal, prediciéndose que actualmente se encuentra trabajando por encima de los valores de diseño. En segundo lugar, se evaluó el sistema mediante la elaboración de modelos de simulación en el simulador de procesos *Hysys Plant* versión 3.1, de manera de reproducir su desempeño en los diferentes casos estudiados, para lo cual se validó la simulación en base a los parámetros de diseño, arrojando porcentajes de desviación menores al 10 %. Una vez simulado cada uno de los sistemas se procedió a determinar cual o cuales de estos equipos tenían limitaciones, comparando los valores de diseño, datos de operación suministrados y los arrojados por el simulador para cada equipo del sistema de refrigeración, de lo cual se dedujo que el principal problema se presentaba en los intercambiadores y *chillers*, por falta de mantenimiento, así como también otros equipos que se encontraban limitados por su capacidad de diseño. Por último se propusieron posibles opciones de mejoras del sistema de refrigeración dentro de las cuales figuran, redistribución de flujos en los separadores V-507 y V-508, adición de válvulas a la salida del V-502 para aumentar la producción de líquido en éste y recirculación del flujo que va hacia a urea cuando esta unidad se encuentra fuera de servicio.

INDICE DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	V
DEDICATORIA	VI
AGRADECIMIENTOS.....	VII
RESUMEN	IX
INDICE DE CONTENIDO.....	X
ÍNDICE DE TABLAS.....	XIII
INDICE DE FIGURAS	XVI
CAPÍTULO 1	- 1 -
INTRODUCCIÓN.....	- 1 -
1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA.....	- 1 -
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
1.3 OBJETIVOS	5
CAPÍTULO 2	6
MARCO TEÓRICO	6
2.1. ANTECEDENTES.....	6
2.2. AMONIACO.....	7
2.2.1. Propiedades físico químicas.....	7
2.2.2. Efectos tóxicos	8
2.2.3. Almacenamiento	8
2.2.4. Síntesis industrial	8
2.3. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.....	10
2.3.1. Sistema de refrigeración abierto.....	10

2.3.2.	Sistema de refrigeración cerrado.....	11
2.3.3.	Agente refrigerante.....	12
2.3.4.	Equipos principales de un sistema de refrigeración.....	13
2.3.5.	Métodos básicos de refrigeración.....	15
2.4.	PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AMONIACO.....	21
2.4.1.	Materias primas.....	21
2.4.2.	Descripción del proceso	22
2.5.	SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE AMONIACO.....	27
2.6.	NOCIONES DE SIMULACIÓN DE PROCESOS	31
2.6.1.	Simulador de procesos Hysys Plant.....	33
2.6.2.	Validación de la simulación.....	33
CAPÍTULO 3		35
DESARROLLO DEL TRABAJO		35
3.1.	RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA EVALUACIÓN	36
3.1.1.	Fuentes consultadas.....	36
3.2.	COMPARACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO CON LOS DE OPERACIÓN NORMAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN	38
3.3.	DETERMINACIÓN DE LAS LIMITACIONES QUE PRESENTA EL SISTEMA, USANDO EL SIMULADOR HYSYS PLANT	39
3.3.1.	Selección del modelo termodinámico.....	44
3.3.2.	Descripción del esquema de simulación para bases de diseño ...	45
3.3.3.	Validación del esquema de simulación para las bases de diseño	64
3.3.4.	Descripción del esquema de simulación elaborado para las condiciones de operación (tren 12 y 22).	65
3.4.	PROPUESTA DE OPCIONES DE MEJORAS PARA EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.....	70

CAPÍTULO 4	72
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	72
4.1. COMPARACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO CON LOS DE OPERACIÓN NORMAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN	72
4.2. DETERMINACIÓN DE LAS LIMITACIONES QUE PRESENTA EL SISTEMA, USANDO EL SIMULADOR HYSYS	83
4.2.1. Validación del esquema de simulación para las bases de diseño	83
4.2.2. Análisis de los resultados arrojados por el modelo de simulación elaborado en base a los parámetros de operación normal de la unidad 12 y 22 .	93
4.3. PROPUESTA DE LAS OPCIONES DE MEJORAS AL SISTEMA EN CUESTIÓN110	
4.3.1. Propuestas asociadas al aumento de la producción de amoniaco 110	
4.3.2. Propuestas asociadas a las mejoras operativas del sistema de refrigeración	120
4.4. CONCLUSIONES	122
4.5. RECOMENDACIONES	124
BIBLIOGRAFÍA.....	126
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1. Identificación (tags) de los equipos y fluidos manejados en el sistema de refrigeración.	41
Tabla 3.2. Modelos termodinámicos y su rango de aplicación. [13].....	44
Tabla 3.3. Parámetros de diseño para cada equipo dentro del sistema de refrigeración de amoniaco.....	45
Tabla 3.4. porcentajes de desviación asignados para el simulador hysys.	64
Tabla 3.5. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoniaco de la unidad 12.....	67
Tabla 3.6. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoniaco de la unidad 22.....	68
Tabla 4.1. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 12.	73
Tabla 4.2. Parámetros de diseño y operación normal para los separadores y acumuladores de la unidad 12.....	75
Tabla 4.3. Parámetros de diseño y operación normal para los equipos compresores de la unidad 12.....	77
Tabla 4.4. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 22.	78
Tabla 4.5. Parámetros de diseño y operación normal para los separadores y acumuladores de la unidad 22.....	80
Tabla 4.6. Parámetros de diseño y operación normal para los equipos compresores de la unidad 22.....	81
Tabla 4.7. Validación del modelo de simulación de los chillers e-506, e-508 y e-514.....	84

Tabla 4.8. Validación del modelo de simulación de los separadores v-501 y v-502-	85
Tabla 4.9. Validación del modelo simulación para los compresores k-441 y k-451.....	86
Tabla 4.10. Validación del modelo de simulación para los separadores v-507, v-508 y v-503.	88
Tabla 4.11. Validación del modelo de simulación de la etapa de condensación e-510.....	89
Tabla 4.12. Validación del esquema de simulación para el v-504 y v-505.	90
Tabla 4.13. Validación del modelo de simulación para el chiller e-511.	90
Tabla 4.14. Validación del modelo de simulación para la válvula lv-5013 y el e-512.....	92
Tabla 4.15. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos e-506, e-508 y e-514 de la unidad 12.	94
Tabla 4.16. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos e-506, e-508 y e-514 de la unidad 22.	94
Tabla 4.16. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos e-506, e-508 y e-514 de la unidad 22. (continuación).....	95
Tabla 4.17. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos v-501 y v-502 de la unidad 12.....	97
Tabla 4.18. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos v-501 y v-502 de la unidad 22.....	97
Tabla 4.19. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos v-507, v-508 y v-503 de la unidad 12.....	99

Tabla 4.20. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos v-507, v-508 y v-503 de la unidad 22.....	100
Tabla 4.21. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos k-441 y k-451 de la unidad 12.....	102
Tabla 4.22. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos k-441 y k-451 de la unidad 22.....	103
Tabla 4.23. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos e-510, v-504, v-505 y e-511 de la unidad 12.....	105
Tabla 4.24. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos e-510, v-504, v-505 y e-511 de la unidad 22.....	106
Tabla 4.25. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación del equipo e-512 y la válvula lv-5013 de la unidad 12.	108
Tabla 4.26. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación del equipo e-512 y la válvula lv-5013 de la unidad 22.	109
Tabla 4.27. Datos de la estrangulación de la corriente de líquido proveniente del v-501	112
Tabla 4.28. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 12.....	114
Tabla 4.28. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 12. (continuación).	114
Tabla 4.29. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 22.....	115

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación geográfica de fertinitro.....	- 1 -
Figura 1.2 Empresas limítrofes de fertinitro dentro de pequiven.	2
Figura 1.3. Esquema operativo de la planta.....	3
Figura 2.1.Ciclo abierto de refrigeración. [7].....	11
Figura 2.2. Ciclo cerrado de refrigeración. [7].....	12
Figura 2.3. Métodos básicos de refrigeración. [6].....	15
Figura 2.4. Diagrama de flujo del circuito de refrigeración mecánica. [6]	16
Figura 2.5. Diagrama p-h para el ciclo de compresión de vapor. [6]	17
Figura 2.6. Sistema de refrigeración de dos etapas. [8].....	19
Figura 2.7. Ciclo teórico de multicompresión. [9]	20
Figura 2.8. Materias prima para la producción de amoniaco. [10].....	21
Figura 2.9. Etapas para el proceso de producción de amoniaco. [10]	23
Figura 2.10. Esquema del sistema de refrigeración de amoniaco.....	30
Figura 3.1.composición de la corriente de alimentación de gas de procesos al intercambiador e-506.	48
Figura 3.2. Parámetros de diseño cargados y calculados por el simulador.	48
Figura 3.3 parámetros de diseño par el intercambiador e-508.....	49
Figura 3.4. Parámetros de diseño para el intercambiador e-514.	49
Figura 3.5 parámetros de diseño de la válvula lv-5010.	51
Figura 3.6. Representación esquemática del proceso de evaporación del sistema de refrigeración.	52

Figura 3.7. Esquema de simulación de los separadores (v-507, v-508 y v-503) a la entrada de los compresores.	53
Figura 3.8. Cuadro de variables termodinámicas de la 1era etapa del compresor k-441.	54
Figura 3.9. parámetros de diseño aportados al intercambiador e-441.	55
Figura 3.10. Cuadro de variables termodinámicas de la 1era etapa del compresor k-441	56
Figura 3.11. Esquema simulado para el procesamiento del aceite térmico en el k-451.	56
Figura 3.12. Cuadro de variables termodinámicas del compresor k-451.	57
Figura 3.13. Variables suministradas al condensador e-510 a/b.	58
Figura 3.14. Cuadro de suministro de variables al e-511.	59
Figura 3.15. Esquema de simulación para la condensación.	60
Figura 3.16. Variables suministradas al intercambiador e-512.	61
Figura 3.17. Cuadro de suministro de parámetros en la válvula lv-5013.	62
Figura 3.18. Equipos simulados en el proceso de expansión.	62
Figura 3.19. Esquema representativo de la simulación en base diseño para el sistema de refrigeración de amoníaco.	63
Figura 4.1. Esquema de simulación del separador v-502, en donde se identifican la válvula lv-5010.	113
Figura 4.2. Esquema de simulación con las modificaciones realizadas.	113
Figura 4.3. Modificación del sistema para mejorar la operación del v-507	116
Figura 4.4. Esquema de simulación para la modificación del sistema, donde se muestra la recirculación del amoníaco hacia el v-503.	121

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

FertiNitro es una empresa mixta de calidad mundial en la producción de amoníaco y urea granulada, con tecnología de punta como lo son *Haldor Topsøe* para la producción de amoníaco, *Snamprogetti* para producción de urea e *Hidro Agri* para la granulación de la urea y opera bajo una visión de confiabilidad y rentabilidad para obtener una producción de alta calidad a nivel mundial, siendo ésta una de las plantas productoras de fertilizantes más grande del mundo. Cuenta con la participación de accionistas del estado como Pequiven (filial de PDVSA) con 35%, y empresas privadas extranjeras y venezolanas como Koch Industries (filial de Koch Nitrogen), Snamprogetti (filial de Ecofuel) y Empresas Polar, con 35%; 20% y 10% de las acciones respectivamente.

La empresa está ubicada en el Complejo Petrolero y Petroquímico General José Antonio Anzoátegui, en el sector Jose, al norte del estado Anzoátegui, como se muestra en la figura 1.1.

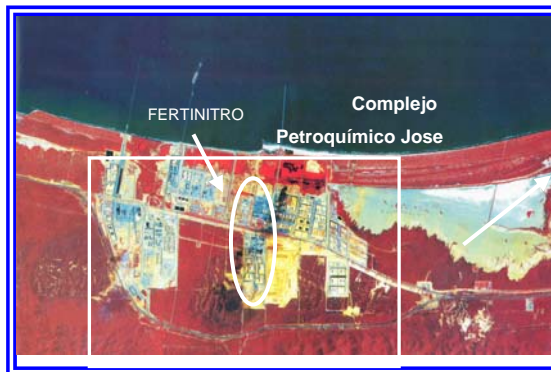


Figura 1.1 Ubicación geográfica de FertiNitro.

Entre sus límites dentro de Pequiven se encuentran otras empresas del ámbito petroquímico como son: Supermetanol, Superoctanos, Metor y aguas industriales Jose, ubicadas actualmente como lo muestra la figura 1.2.

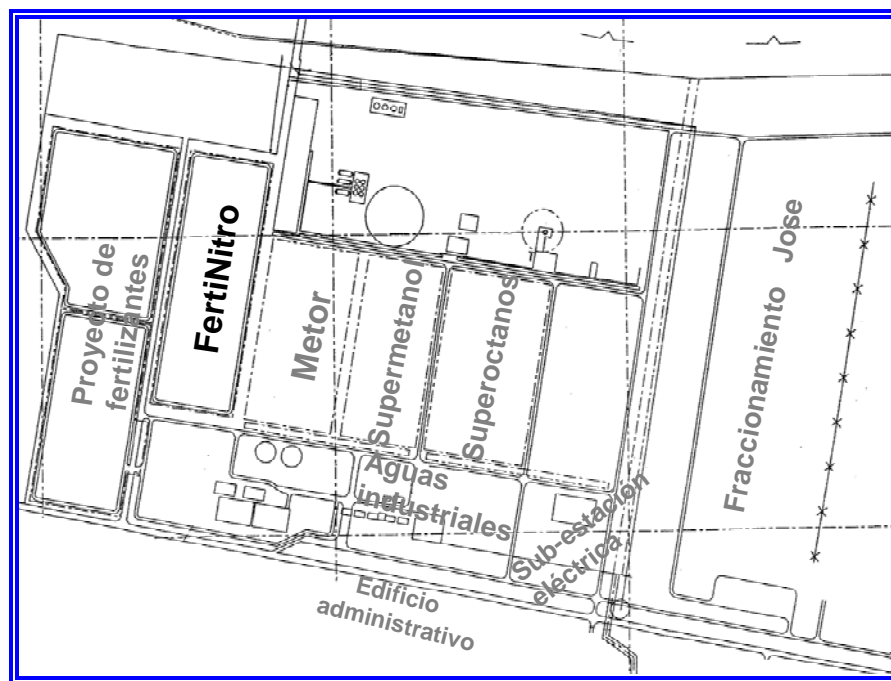


Figura 1.2 Empresas limítrofes de FertiNitro dentro de Pequiven.

La planta está formada por dos trenes idénticos tanto para la producción de amoníaco, como de urea, cuya capacidad de producción es de 1.800 y 2.200 toneladas por día respectivamente cada tren. Además consta de las áreas de servicios para la generación de vapor, agua desmineralizada, agua de enfriamiento, aire de servicio, nitrógeno de servicio, efluentes, y almacenamiento, entre otros. A continuación, en la figura 1.3 se muestra un diagrama de bloques representativo de las unidades que conforman la planta.

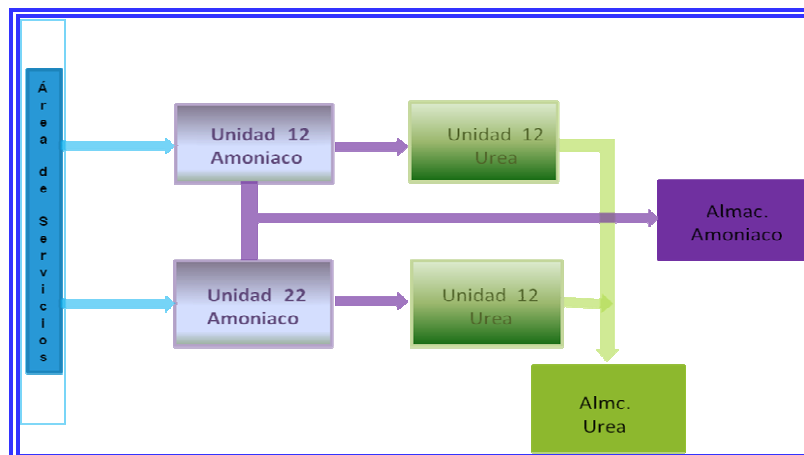


Figura 1.3. Esquema operativo de la planta.

Los dos trenes de producción de amoníaco constan de las siguientes secciones: compresión de gas natural, sección de desulfuración del gas natural, sección de reformación, sección de conversión de monóxido de carbono a hidrógeno y dióxido de carbono, sección de remoción de dióxido de carbono, sección de metanación, compresión del gas de síntesis, sección de síntesis de amoníaco, refrigeración y generación de vapor.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El sistema de refrigeración de la planta de amoníaco es un circuito cuya función es condensar el amoníaco producido en la sección de síntesis, además de enfriar el gas de purga y el gas inerte. Este sistema está formado por cuatro enfriadores de amoníaco (*“chillers”*), dos condensadores, cinco separadores, un compresor principal con dos etapas y tres compresores auxiliares (*“booster”*). El amoníaco líquido condensado en el sistema de refrigeración se dispone para ser distribuido hacia dos vías, un 60% se envía como materia prima para la producción de urea y el 40 % restante es enviado hacia el tanque de almacenamiento, para su despacho y comercialización.

Actualmente se requiere evaluar el desempeño del sistema de refrigeración de cada tren de la planta de amoniaco bajo los requerimientos actuales de operación y de diseño, con la finalidad de detectar los puntos de mejoras y/o limitaciones (cuellos de botella) que estén afectando la producción desde el arranque inicial de la planta. Existen algunos equipos presentes en el sistema de refrigeración que están trabajando deficientemente porque aun operando a la capacidad máxima, no arrojan un resultado satisfactorio en cuanto a la producción de amoniaco esperada. Se han venido haciendo seguimiento a dichos equipos desde hace años, presumiéndose como causas de su deficiencia la falta de mantenimiento, capacidad por debajo de la de diseño o por deterioro de uso.

Para cumplir con la evaluación del sistema se plantea en primer lugar comparar los parámetros de diseño con los de operación normal, empleando la data suministrada por la empresa. Se evaluarán las características operacionales del sistema empleando como herramienta base el simulador Hysys Plant, con la intención de reconocer cuales son los equipos que se podrían considerar como limitantes en el proceso, y de esta manera proponer las posibles opciones de mejoras del mismo.

La importancia de esta evaluación radica en la posibilidad de aumentar la producción de la planta que actualmente es 1.760 y 1.670 toneladas por día para los trenes 12 y 22 respectivamente, logrando una aproximación a la producción de diseño, así como también conocer cuáles son las variables operacionales que podrían estar afectando el desempeño tanto de los equipos del sistema de refrigeración, como los que se encuentran aguas abajo del sistema y por ende incrementar la confiabilidad de los mismos.

1.3 OBJETIVOS

Objetivo general

Evaluar el sistema de refrigeración de producto en una planta de amoniaco ubicada en el Complejo petroquímico José Antonio Anzoátegui.

Objetivos específicos

1. Comparar los parámetros de diseño con los de operación normal del sistema de refrigeración.
2. Determinar las limitaciones que presenta el sistema tanto por diseño como por operación normal, usando el simulador Hysys Plant.
3. Proponer las opciones de mejoras para el sistema en cuestión.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1. ANTECEDENTES

En el año 1992 Hernández [1], analizó la posibilidad de utilizar un sistema de refrigeración con propano como medio de enfriamiento adicional, para obtener mayor contenido de crudo en los tanques y evitar los problemas que produce la condensación de los hidrocarburos líquidos en el gasoducto. Empleó el simulador Process para evaluar las ventajas que ofrecía la inclusión del sistema y para conocer las características de las corrientes del proceso para el dimensionamiento de equipos. Así mismo utilizó el simulador Pipephase para evaluar la condensación en el gasoducto.

En el año 2004 Díaz [2], evaluó los equipos principales del sistema de refrigeración tales como: pasteurizador, placas de enfriamiento de la naranjada, jugos y néctares, además de las placas de enfriamiento de leche, placas de enfriamiento de lácteos, evaporadores, tramos de tuberías que transportan agua helada, compresores y condensador evaporativo. Se efectuaron balances de masa y energía para determinar el calor generado por el sistema, encontrando que el evaporador no suministraba la cantidad necesaria de calor para enfriar los productos pasteurizados, además que el pasteurizador y las placas de enfriamiento no pueden trabajar simultáneamente y que en general existe sobrecarga en el sistema de refrigeración de amoníaco.

En el año 2005 Velásquez [3], evaluó los equipos más importantes que conforman el sistema de refrigeración con propano, tomando datos en el panel de

control de la planta y en el campo para luego determinar la eficiencia y la potencia de los equipos que conforman el sistema con el fin de compararlos con los datos de diseño y proponer mejoras al mismo.

2.2. AMONIACO

El amoniaco es un líquido incoloro, irritante, inflamable, tóxico y de olor penetrante en condiciones normales. Se prepara industrialmente por síntesis directa de sus componentes. Posee alta solubilidad en agua y tiene muchísimas aplicaciones en la industria como por ejemplo en la industria química (síntesis de urea, hidracina y fertilizantes), industria metalúrgica (atmósfera de tratamiento térmico), industria agropecuaria (fertilización de tierras, tratamiento de la paja), industria papelera (eliminación de calcio), industria del frío (fluido refrigerante) e industria textil (disolvente). [4]

El amoniaco es un compuesto común y que existe naturalmente en el ambiente, que se descompone naturalmente en moléculas de hidrógeno y nitrógeno. El amoniaco está formado de un átomo de nitrógeno y tres átomos de hidrógeno, y tiene la formula química NH_3 . El amoniaco es un elemento clave en el ciclo del nitrógeno, y bajo condiciones normales, es esencial para muchos procesos biológicos. El amoniaco se puede encontrar en el agua, la tierra y el aire, y es fuente del nitrógeno esencial para plantas y animales. De hecho, el amoniaco es uno de los gases más abundantes en el ambiente. [5]

2.2.1. Propiedades físico químicas

Gas incoloro en condiciones normales.

Temperatura de solidificación, $-77,7^{\circ}\text{C}$.

Temperatura normal de ebullición, $-33,4^{\circ}\text{C}$.

Calor latente de vaporización, 302 kcal/kg (a 0°C).

Presión de vapor, 4,1 atm (a 0°C).

Temperatura crítica, $132,4^{\circ}\text{C}$.

Presión crítica, 113 atm.

Densidad del gas (0°C y 1 atm.), 0,7714 g/l. [5]

2.2.2. Efectos tóxicos

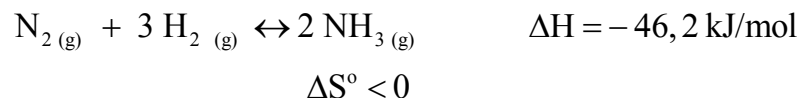
Es tóxico por inhalación (causando edema pulmonar) y los vapores producen irritación de ojos. Las salpicaduras de amoníaco líquido producen quemaduras y un daño irreparable en los ojos. [5]

2.2.3. Almacenamiento

El amoníaco se puede almacenar en almacenamientos refrigerados a presión atmosférica y aproximadamente -33°C con capacidades de 10.000 a 30.000 toneladas (hasta 50.000). También puede almacenarse en esferas o tanques a presión a temperatura ambiente y su presión de vapor con capacidades de hasta 1.700 toneladas. Por último se utilizan esferas semirefrigeradas a presiones intermedias (4 atm) y 0°C . Estas esferas también tienen capacidades intermedias entre los almacenamientos a temperatura ambiente y los refrigerados. [5]

2.2.4. Síntesis industrial

El NH_3 se obtiene exclusivamente por el método denominado Haber-Bosh. El proceso consiste en la reacción directa entre el nitrógeno y el hidrógeno gaseosos.



Es una reacción exotérmica por lo que un excesivo aumento de temperatura no favorece la formación de amoníaco. Sin embargo, la velocidad a la que se forma NH_3 a temperatura ambiente es casi nula. Es una reacción muy lenta, puesto que tiene una elevada energía de activación, consecuencia de la estabilidad del N_2 . La solución de Haber al problema fue utilizar un catalizador (óxido de hierro que se reduce a hierro en la atmósfera de H_2) y aumentar la presión, ya que esto favorece la formación del producto.

En la práctica las plantas operan a una presión de 100-1.000 atm. y a una temperatura de 400-600 °C. En el reactor de síntesis se utiliza $\alpha\text{-Fe}$ como catalizador (Fe_2O_3 sobre $\text{AlO}_3 \rightarrow$ catálisis heterogénea). A pesar de todo, la formación de NH_3 es baja con un rendimiento alrededor del 15%. Los gases de salida del reactor pasan por un condensador donde se puede licuar el NH_3 separándolo así de los reactivos, los cuales pueden ser nuevamente utilizados.

Los estudios sobre el mecanismo de la reacción indican que la etapa determinante de la velocidad de la reacción es la ruptura de la molécula de N_2 y la coordinación a la superficie del catalizador. El otro reactivo, H_2 , se activa más fácilmente. Se producen una serie de reacciones de inserción entre las especies adsorbidas para producir el NH_3 .

El catalizador funciona adsorbiendo las moléculas de N_2 en la superficie del catalizador debilitando el enlace interatómico N-N; de esta forma se origina N

atómico el cual reacciona con átomos de hidrogeno que provienen de la disociación de H_2 que también tiene lugar en la superficie metálica. [5]

2.3. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

En general se define la refrigeración como cualquier proceso de eliminación de calor. Más específicamente, se define a la refrigeración como la rama de la ciencia que trata con los procesos de inducción y mantenimiento de la temperatura de un espacio o material a temperatura inferior con respecto de los alrededores correspondientes. Para lograr lo anterior, debe sustraerse calor del cuerpo que va a ser refrigerado y ser transferido a otro cuerpo cuya temperatura es inferior. Debido a que el calor eliminado del cuerpo refrigerado es transferido a otro cuerpo, es evidente que refrigeración y calentamiento son en realidad los extremos opuestos del mismo proceso. La refrigeración se basa en dos principios básicos conocidos como la primera y segunda leyes de la termodinámica.

La primera de ellas establece que la energía no se crea ni se destruye. Si desaparece energía en una forma, debe reaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas. La segunda ley indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo en el mismo. El calor siempre fluye del cuerpo más caliente al más frío. [6]

2.3.1. Sistema de refrigeración abierto

Se entiende por circuito abierto de refrigeración aquel en el que se renueva el fluido de refrigeración. Del tanque de almacenamiento se capta un determinado caudal para refrigerar el condensador del sistema, donde se calienta. Ese fluido sale del tanque, hace el recorrido en el circuito durante el cual se refrigera y, una vez más frío, vuelve al tanque para ser almacenado. Se considera circuito abierto porque el tanque recibe y devuelve un caudal continuo del refrigerante, con lo que se garantiza que se mantiene la calidad del mismo (figura 2.1). [7]

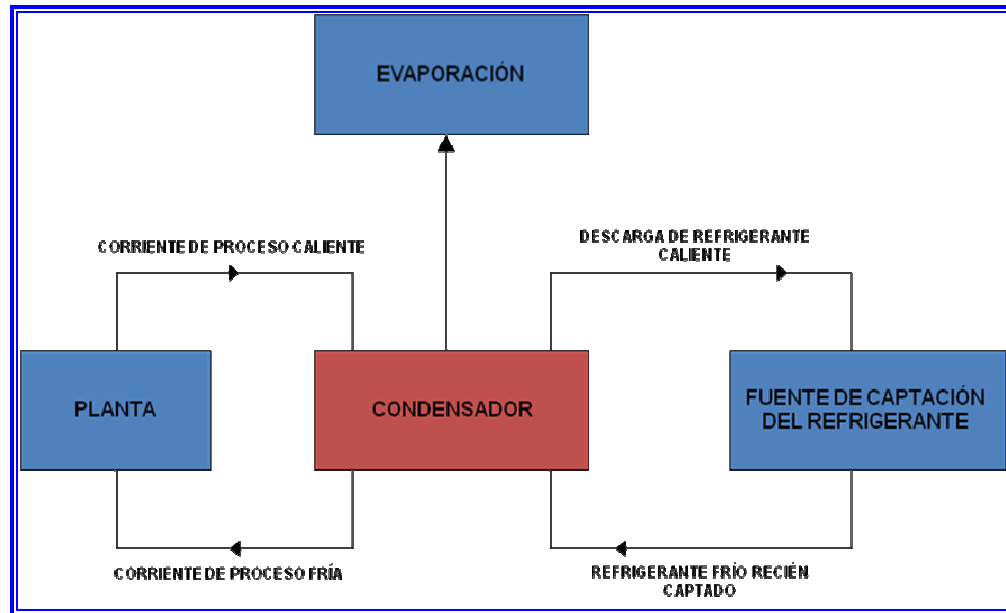


Figura 2.1. Ciclo abierto de refrigeración. [7]

2.3.2. Sistema de refrigeración cerrado

En el sistema de refrigeración por circuito cerrado, el calor producido en la máquina se transmite a un refrigerante externo mediante un intercambiador de calor, disponiéndose de dos circuitos de refrigeración separados entre sí: primario, constituido por el fluido que está en contacto con las partes internas de la máquina y

que transporta el calor hacia el intercambiador en circuito cerrado, y, secundario, constituido por el fluido exterior que circula por el intercambiador de calor y enfría el fluido primario. Un ciclo termodinámico verdaderamente cerrado es el de las máquinas de refrigeración, cuyo trabajo consiste en hacer efectivo un transporte de calor mediante la periódica transformación de las condiciones de una cantidad definida de un fluido refrigerante que recorra un circuito del cual no puede huir (figura 2.2). [7]

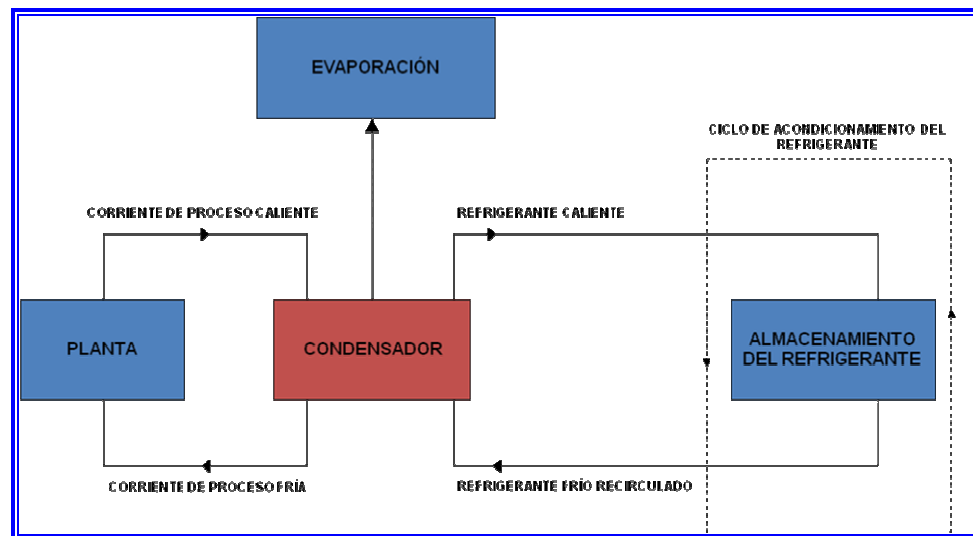


Figura 2.2. Ciclo cerrado de refrigeración. [7]

2.3.3. Agente refrigerante

En cualquier proceso de refrigeración, la sustancia empleada para absorber calor o agente de enfriamiento, se le llama refrigerante. Todos los procesos de enfriamiento pueden clasificarse como sensibles o latentes de acuerdo al efecto que el calor absorbido tiene sobre el refrigerante. Cuando el calor absorbido causa un aumento en la temperatura del refrigerante, se dice que el proceso de enfriamiento es sensible, mientras que cuando el calor absorbido cause un cambio en el estado físico

del refrigerante (ya sea una fusión o vaporización) se dice que el proceso de enfriamiento es latente. Para cualquiera de ambos procesos si el proceso refrigerante es secuencial, la temperatura del refrigerante debe mantenerse en forma continua por debajo de la del material o del espacio que está siendo refrigerado. [2]

2.3.4. Equipos principales de un sistema de refrigeración

2.3.4.1. Compresor

Los compresores son máquinas especialmente diseñadas y construidas para aumentar la presión en los gases. Lo más común es que se comprima aire, pero en la industria es frecuente la necesidad de comprimir otros gases. Durante la compresión casi todos los gases generan calor; si la compresión es rápida este calor se traduce en un aumento notable de la temperatura del gas. La temperatura final del gas al comprimirse depende de la relación de compresión, es decir la relación entre la presión final después de comprimido y la presión inicial del gas antes de la compresión y de la velocidad de la compresión. Una compresión lenta, dará tiempo a que el calor generado pueda disiparse y el incremento de temperatura casi no puede notarse. Este fenómeno del calentamiento, reviste especial importancia cuando se comprimen gases que pueden descomponerse con la temperatura, para los cuales puede, hasta sobrevenir una explosión.

Cuando la presión final que quiere lograrse es muy alta, la compresión se realiza en varias etapas, con el consecuente enfriamiento del gas entre las etapas para minimizar el efecto del calentamiento. Los compresores están dotados de sistemas de enfriamiento, a fin de mantener el nivel de temperatura de la máquina dentro de rangos seguros, tanto para el proceso, como para la máquina misma. [2]

2.3.4.2. Condensador

El condensador es un intercambiador de calor que tiene la función de condensar o licuar el vapor del refrigerante procedente del compresor a elevada temperatura y presión mediante la extracción de calor. Remueve el sobrecalentamiento del refrigerante producido en el compresor. El sistema de refrigeración de los trenes de producción de amoníaco de FertiNitro utiliza un condensador evaporativo. Este tipo de condensador combina un sistema de aire forzado y una torre de enfriamiento de agua, en donde se hace pasar el agua, mediante una bomba de rociado, desde una piscina colectora que se encuentra en el fondo de la unidad, hacia unas boquillas ubicadas en la parte superior del serpentín del refrigerante. El refrigerante en estado de vapor pasa a estado líquido como consecuencia del enfriamiento recibido. A este calor se le llama calor latente de condensación. El condensador se encuentra ubicado en la parte de alta presión del ciclo, o sea en la descarga del compresor. La elevada presión del refrigerante es necesaria para poder condensar el vapor con facilidad. [2]

2.3.4.3. Válvula de expansión

Es un dispositivo dosificador que regula la cantidad de refrigerante que va hacia el punto de estrangulación entre el lado de alta presión y baja presión del ciclo del sistema de refrigeración. La cantidad de líquido refrigerante que deja pasar la válvula de expansión se regula automáticamente dependiendo de la presión y la temperatura existente a la salida del evaporador. La válvula de expansión mantiene constante el sobrecalentamiento del vapor refrigerante para garantizar completamente el cambio de estado líquido a vapor, sin peligro de fuga de líquido refrigerante a la línea de succión que va al compresor. Para ello, la válvula tiene una toma de presión y otra de temperatura a la salida del evaporador. [2]

2.3.4.4. Evaporador

Son intercambiadores de calor en los que el refrigerante se evapora al enfriar el producto, el fluido o el cuerpo del equipo. El refrigerante puede permanecer en contacto directo con el cuerpo a enfriar, o bien puede utilizarse, por otro medio, como fluido secundario. Los evaporadores para enfriamiento de aire tendrán evaporación del refrigerante en el interior de los tubos, mientras los de enfriamiento de líquidos pueden tener la evaporación del refrigerante en el interior o exterior de los tubos. En los evaporadores el calor transferido es calor latente, aunque también existe calor sensible, pero se considera despreciable al comparar su magnitud con el calor latente. [2]

2.3.5. Métodos básicos de refrigeración

Los tres métodos básicos de refrigeración se muestran en la figura 2.3.

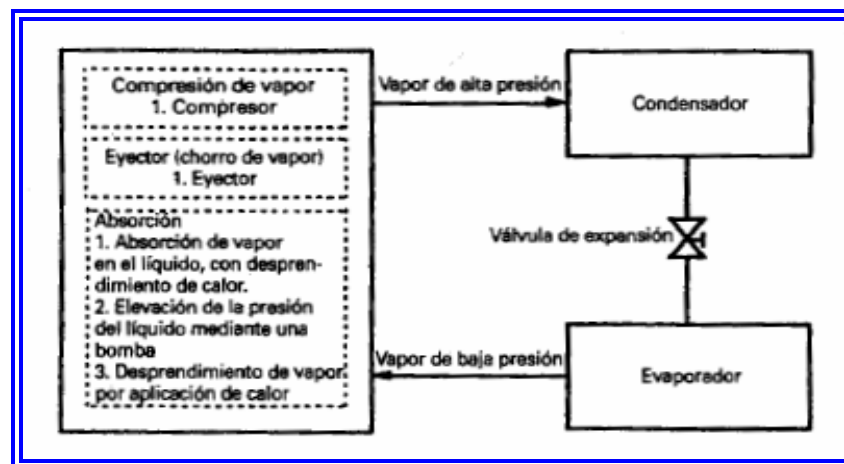


Figura 2.3. Métodos básicos de refrigeración. [6]

Todos emplean procesos similares para conseguir el efecto de refrigeración: evaporación, condensación en donde el calor se elimina al ambiente; y expansión en una restricción del flujo. La diferencia está en la forma en que se lleva a la compresión: empleando trabajo mecánico (en el compresor), energía térmica (para absorción o desorción), o diferencia de presión (en el eyector). [6]

2.3.5.1. Refrigeración mecánica (expansión-compresión)

El sistema más empleado en refrigeración es el correspondiente a la compresión de vapor. El circuito básico de este sistema se muestra en la figura 2.4. De forma general, el vapor obtenido en el evaporador es comprimido, luego es condensado con agua o con aire y se expande hasta lograr una baja presión y una temperatura baja por medio de una válvula. [6]

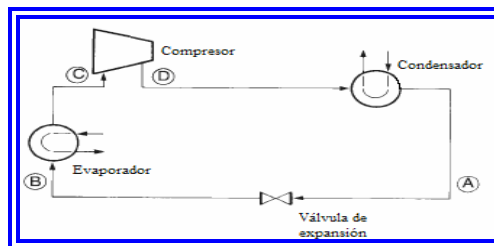


Figura 2.4. Diagrama de flujo del circuito de refrigeración mecánica. [6]

El ciclo de compresión estándar, para compresión de vapor se encuentra en la figura 2.5 siguiendo el camino 1, 2, 3, 4 (ciclo Rankine). El diagrama de presión – entalpía se usa más en la práctica de refrigeración, debido a que tanto la evaporación como la condensación son procesos isóbaros, con lo que el calor intercambiado es igual a la diferencia de entalpía, $\Delta Q = \Delta h$. Para la compresión isentrópica ideal, el trabajo ideal, el trabajo también podría presentarse como diferencia de entalpía, $\Delta W = \Delta h$.

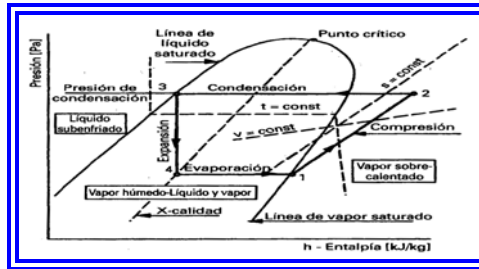


Figura 2.5. Diagrama P-H para el ciclo de compresión de vapor. [6]

En las máquinas de este tipo, de forma explícita, la parte central del sistema lo constituye el compresor, que recibe vapor a baja presión y lo comprime. Con esta operación se elevan considerablemente la presión y la temperatura del vapor. Luego, este vapor comprimido y calentado fluye por el tubo de salida hasta el condensador, donde el vapor cede su calor al agua que rodea al condensador. En esta forma su temperatura descende hasta el punto de condensación, y se convierte en líquido con la correspondiente liberación de calor que ocurre en estos casos.

En el ciclo de compresión de vapor, el flujo a través del condensador y el evaporador va acompañado de una caída de presión. Siempre tiene lugar un cierto subenfriamiento en el condensador y sobrecalentamiento del vapor que entra en la línea de succión del compresor, ambos debidos al proceso continuo en los intercambiadores de calor y a la influencia del medio ambiente. El subenfriamiento y sobrecalentamiento son, normalmente, deseables para asegurar que solo entre líquido en el instrumento de expansión.

Las plantas de refrigeración de amoníaco se construyen casi exclusivamente como sistemas con recirculación. La principal ventaja de los sistemas de recirculación

frente a los sistemas de expansión directa es una mejor utilización del área superficial del evaporador. [6]

2.3.5.2. Sistemas de refrigeración multi-etapas

Los sistemas de refrigeración que utilizan uno, dos, tres, o cuatro etapas de compresión han sido operado con éxito en diversos servicios. El número de niveles de refrigeración en general depende del número de etapas de compresión necesaria, cargas térmicas, la economía, y el tipo de compresión. Para una relación de compresión total mayor de cuatro, un sistema de compresión multi-etapas es más económico. [8].

En el ciclo de compresión simple, la compresión y la expansión se producen en un solo salto, (máquinas domésticas y un gran número de equipos de carácter industrial); en estas máquinas las presiones y temperaturas (de condensación y evaporación) no difieren excesivamente. Cuando la diferencia de presiones entre la aspiración y escape (salida) del compresor es muy grande, o lo que es lo mismo, la diferencia entre la temperatura del cambio de estado en el condensador y la reinante en el evaporador, se producen los siguientes fenómenos:

Un aumento importante en la temperatura de escape del compresor puede originar la posible descomposición del aceite lubricante con el consiguiente acortamiento de la vida media de la máquina.

Un aumento de la relación de compresión implica que el rendimiento volumétrico propio del compresor simple disminuye, lo que da origen a una disminución de la capacidad frigorífica al bombear menor cantidad de fluido refrigerante.

A medida que se adentra en la zona de vapor recalentado, se produce una inclinación cada vez mayor de las líneas de entropía constante, hecho que se origina al aumentar la relación de compresión, lo que implica un incremento de la potencia requerida por el compresor. [9]

2.3.5.3. Sistema de dos etapas de refrigeración

En estas instalaciones, el fluido refrigerante se comprime dos veces, sucesivamente, existiendo un enfriamiento del vapor recalentado después de cada compresión. Lo más normal es la compresión doble directa; sistemas de compresión de más etapas son más frecuentes en la industria. El esquema representativo de este sistema se muestra en la figura 2.6. [9]

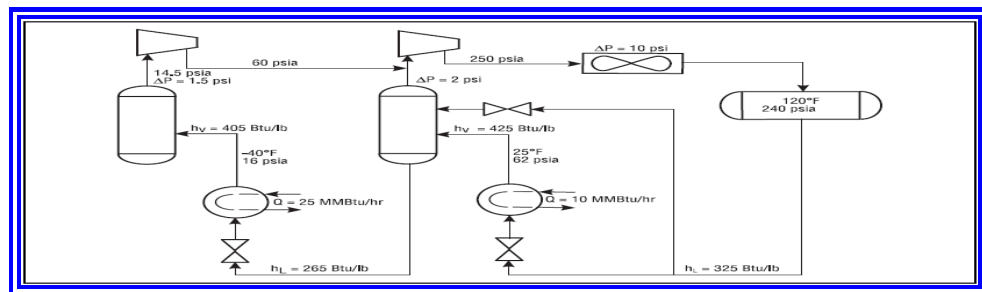


Figura 2.6. Sistema de refrigeración de dos etapas. [8]

En la figura 2.7. se representa en un diagrama (presión, entalpia) un ciclo simple definido por el contorno (1-2-3-4-1) (con subenfriamiento); si se superpone un ciclo de compresión doble, que trabaja entre las mismas presiones que el anterior, la primera compresión se realiza entre la presión del vaporizador y una presión intermedia (1-A) y la segunda compresión entre esta presión intermedia y la del condensador (B-2'), realizando entre ambas compresiones el enfriamiento intermedia del vapor recalentado del fluido refrigerante, de forma que el estado A se desplaza hacia la izquierda, hacia el punto B, que puede quedar como vapor recalentado o como vapor saturado seco.

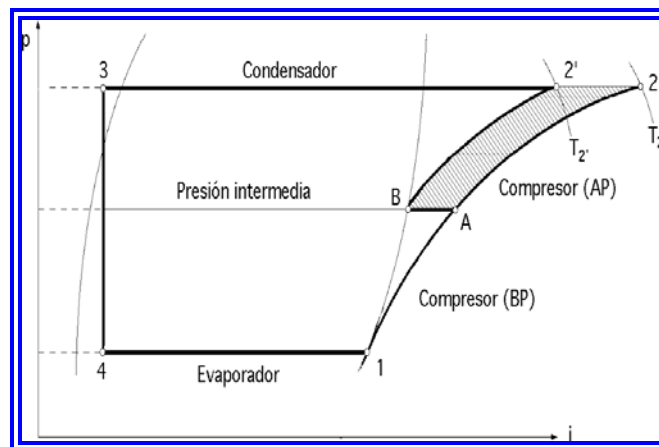


Figura 2.7. Ciclo teórico de multicompresión. [9]

El límite de enfriamiento de la refrigeración intermedia, estado B, del vapor de escape de la etapa de compresión más baja, se encuentra como mucho en la línea de vapor saturado seco; esto se hace así para evitar la entrada de líquido a la segunda etapa de compresión, hecho que podría acarrear un golpe de líquido en el compresor alternativo de no conseguirse la vaporización total. El resto de las transformaciones en el ciclo de compresión múltiple son del mismo tipo a las ya vistas para el ciclo de compresión simple. Se observa que la temperatura final del vapor a la salida del compresor ha disminuido, pasando de T_2 a T_2' , respecto al ciclo simple; el área

rayada representa, en forma aproximada, el ahorro de energía que se ha conseguido en el funcionamiento de la instalación. [9]

2.4. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AMONIACO

2.4.1. Materias primas

El amoníaco se produce mediante una mezcla de hidrógeno (H_2) y nitrógeno (N_2) en una relación de 3:1.

La fuente de H_2 es el vapor de proceso y los hidrocarburos del gas natural, que se convierten a gas de síntesis (mezcla rica en H_2) mediante una reacción llamada reformación con vapor. La fuente de N_2 es el aire atmosférico. [10]

A continuación se muestra un esquema alusivo a las materias primas.

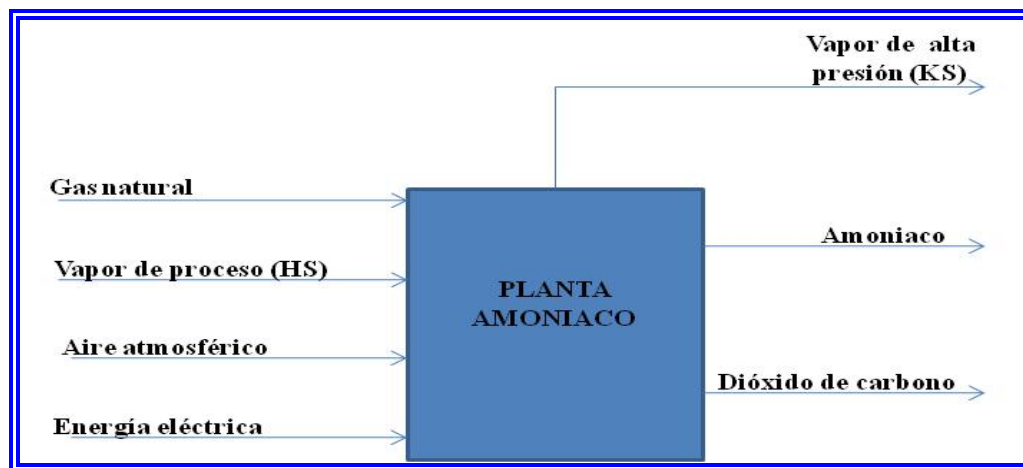


Figura 2.8. Materias prima para la producción de amoníaco. [10]

2.4.2. Descripción del proceso

Los pasos necesarios para la producción de amoníaco son los indicados a continuación:

La alimentación de hidrocarburos es comprimida a 45 kgf/cm²g y entonces desulfurada en la sección de desulfuración.

La alimentación de hidrocarburos desulfurada se reforma con vapor y aire convirtiéndose en el gas de síntesis crudo (gas de proceso). El gas contiene principalmente hidrógeno, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y vapor de agua.

En la sección de purificación de gas, el CO reacciona primero con vapor y se convierte en CO₂ y H₂ (reacción de conversión) con la finalidad de aumentar el rendimiento de H₂. Luego, el CO₂ se elimina en la sección de remoción de CO₂.

El remanente de CO y CO₂ se convierten en metano por la reacción con H₂ (metanación), antes de que el gas de síntesis se envíe al lazo de síntesis de amoníaco.

El gas de síntesis purificado se comprime aproximadamente a 203 kgf/cm² y se envía al lazo de síntesis de amoníaco donde se convierte en amoníaco. [11]

En la figura 2.7 se muestra un esquema representativo de los pasos del proceso de producción de amoníaco.

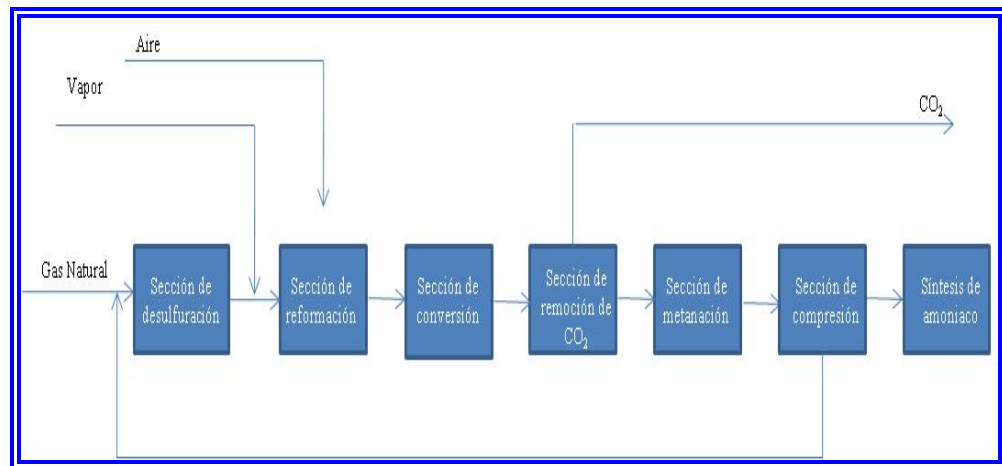


Figura 2.9. Etapas para el proceso de producción de amoníaco. [10]

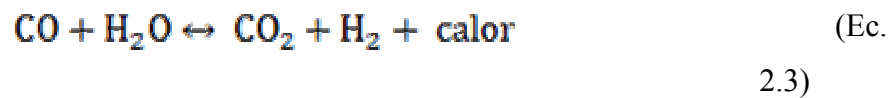
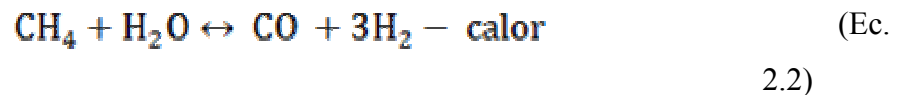
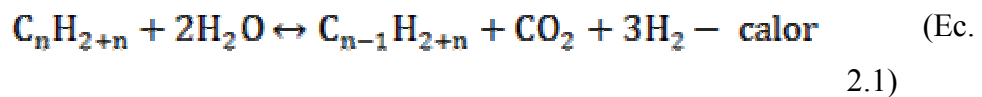
2.4.2.1. Sección de desulfuración

Dado que el gas contiene tanto H_2S como compuestos de azufre orgánico, la desulfuración tiene lugar en dos etapas. Los compuestos orgánicos de azufre se convierten en H_2S en el hidrogenador 12/22-R-201, y la absorción de H_2S tiene lugar en los absorbedores 12/22-R-202 A/B. Después de la desulfuración, el contenido de azufre será menor de 0,05 ppm (v/v).

2.4.2.2. Sección de reformación

En la sección de reformación, el gas desulfurado se convierte en gas de síntesis mediante la reformación catalítica de los hidrocarburos con el vapor y la adición de aire.

El proceso de reformación de vapor puede ser descrito por las reacciones siguientes:

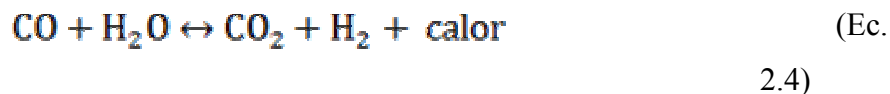


La ecuación 2.1 describe la reacción de reformación de los hidrocarburos más pesados, que se transforman en hidrocarburos livianos en varias etapas, resultando finalmente en metano, que se reforma según la ecuación 2.2 y 2.3.

Las reacciones tienen lugar en dos reactores, en el reformador primario 12/22 F 201 y en el reformador secundario 12/22 R 203. [10]

2.4.2.3. Sección de conversión

El gas de proceso que deja la sección de reformación se convierte en hidrógeno y dióxido de carbono mediante la reacción de conversión:



Esta reacción tiene lugar en los dos convertidores de CO, 12/22-R-204 y 12/22-R-205, con enfriamiento del gas de proceso después de cada convertidor. [11]

2.4.2.4. Sección de remoción de dióxido de carbono

Básicamente, la sección de remoción de CO₂ comprende un absorbedor, 12/22-C-303, donde el contenido CO₂ en el gas de proceso se absorberá en una fase líquida a alta presión, el cual es una solución caliente de carbonato de potasio acuoso

El líquido que contiene el CO₂ se transfiere a una unidad de regeneración de dos columnas, 12/22-C-301 y 12/22-C-302. En ambas torres la presión es baja y por lo tanto, debido al equilibrio, el CO₂ nuevamente se transferirá a la fase de gas.

La absorción se lleva a cabo en dos etapas en el 12/22-C-303. En la primera etapa la mayor parte del CO₂ se absorbe en la parte inferior de la 12/22-C-303. La absorción se realiza utilizando la solución regenerada normal (solución semi-pobre) proveniente desde la 12/22 C 302.

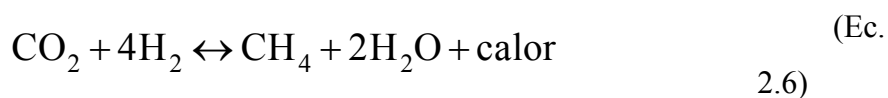
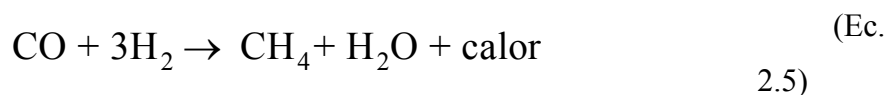
En la segunda etapa, se utiliza un flujo de solución altamente regenerada (solución pobre). A una temperatura más baja, la presión de vapor de CO₂ de la solución es reducida más aún para alcanzar una baja concentración de CO₂ en el gas purificado. [10]

2.4.2.5. Sección de metanación

La parte final de la purificación del gas es la metanación, donde los residuos de óxidos de carbono se convierten en metano. El oxígeno que contiene los compuestos

tales como óxidos de carbono (CO y CO₂) son venenos severos para el catalizador de síntesis de amoníaco.

La metanación tiene lugar en el metanador 12/22-R-301, y las reacciones involucradas son las inversas de las reacciones de reformación:



Las reacciones de metanación son exotérmicas y durante la operación normal el aumento de temperatura está en el orden de los 20 °C. [12]

2.4.2.6. Sección de síntesis de amoníaco

La síntesis de amoníaco tiene lugar en el convertidor de síntesis de amoníaco, 12/22-R-501, según la siguiente reacción:



La reacción es reversible y solo parte del hidrógeno y nitrógeno son convertidos en amoníaco pasando a través del lecho del catalizador. En el 12/22-R-501, cerca del 30% del nitrógeno e hidrógeno es convertido en amoníaco. La parte no transformada es reciclada al convertidor después de la separación del amoníaco producto líquido.

Después de que el gas de síntesis ha pasado por el 12/22-R-501 el gas efluente será enfriado hasta una temperatura a la cual la mayor parte del amoníaco se condensa.

El calor liberado por la reacción (cerca de 750 kcal/kg de NH_3 producido) es utilizado para la producción de vapor de alta presión en la caldera de recuperación de calor, 12/22-E-501, y el precalentamiento del agua de alimentación a caldera de alta presión en el 12/22-E-502.

El gas de síntesis de reposición se introduce entre los dos enfriadores de amoníaco, 12/22-E-506 y 12/22-E-508, en un punto justo después de donde la purga se ha removido del lazo de síntesis.

El efluente del convertidor se enfría paso a paso, en cada uno de los intercambiadores de calor, 12/22-E-501, 12/22-E-502, 12/22-E-503, 12/22-E-504 12/22-E-505, energía que es aprovechada para la generación de vapor.

El enfriamiento final del gas de síntesis a 0 °C tiene lugar en los “chillers” de amoníaco, 12/22-E-506 y 12/22-E-508. El amoníaco condensado se separa del gas de síntesis de circulación en el separador de amoníaco, 12/22-V-501. Desde el separador, el gas se recircula al convertidor de amoníaco a través del intercambiador frío, la etapa de recirculación del compresor y finalmente a través del intercambiador de calor caliente. [10]

2.5. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE AMONIACO

El proceso de compresión y refrigeración en las plantas de amoniaco es un circuito cerrado que se usa para enfriar y condensar el amoniaco a la salida del reactor de síntesis. Este proceso se realiza en los condensadores de amoniaco E-506, E-508 y E-514

En estos condensadores se mantiene un nivel de amoniaco líquido, suplido por el tambor de almacenamiento del amoniaco V-504. El gas de síntesis fluye a través de los tubos E-506, E-508 y E-514 haciendo ebullición del amoniaco líquido a su alrededor. Los vapores formados salen por el tope de la coraza de los intercambiadores y luego pasan a los tambores separadores V-507 y V-508, donde el amoniaco gaseoso se libera por el tope del tambor y es succionado por la primera y segunda del compresor TK-441 el cual es movido por una turbina a vapor de alta presión (43 kgf/cm²).

El compresor de amoniaco gaseoso está provisto de un enfriador E-441 a la salida de la primera etapa; el amoniaco gaseoso luego de salir de la segunda etapa pasa a los condensadores de amoniaco de refrigeración E-510 A/B. El amoniaco líquido, producto de condensación pasa al tambor de almacenamiento V-504, parte es transferida al E-511 donde se liberan los gases de purga a través del separador V-505 y el resto es enviado a los E-506, E-508 y E-514 lado coraza, pasando en el recorrido por el intercambiador E-512 calentando el flujo de amoniaco que se dirige a la planta de urea, cerrando así el ciclo.

Los gases de amoniaco del acumulador V-504 y de los enfriadores E-510 A/B, son enfriados en el enfriador E-511 (enfriador de gases inertes del lazo de refrigeración) y enviados al separador V-505, a su vez el amoniaco líquido que sale por el fondo del V-505 es enviado al E-508 lado coraza con la válvula LV-5033, y

por el tope el amoniaco gaseoso es enviado a la columna C-552 con la válvula PV-5032.

En la figura que se muestra a continuación se exhibe el diagrama de procesos del sistema de refrigeración de amoniaco.

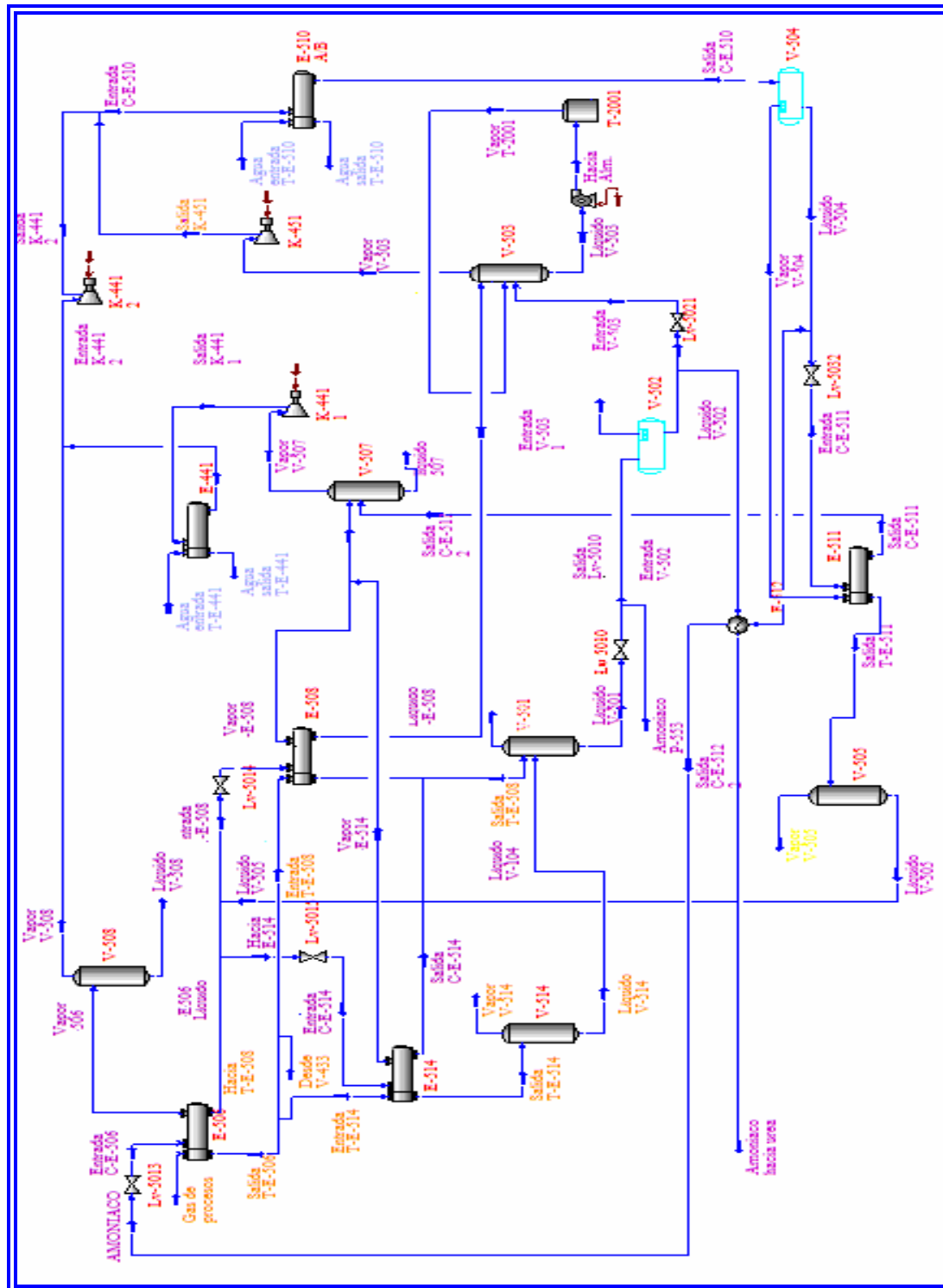


Figura 2.10. Esquema del sistema de refrigeración de amoníaco.

2.6. NOCIONES DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos es una de las herramientas más poderosas con las que cuenta el ingeniero químico en la actualidad. A través de esta, se pueden ejecutar proyectos de diseño, reformas y evaluaciones en poco tiempo y con bastante exactitud en los cálculos.

Hoy en día existen muchos paquetes de simulación en el mercado, siendo los más usados en la industria: Hysys, Pro/II, ChemCad, Aspen Plus, entre otros.

La versatilidad de los simuladores ha hecho de la industria petrolera y petroquímica un negocio más productivo, ya que gracias a estos se ha podido minimizar el tiempo de respuesta en la resolución de problemas operacionales, así como también en la adecuada toma de decisiones.

Básicamente un simulador es un software en donde se integran de manera sinérgica una gran gama de programas de cálculos de ingeniería, en un ambiente determinado de programación (Visual Basic, Fortran, entre otros). Esta plataforma le otorga al simulador la característica de poder realizar cálculos complejos en tiempo breve e infinidad de veces, brindando al usuario precisión, confiabilidad y eficacia.

Para simular, diseñar o sensibilizar un proceso o parte de éste, se requiere en primer lugar conocimientos teóricos de la materia y en segundo lugar la información necesaria, ya sea del proceso a diseñar (en el caso del diseño de plantas o equipos), o bien las especificaciones de diseño del equipo (en el caso de una simulación).

Generalmente los datos requeridos por los simuladores para la simulación de un equipo son los siguientes:

Los datos o especificaciones de diseño del equipo (dimensiones, sus internos, condiciones de operación, rangos permisibles de operación).

Las características de las corrientes de entrada al equipo (al menos temperatura, presión, flujos y composiciones de los componentes).

- Necesidades de calefacción, condensación o potencia.
- Especificaciones de las corrientes de salida (calidad del producto).
- Ecuación o ecuaciones termodinámica(s) adecuada(s) al sistema.

Luego de que se han cargado todos los datos requeridos se procede a correr el esquema de simulación realizado. Es importante recalcar que el simulador sólo es una herramienta de cálculo; es por ello que los datos suministrados deben ser revisados y evaluados, para de esta manera obtener resultados confiables y sin inconsistencias.

Finalmente, una vez corrida la simulación se debe proceder a verificar o validar los resultados con los balances de masa por diseño del equipo original, para ratificar que el modelo de simulación representa fielmente el caso que se requiere. [11]

2.6.1. Simulador de procesos Hysys Plant

Hysys Plant es un software de los más avanzados en ingeniería de procesos. Es completamente interactivo y es posible obtener acceso a altos niveles de definición de geometría de los equipos, obteniendo resultados detallados. Hysys Plant está diseñado para ser: integrado, intuitivo e interactivo y abierto y extensible.

Para poder realizar la simulación del proceso con esta herramienta, inicialmente se tiene que especificar al simulador las siguientes propiedades del sistema a simular:

- Modelo termodinámico.
- Modelo cinético.
- Entradas del proceso (composición, temperatura, caudal).
- Equipos y sus condiciones de diseño y operación

La herramienta permite realizar simulaciones con base en el cálculo de propiedades físicas de componentes reales e hipotéticos [12]

2.6.2. Validación de la simulación

A través de esta etapa se valoran las diferencias entre el funcionamiento del simulador y el sistema real que se está tratando de simular. Las formas más comunes de validar un modelo son:

- La opinión de expertos sobre los resultados de la simulación.
- La exactitud con que se predicen datos históricos.
- La exactitud en la predicción del futuro.
- La comprobación de falla del modelo de simulación al utilizar datos que hacen fallar al sistema real.
- La aceptación y confianza en el modelo de la persona que hará uso de los resultados que arroje el experimento de simulación. [12]

CAPÍTULO 3

DESARROLLO DEL TRABAJO

Para realizar la evaluación del sistema de refrigeración de amoníaco, a fin de determinar su condición operacional actual y su desempeño en el sistema de producción global de la planta, se organizó un programa de acciones a seguir con el propósito de establecer directrices que permitieran enfocar toda la atención en el cumplimiento de los objetivos planteados.

En primer lugar, para establecer la situación operacional del sistema de refrigeración, se realizó una comparación de los parámetros de diseño, específicamente temperatura, presión y flujo, con los de operación normal de la planta, para lo cual fue necesario asignar un intervalo de tiempo para la recopilación de la data.

En segundo lugar, se procedió a elaborar un esquema de simulación del sistema de refrigeración de amoníaco tanto para los parámetros de diseño, como los de operación normal, basado en el programa de simulaciones Hysys Plant, versión 3.1, con la finalidad de determinar las limitaciones que presenta el sistema y de esta forma enfocar la atención en aquellos puntos donde probablemente se veía afectada la producción de amoníaco. Una vez corridos los modelos, se procedió a la validación de los mismos, a fin de garantizar que los esquemas de simulación cumplan con las características necesarias para representar una réplica de ellos. Cabe destacar que esta compatibilidad depende irremediamente de la selección del paquete termodinámico adecuado para este sistema. Fueron considerados válidos los

esquemas si los parámetros importantes para cada equipo en particular, presentan una desviación menor o igual al 10% con respecto a los valores suministrados.

En tercer y último lugar, ya determinado las limitaciones existentes en el sistema, se prosiguió a la proposición de opciones de mejoras, teniendo como objetivo fijo aumento en la producción de amoníaco y adecuación de las unidades de operación.

3.1. RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA EVALUACIÓN

Para realizar la evaluación del sistema de refrigeración de amoníaco, se realizó una búsqueda exhaustiva de toda la información necesaria de carácter práctico.

3.1.1. Fuentes consultadas

La información en cuanto al diseño original de cada uno de los equipos se tomó de las siguientes fuentes:

- *Data sheets* u hojas de diseño de cada equipo, en donde se tomaron los datos de diseño: (Apéndice A).

- ✓ Temperaturas de operación del equipo.
- ✓ Presiones puntuales y diferencias de presión de operación del equipo.
- ✓ Dimensiones internas y externas.
- ✓ Capacidades.
- ✓ Especificaciones de las corrientes de salida o productos.
- ✓ Propiedades físicas de los fluidos involucrados

- Diagramas de flujo de proceso o PFD (de sus siglas en inglés “ *Process Flow Diagram*”) (Apéndice B), en donde se obtuvo información acerca de:
 - ✓ Balances de masa (flujos y composiciones) en el equipo (diseño).
 - ✓ Balances de energía (temperaturas, necesidades de calefacción y condensación).

En cuanto a los parámetros de operación normal se consultaron las fuentes que se mencionan a continuación:

- Diagramas de tuberías e instrumentación (Apéndice C) obteniéndose información de la siguiente índole:
 - ✓ *Tags* o siglas de identificación del instrumento en planta.
 - ✓ Corrientes de entrada y salida de los equipos.
 - ✓ Instrumentos de medición asociados a cada uno de los equipos y a las líneas de proceso.

- Sistema de recopilación de variables *Uniformance PHD (Process History Data)* bajo la plataforma de *Honeywell*, de donde se pudo obtener toda la data histórica de los diferentes instrumentos de medición que se encuentran en campo a través de los tags adscritos al sistema de DCS (Sistema de Control Distribuido) que permite reflejar la variable medida en las pantallas de sala de control, la cual está enclavada con el PHD y mantiene la información actualizada .Todos estos valores se encuentran en las tablas 3.5 y 3.6.

3.2. COMPARACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO CON LOS DE OPERACIÓN NORMAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Con el fin de establecer comparaciones entre los valores de los parámetros de diseño y los de operación normal, en un principio, se especificó el intervalo de tiempo para el cual se iba a recopilar la data de operación y de esta manera obtener los valores desde el PHD (*Process History Data*). De acuerdo a lo planteado, se consideró adecuado tomar los valores consignados para cada variable en el periodo comprendido entre las fechas 06 de septiembre de 2008 y 10 de septiembre de 2008, periodo en el cual, la planta en general se encontraba en total estabilidad.

A fines de facilitar la interpretación y representación de las tablas comparativas, se consideró conveniente separar la información en varias tablas, es decir, se construyeron diferentes modelos de tablas en donde se agrupó por tipo de equipo, los parámetros más importantes para cada caso en particular.

En el caso de la tabla diseñada para los intercambiadores de calor y *Chillers* se indicaron tanto para diseño como para operación normal los siguientes parámetros:

- Temperatura de entrada y salida en °C, tanto por el lado tubos como por el lado carcasa del intercambiador.
- Presión de entrada y salida en kgf/cm^2 , tanto por el lado tubos como por el lado carcasa del intercambiador.
- Flujos de procesos en kg/h tanto para el lado tubos, como el lado carcasa.

Con respecto a las tablas construidas para los separadores gas-líquido, se mostraron los siguientes parámetros:

- Temperatura de operación en °C.
- Presión de operación en kgf/cm^2 .

Por su parte, en la tabla comparativa de los compresores se presentaron los parámetros que se indican a continuación:

- Temperatura en °C de succión y descarga, para tantas etapas sean necesarias.
- Presión de succión y descarga en kgf/cm^2 de cada una de las etapas del sistema de compresión.
- Flujo en kg/h manejado en el compresor.

Cabe destacar, que en cada una de las tablas que se encuentran en el Capítulo 4 de este trabajo, los equipos están identificados con los *tags* correspondientes y se muestra como punto adicional el porcentaje de desviación que presentan los valores de los parámetros de operación normal con respecto a los parámetros de diseño.

3.3. DETERMINACIÓN DE LAS LIMITACIONES QUE PRESENTA EL SISTEMA, USANDO EL SIMULADOR HYSYS PLANT

Para determinar las limitaciones o cuellos de botella que presenta el sistema se elaboraron esquemas de simulación bajo el ambiente aportado por el simulador de procesos, Hysys.

Como se mencionó en otra oportunidad, la planta de fertilizantes nitrogenados cuenta con dos trenes de producción idénticos, U-12 (unidad 12) y U-22, los cuales son objeto de estudio de este trabajo, lo que conlleva a decir que para cumplir con el objetivo pautado, fue necesario la elaboración de tres esquemas de simulación, uno para las bases de diseño, y los otros dos correspondientes a los de operación normal para cada una de las unidades de producción (entendiéndose U-12 y U-22).

Montajes de los esquemas de simulación del sistema de refrigeración de amoniaco

Antes de describir los esquemas de simulación elaborados resulta necesario hacer énfasis en algunas consideraciones, que forman parte importante dentro de cualquier modelo de simulación.

Identificación de los equipos involucrados en el sistema de refrigeración y fluidos manejados en cada una de las corrientes del proceso según el diseño

Los *tags* o siglas de identificación de los equipos presentes en el sistema de refrigeración de amoniaco y los tipos de fluidos manejados en cada una de las corrientes, se muestran en siguiente tabla.

Para efectos de simbología se utilizará E (Exchanger) para el caso de los intercambiadores, V (vessel) para los separadores, K para los compresores y LV (Level Valve) para válvulas de nivel.

Tabla 3.1. Identificación (tags) de los equipos y fluidos manejados en el sistema de refrigeración.

Equipos	Lado	Fluido a manejar	Indicador de Temperatura (°C)		Indicador de Presión (kgf/cm ²)		Indicador de Flujo (Nm ³ /h)
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	
E-506	Lado tubos	Gas de proceso	TI-5042	TI-5043	PI-5004	PI-5011	FI-5001
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-5049	TI-5049	PI-5013	PI-5013	-
E-508	Lado tubos	Gas de proceso	TI-5044	TI-5045	PI-5011	-	-
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-5050	TI-5050	PIC-5014	PIC-5014	-
E-514	Lado tubos	Gas de purga	TI-5052	TI-5048	PI-5011	-	-
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-5051	TI-5051	PIC-5022	PIC-5022	-
E-511	Lado tubos	Gas inerte	TI-5069	TI-5071	PI-5031	PI-5032	FIC-5031
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-5070	TI-5070	PIC-5022	PIC-5022	-
E-512	Lado tubos	Amoniaco	TIC-5056	TIC-5066	PIC-5021	-	FI-5021
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-5067	TI-5068	PI-5031	-	-

Tabla 3.1. Tags de los equipos y fluidos manejados en el sistema de refrigeración. (continuación)

Equipos		Fluido manejar	Indicador de Temp. (°C)		Indicador de Presión (kgf/cm ²)		Indicador de Flujo (Nm ³ /h)
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	
E-510	Lado tubos	Agua	-	-	-	-	-
	Lado carcasa	Amoniaco	-	-	PI-5031	PI-5031	-
E-441	Lado tubos	Agua	-	-	-	-	-
	Lado carcasa	Amoniaco	TI-4404	TI-4410	PI-5031	PI-4402	-
V-501	Gas	Gas proceso	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5045	TI-5045	PIC-5021	PIC-5021	-
V-514	Gas	Gas de purga	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5048	TI-5048	PI-5011	PI-5011	-
V-502	Gas		-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5045	TI-5045	PIC-5021	PIC-5021	-
V-503	Gas	Amoniaco	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	-	-	PIC-5022	PIC-5022	-
V-507	Gas	Amoniaco	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	-	-	-	-	-
V-508	Gas	Amoniaco	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5049	TI-5049	PI-5013	PI-5013	-
V-504	Gas	Amoniaco	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5067	TI-5067	PI-5031	PI-5031	-

Tabla 3.1. Tags de los equipos y fluidos manejados en el sistema de refrigeración. (continuación)

Equipos		Fluido a manejar	Indicador de Temp. (°C)		Indicador de Presión (kgf/cm ²)		Indicador de Flujo (Nm ³ /h)
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	
V-505	Gas	Gas inerte	-	-	-	-	-
	Líquido	Amoniaco	TI-5071	TI-5071	PI-5031	PI-5031	-
K-441	1era etapa	Amoniaco	TI-4405	TI-4404	PI-4406	PI-4404	-
	2da etapa		T-4402	TI-4411	PI-4402	PI-4403	-
K-451		Amoniaco	-	-	-	-	-

Límites del sistema de refrigeración de amoniaco dentro del sistema de producción global

El sistema de refrigeración de amoniaco es la parte del proceso que sigue a la síntesis de amoniaco, lo cual, permite delimitar este sistema partiendo de los *chillers*, específicamente el *chiller* (E-506) que recibe el gas de proceso y pasa a través de los tubos, mientras que por la carcasa, pasa amoniaco en contra corriente, proveniente del acumulador V-504, el cual es el amoniaco producto recolectado una vez que ha pasado por cada uno de los equipos que forman parte del sistema de refrigeración. El sistema en estudio termina en el momento que el amoniaco producto es enviado, bien sea hacia el sistema de producción de urea, donde forma parte de las materias primas, o hacia el tanque de almacenamiento de amoniaco.

3.3.1. Selección del modelo termodinámico

La selección de la ecuación de estado que permitió el cálculo de las propiedades termodinámicas necesarias, se realizó haciendo uso del manual del simulador, en el que se explican cada una de las ecuaciones de estado que constituyen la base de datos del simulador, así como las recomendaciones para su uso. El comportamiento del amoniaco, puede ser evaluado con elevada precisión por los modelos termodinámicos que se presentan en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Modelos termodinámicos y su rango de aplicación. [13]

Ecuación de estado	Aplicación
Peng-Robinson	Este modelo es el considerado ideal por Hysys, ideal para cálculo de densidades de líquidos y sistemas de hidrocarburos.
SRK	Ofrece resultados similares a PR para un rango de aplicación más limitado. Aplica para componentes polares, además de tener un gran rango de aplicación para componentes en fase gaseosa.

De acuerdo a esto el modelo seleccionado para la resolución de la simulación resultó ser la ecuación de SRK (*Soave-Redlich-Kwong*), en vista de que ofrece resultados similares a *Peng-Robinson* y trabaja para componentes polares como el amoniaco. El hecho de que trabaje en un rango de aplicación más limitado, garantiza que la ecuación es más exacta en los sistemas en donde es aplicable.

El simulador Hysys le permite a esta ecuación de estado ser la más exacta para una gran variedad de sistemas sobre un limitado rango de condiciones con un alto grado de confiabilidad en equilibrio líquido-vapor. [15]

3.3.2. Descripción del esquema de simulación para bases de diseño

En la tabla que se muestra a continuación se exhiben los parámetros de diseño para cada equipo que opera en el sistema de refrigeración.

Tabla 3.3. Parámetros de diseño para cada equipo dentro del sistema de refrigeración de amoniaco

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ² g)		Flujo (kg/h)
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
E-506	Lado tubos	24,2	11	204	203,897	329.965
	Lado carcasa	7	7	4,62	4,62	52.000
E-508	Lado tubos	10,7	0	203	202,835	404.790
	Lado carcasa	-4	-4	2,74	2,74	25.199

Tabla 3.3. Parámetros de diseño para cada equipo dentro del sistema de refrigeración de amoniaco. (continuación)

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ² g)		Flujo (kg/h)	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida		
E-514	Lado tubos	11	0	203	202,861	8.986	
	Lado carcasa	-4	-4	2,74	2,74	557	
E-511	Lado tubos	42,5	1	17,3	17,255	763	
	Lado carcasa	-4	-4	2,74	2,74	1.600	
E-512	Lado tubos	2,75	15	25	24,86	51.455	
	Lado carcasa	42,5	30,9	17,3	17,124	53.604	
E-510	A/B	Lado tubos	35	42	3,5	2,758	-
		Lado carcasa	139	42,5	17,5	17,477	54.367

Tabla 3.3. Parámetros de diseño para cada equipo dentro del sistema de refrigeración de amoníaco. (continuación)

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ² g)		Flujo (kg/h)
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
E-441	Lado tubos	35	45	4,5	4,1	-
	Lado carcasa	107	55	4,558	4,438	22.549
V-514	Gas	0		202		8.730
	Líquido					256
V-501	Gas	0		202		330.300
	Líquido					74.462
V-502	Gas	2		25		745
	Líquido					75.018
V-503	Gas	-32,8		0,03		4.161
	Líquido					24.510
V-507	Gas	-4,7		2,54		22.549
	Líquido					0

Tabla 3.3. Parámetros de diseño para cada equipo dentro del sistema de refrigeración de amoníaco. (continuación)

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ² g)		Flujo (kg/h)
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
V-508	Gas	6,99		4,63		27.657
	Líquido					0
V-504	Gas	42,5		17,3		763
	Líquido					53.604
V-505	Gas	1		17,3		70
	Líquido					745
K-441	1era etapa	-4,7	20	2,54	4,558	22.549
	2da etapa	22	133	4,63	17,5	27.657
K-451	A/B/C	-33	81	0,03	17,5	4.161

Para describir el montaje del sistema de refrigeración de amoníaco, es necesario dividirlo en varias etapas basándose en los componentes básicos que conforman cualquier sistema de refrigeración: evaporación (*chillers* E-506, E-508 y E-514), condensación (E-510 A/B), compresión (K-441 y K-451) y válvula de expansión (LV-5013). A continuación se describe detalladamente el montaje de cada etapa.

3.3.1.1 Evaporación (E-506, E-508 y E-514)

El *chiller* E-506, es un intercambiador que recibe el gas proveniente del reactor de síntesis y fue simulado con pérdidas de calor nulas, con dos pasos por los tubos y uno por la carcasa, tal como lo indica la data mecánica del equipo (anexo A.1). Al modelo de simulación se le suministraron los valores correspondientes a la temperatura, presión y flujo de la alimentación del lado tubo, presión de salida del lado tubos, y presión de entrada del lado carcasa. Como condición relevante para el cálculo de las variables dependientes, fue necesario suministrar la data correspondiente a la composición de la corriente de gas de síntesis y las caídas de presión de ambos lados del intercambiador. Cabe destacar que antes de cargar las composiciones a la corriente de alimentación creada, se debieron introducir los componentes en el simulador de tal manera que reconociera todos y cada uno de estos a la hora de correr la simulación, y así determinar sus propiedades mediante la información almacenada en la base de datos del programa. Una vez cargado toda la data necesaria, se procedió a la corrida del modelo.

Vale mencionar que las corrientes que entran y salen del intercambiador están identificadas con siglas que hacen referencia, al lado por donde circula la corriente y el *tag* de equipo.

A continuación, en la figura 3.1 se muestra la composición cargada en el simulador para la corriente de alimentación por los tubos del intercambiador E-506.

	MoleFraction
Methane	0.0593
Hydrogen	0.5308
Nitrogen	0.1769
H2O	0.0000
Argon	0.0332
Ammonia	0.2000
TexaTherm	0.0000
Total	1.0000

Figura 3.1. Composición de la corriente de alimentación de gas de procesos al intercambiador E-506.

Igualmente en la siguiente pantalla del simulador (figura 3.2) se muestran las propiedades que fueron suministradas al intercambiador simulado y los valores calculados por dicho simulador para las variables restantes.

	Name	Gas de procesc	Salida T-E-506	Entrada C-E-506	Salida C-E-506
Vapour		0.8684	0.8435	0.0966	0.5218
Conditions	Temperature [C]	24.20	11.00	7.008	7.009
Properties	Pressure [kg/cm2_g]	204.0	203.9	4.572	4.572
Composition	Molar Flow [Nm3/h(gas)]	6.316e+005	6.316e+005	6.617e+004	6.617e+004
PF Specs	Mass Flow [kg/h]	3.300e+005	3.300e+005	5.028e+004	5.028e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	877.3	877.3	81.61	81.61
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-7103	-7524	-2.861e+004	-2.459e+004
	Molar Entropy [kcal/gmol-C]	2.324e-002	2.244e-002	1.976e-002	2.773e-002
	Heat Flow [kcal/h]	-1.113e+008	-1.179e+008	-4.695e+007	-4.036e+007

Figura 3.2. Parámetros de diseño cargados y calculados por el simulador.

De esta misma forma se simularon los dos *chillers* restantes, E-508 y E-514, los cuales son el complemento de la etapa de evaporación. Para la corrida de ambos intercambiadores, solo resultó necesario agregar ciertos parámetros como la temperatura de salida del lado tubos, la presión a la entrada de la carcasa, las diferencias de presiones en ambos lados del intercambiador y el flujo de gas de procesos del E-514. En las figuras 3.3 y 3.4 se pueden apreciar las pantallas del simulador con las variables suministradas para los intercambiadores E-508 y E-514.

Name	Entrada T-E-508	Salida T-E-508	Entrada C-E-508	Salida C-E-508
Vapour	0.8981	0.8833	0.0403	0.8212
Temperature [C]	10.58	-0.2000	-4.000	-4.002
Pressure [kg/cm2_g]	203.0	202.8	2.674	2.674
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	8.306e+005	-0.2000	3.229e+004	3.229e+004
Mass Flow [kg/h]	4.048e+005	-31.64	2.453e+004	2.453e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1148	1148	39.82	39.82
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-5557	-5852	-2.953e+004	-2.194e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	2.238e-002	2.180e-002	1.795e-002	3.364e-002
Heat Flow [kcal/h]	-1.145e+008	-1.206e+008	-2.365e+007	-1.757e+007

Figura 3.3 Parámetros de diseño par el intercambiador E-508.

Name	Entrada T-E-514	Salida T-E-514	Entrada C-E-514	Salida C-E-514
Vapour	0.8435	0.8290	0.0413	0.7901
Temperature [C]	11.00	0.0000	-4.001	-4.000
Pressure [kg/cm2_g]	203.3	203.8	2.674	2.674
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1.720e+004	1.720e+004	733.1	733.1
Mass Flow [kg/h]	8986	8986	557.0	557.0
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	23.89	23.89	0.9041	0.9041
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-7524	-7834	-2.952e+004	-2.224e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	2.244e-002	2.182e-002	1.797e-002	3.301e-002
Heat Flow [kcal/h]	-3.210e+006	-3.343e+006	-5.368e+005	-4.044e+005

Figura 3.4. Parámetros de diseño para el intercambiador E-514.

Con la finalidad de bajar la presión del amoniaco que entra por las carcassas de ambos intercambiadores y de esta forma cumplir con el perfil de presiones esperado para este sistema, se colocaron dos válvulas en cada una de las corrientes de entrada, identificándolas como las válvulas LV-5014 y LV-5015 para los intercambiadores E-508 y E-514 respectivamente.

Cabe mencionar, que la corriente de salida por la carcassa de cada de uno de los *chillers* mencionados anteriormente, se colocaron unos separadores, con la intención de simular el efecto de separación flash que se produce en el lado carcassa del intercambiador como consecuencia de la transferencia de calor a temperatura y presión contante (calor latente).

Todas las corrientes provenientes de los tubos de los intercambiadores E-508 y E-514 llegan al separador V-501, en donde se produce la separación de amoniaco producto condensado y el gas de proceso remanente que se retorna al reactor de síntesis. Este, se simuló como un separador bifásico flash, lo que indica, que no se requirió suministrar datos adicionales, puesto que, la corriente de vapor y líquido salen en equilibrio termodinámico. El líquido separado en el V-501, pasa a través de la válvula LV-5010, donde se estrangula hasta la presión de entrada del separador V-502 (suministrada a la salida de la válvula, tal como se indica en la figura 3.5), la cual, es la demandada por la planta de urea.

Name	Líquido V-501	Salida Lv-5010
Vapour	0.0000	0.0119
Temperature [C]	-0.1984	3.452
Pressure [kg/cm2_g]	202.8	25.00
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	9.985e+004	9.985e+004
Mass Flow [kg/h]	7.569e+004	7.569e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	124.1	124.1
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.939e+004	-2.939e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	1.745e-002	1.798e-002
Heat Flow [kcal/h]	-7.279e+007	-7.279e+007

Figura 3.5 Parámetros de diseño de la válvula Lv-5010.

El separador V-502 actúa en el proceso como un separador-acumulador de amoníaco y al igual que el V-501 se simuló bajo las características de un separador bifásico flash. Además de la corriente de amoníaco producto originado en el V-501, este, recibe parte del amoníaco que se recupera en el sistema de recuperación de amoníaco, obteniéndose de esta forma, una corriente de vapor que es enviado a la zona de recuperación y el amoníaco líquido que se envía al proceso de producción de urea.

En la siguiente figura se muestra la representación del esquema de simulación correspondiente a la parte de evaporación del sistema de refrigeración resaltando los equipos relevantes.

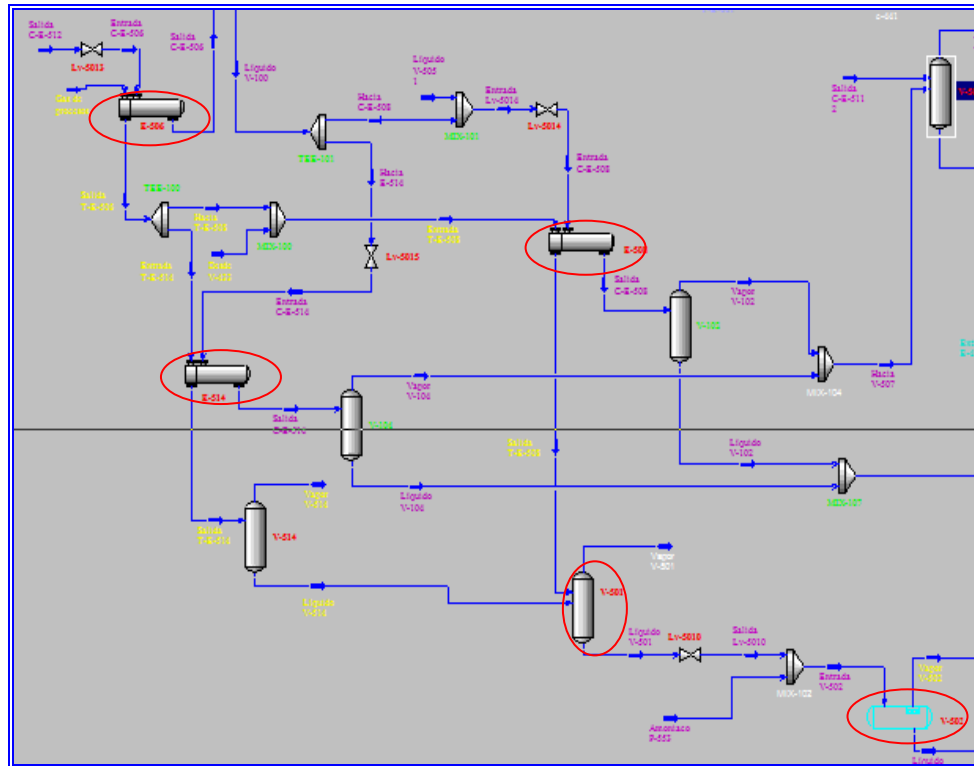


Figura 3.6. Representación esquemática del proceso de evaporación del sistema de refrigeración.

3.3.1.2 Compresión (K-441 y K-451)

El proceso de compresión que forma parte del sistema de refrigeración de amoníaco, está formado por dos compresores como equipos principales, K-441 y K-451 y un conjunto de separadores que sirven de complemento a dicho proceso.

Para simular el comportamiento del compresor de amoníaco K-441, se emplearon dos equipos compresores en modo de operación centrífugo, para cubrir las dos etapas correspondientes a este compresor.

Como se observa en la figura 3.7 las corrientes provenientes de los *chillers* que forman parte del sistema de evaporación, antes de entrar a las maquinas de compresión, se hacen pasar a través de separadores, en donde se desliga el liquido remanente en la corriente, garantizando la entrada de solo gas al compresor. Estos separadores, a los cuales se les hace cita, son el V-507 y V-508, ubicados en la entrada de la 1era y 2da etapa del compresor K-441 respectivamente, y el V-503 alojado en la entrada del K-451, fueron simulados bajo el esquema sencillo de un separador flash, sin necesidad de suministrar algún dato, puesto que, en ese punto de la simulación todas las corrientes se encontraban calculadas. El V-503, es el separador que recibe todas las corrientes de amoniaco líquido derivadas de los *chillers* E-508 y E-514, además de ser el punto de llegada de la corriente de amoniaco gaseoso que recircula desde el tanque de almacenamiento a manera de aliviar y mantener la presión adecuada dentro del mismo.

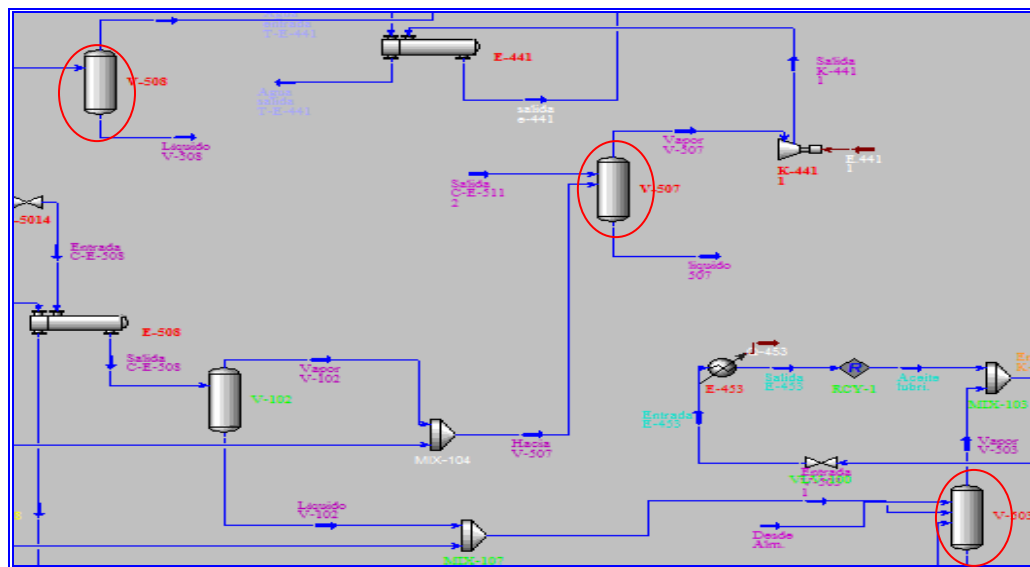


Figura 3.7. Esquema de simulación de los separadores (V-507, V-508 y V-503) a la entrada de los compresores.

En lo que respecta al compresor K-441, en su 1era etapa, la cual recibe el amoniaco gaseoso separado en el V-507, resultó necesario asignar la presión de salida, ya que representa el parámetro importante en cualquier sistema de compresión y de esta manera se procedió a la convergencia del equipo, arrojando todas las variables termodinámicas propias de las condiciones simuladas. En la figura 3.8 se exhibe las variables suministradas al simulador.

Name	Vapor V-507	Salida K-441 1	E.441 1
Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Temperature [C]	-3.993	44.97	<empty>
Pressure [kg/cm2_g]	2.674	4.740	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2.894e+004	2.894e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	2.199e+004	2.199e+004	<empty>
Liq/Vol Flow [m3/h]	35.69	35.69	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.020e+004	-1.947e+004	<empty>
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	3.723e-002	3.776e-002	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	-1.450e+007	-1.397e+007	5.223e+005

Figura 3.8. Cuadro de variables termodinámicas de la 1era etapa del compresor K-441.

El amoniaco comprimido en esta primera etapa, aumenta su temperatura a consecuencia del aumento de presión, por lo que se hace necesario pasar la corriente a través del intercambiador E-441, en donde es acondicionada a las exigencias del proceso aguas abajo. Este se simuló como un intercambiador de tubos (agua de enfriamiento) y carcasa (amoniaco) con dos pasos por los tubos y uno por la carcasa, especificando todos los datos concernientes a la data mecánica del equipo, y parámetros de diseño, tales como: temperaturas y presión tanto de entrada por los tubos, como la de salida, diferencia de presión del lado carcasa y flujo de agua alimentada. En la figura 3.9 se expone la evidencia de lo antes mencionado.

Name	Agua entrada T	Agua salida T-E	Salida K-441 1	salida e-441
Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature [C]	35.00	40.30	44.97	39.97
Pressure [kg/cm2_g]	3.500	3.490	4.740	4.620
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1.244e+004	1.244e+004	2.894e+004	2.894e+004
Mass Flow [kg/h]	1.000e+004	1.000e+004	2.199e+004	2.199e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	10.02	10.02	2.894e+004 Nm3/h(gas)	
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.224e+005	-1.222e+005	-1.52846	lbmole/h
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	1.337e-002	1.369e-002	3.1080	MMSCFH
Heat Flow [kcal/h]	-3.778e+007	-3.772e+007	-1.3	Calculated by: K-441 1

Figura 3.9. Parámetros de diseño aportados al intercambiador E-441.

El amoníaco en condiciones para ser nuevamente comprimido procedente del intercambiador E-441 y del V-508, llega a la 2da etapa del compresor K-441, el cual fue simulado como un compresor centrífugo. Haciendo analogía con la 1era etapa de este compresor, vale decir, que se suministraron los mismos parámetros, tal como puede verse en la figura 3.10.

Una vez comprimido el amoníaco, se une con el proveniente del compresor K-451, compresor auxiliar del sistema (figura 3.11). Este, aumenta la presión de la corriente que sale del separador V-503, trabajando como un compresor reciprocante con entrada de aceite líquido aunado al amoníaco de alimentación. Esta condición, justifica la presencia de todo un sistema adicional para procesar el aceite utilizado en esta etapa. Este sistema está formado por un separador a la salida del compresor (V-453), una válvula de despresurización (VLV-100) y un enfriador (E-453).

Worksheet		Entrada K-441	Salida K-441 2	E-441 2
Name	Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Conditions	Temperature [C]	22.03	159.2	<empty>
Properties	Pressure [kg/cm2_g]	4.572	17.50	<empty>
Composition	Molar Flow [Nm3/h(gas)]	6.347e+004	6.347e+004	<empty>
PF Specs	Mass Flow [kg/h]	4.822e+004	4.822e+004	<empty>
	LiqVol Flow [m3/h]	78.27	78.27	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.984e+004	-1.774e+004	<empty>
	Molar Entropy [kcal/gmol-C]	3.715e-002	3.812e-002	<empty>
	Heat Flow [kcal/h]	-3.123e+007	-2.792e+007	2.302e+008

Figura 3.10. Cuadro de variables termodinámicas de la 1era etapa del compresor K-441

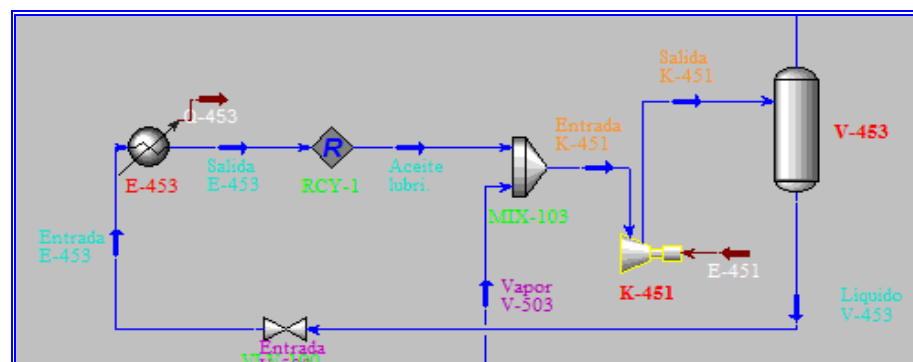
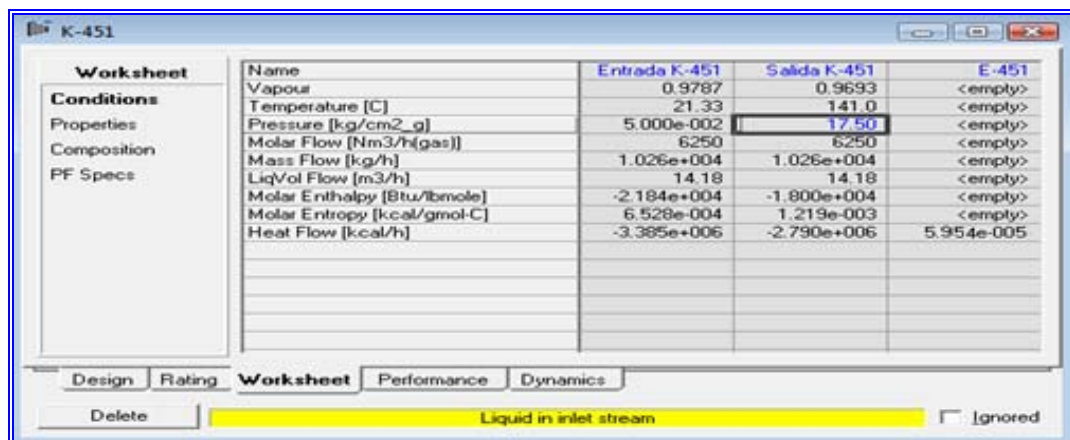


Figura 3.11. Esquema simulado para el procesamiento del aceite térmico en el K-451.

El separador cumple la función de aislar el aceite de la corriente de amoníaco una vez que salen del compresor K-451 y se simuló bajo las mismas consideraciones de separación flash, lo que indica que para su convergencia, solo fue necesario introducir la presión de salida en el compresor.

En el caso de la válvula, se utilizó una válvula convencional, a la cual se le asignó la presión de salida, correspondiente a la presión de entrada del amoniaco en el compresor.

A continuación, en la figura 3.12 se expone el cuadro alimentación del compresor K-451, donde se muestra la presión de salida y la potencia suministrada para la compresión como parámetros asignados para la corrida.



	Entrada K-451	Salida K-451	E-451
Name	0.9787	0.9693	<empty>
Vapour	21.33	141.0	<empty>
Temperature [C]	5.000e-002	17.50	<empty>
Pressure [kg/cm2_g]	6250	6250	<empty>
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1.026e+004	1.026e+004	<empty>
Mass Flow [kg/h]	14.18	14.18	<empty>
LiqVol Flow [m3/h]	-2.184e+004	-1.800e+004	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	6.528e-004	1.219e-003	<empty>
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	-3.385e+006	-2.790e+006	5.954e-005
Heat Flow [kcal/h]			

Worksheet: Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Liquid in inlet stream Ignored

Figura 3.12. Cuadro de variables termodinámicas del compresor K-451.

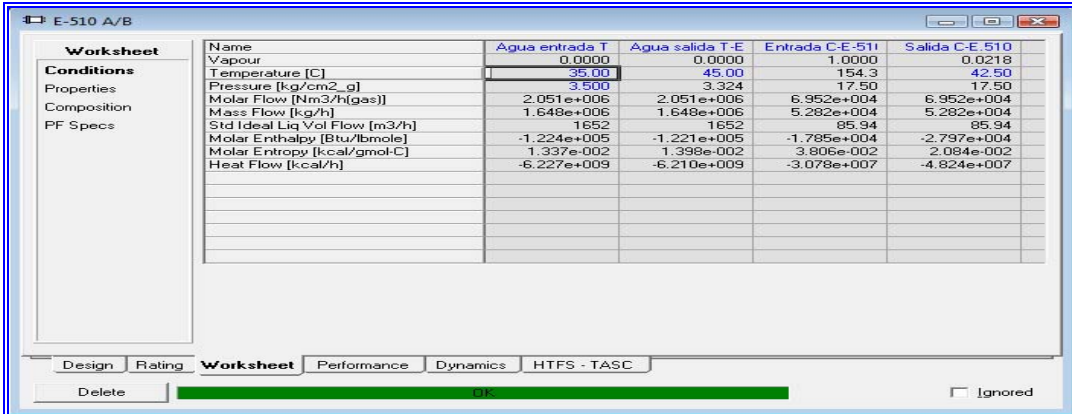
3.3.1.3 Condensación (E-510 A/B)

Las corrientes de salida de los compresores se unen para seguir su camino al sistema de condensación, en donde el amoniaco gaseoso con alta presión, se hace pasar a través de un intercambiador de tubos y carcasa para ser enfriado por una corriente de agua de enfriamiento que circula en contracorriente por los tubos del mismo. En la realidad este intercambiador consta de dos equipos ubicados en paralelo, E-510 A y E-510 B, trabajando con 50% del flujo cada uno. Para efectos de

la simulación, se optó por colocar un solo intercambiador (E-510 A/B) que cumpliera con la condensación de amoniaco efectiva en esta fase del proceso. Este último, se simuló como un intercambiador de calor de tubos y carcasa, con un paso por la carcasa y dos por los tubos, según indica la data mecánica del equipo considerando nulas las pérdidas de calor en el intercambiador.

La presión de entrada del agua de enfriamiento, la diferencia de presión en ambas partes del intercambiador, temperatura de entrada y salida por los tubos, y la temperatura de salida del amoniaco fueron ingresadas al intercambiador en el simulador para lograr la convergencia del mismo, tal como se observa en la imagen de la pantalla de simulador en la figura 3.13.

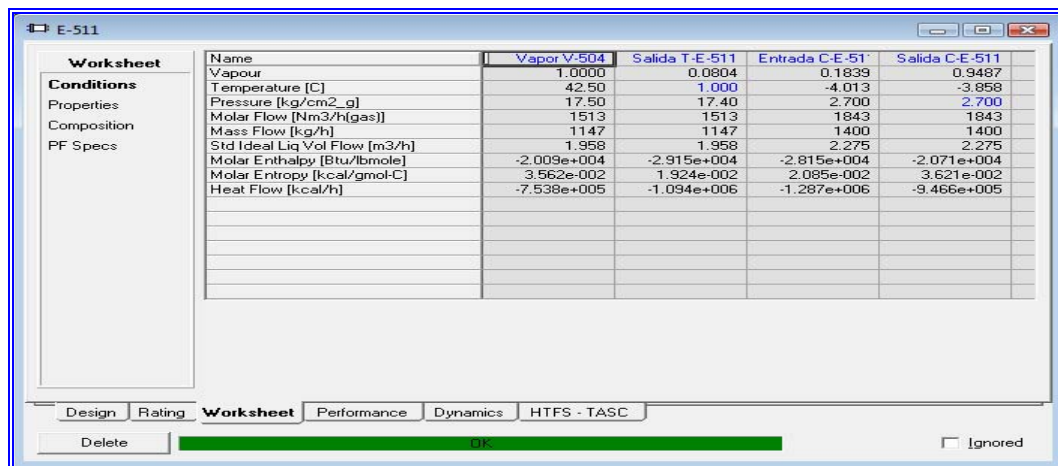
Una vez condensado el amoniaco, pasa al acumulador V-504, el cual, desliga el amoniaco líquido de los vapores remanentes y lo distribuye a las carcassas de los *chillers* como refrigerante, cerrando de esta forma el ciclo. En la simulación de este equipo, no fue necesario suministrar datos, puesto que la corriente de entrada contaba con las condiciones demandadas por el separador.



Name	Agua entrada T	Agua salida T-E	Entrada C-E-511	Salida C-E-510
Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	0.0218
Temperature [C]	35.00	45.00	154.3	42.50
Pressure [kg/cm2_g]	3.500	3.324	17.50	17.50
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	2.051e+006	2.051e+006	6.952e+004	6.952e+004
Mass Flow [kg/h]	1.648e+006	1.648e+006	5.282e+004	5.282e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1652	1652	85.94	85.94
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.224e+005	-1.221e+005	-1.785e+004	-2.797e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	1.337e-002	1.398e-002	3.806e-002	2.084e-002
Heat Flow [kcal/h]	-6.227e+009	-6.210e+009	-3.078e+007	-4.824e+007

Figura 3.13. Variables suministradas al condensador E-510 A/B.

Los vapores producidos en esta etapa se emplean en el E-511 (*chiller* de gas inerte de venteo) para evaporar parte del líquido producto de V-504 y reinyectarlo al sistema en el V-507. Para simular este *chiller*, se incorporó al esquema de simulación un intercambiador de tubos y carcasa, con 4 pasos y un paso respectivamente, y al igual que los *chillers* antes mencionados se simuló bajo la consideración de cero pérdidas de calor. Se ingresaron valores correspondientes a las caídas de presión en cada uno de los lados, temperatura a la salida de los tubos y presión a la salida de la carcasa, tal como se muestra en el cuadro de suministro de variables (figura 3.14).



Name	Vapor V-504	Salida T-E-511	Entrada C-E-511	Salida C-E-511
Vapour	1.0000	0.0804	0.1839	0.9487
Temperature [C]	42.50	1.000	-4.013	-3.858
Pressure [kg/cm2_g]	17.50	17.40	2.700	2.700
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	1513	1513	1843	1843
Mass Flow [kg/h]	1147	1147	1400	1400
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1.958	1.958	2.275	2.275
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.009e+004	-2.915e+004	-2.815e+004	-2.071e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	3.562e-002	1.924e-002	2.085e-002	3.621e-002
Heat Flow [kcal/h]	-7.538e+005	-1.094e+006	-1.287e+006	-9.466e+005

Figura 3.14. Cuadro de suministro de variables al E-511.

El separador de gas inerte de venteo (V-505) recibe la corriente de gas de venteo acondicionada en el E-511 y lo separa del poco de líquido de amoniaco contenido en la misma, el cual, es nuevamente incorporado al sistema a través del E-508, y la corriente de vapor es direccionada a la corriente de venteo al ambiente.

En la figura 3.15 se muestra el montaje de la simulación para esta etapa del proceso, resaltando cada uno de los equipos que forman parte de ella.

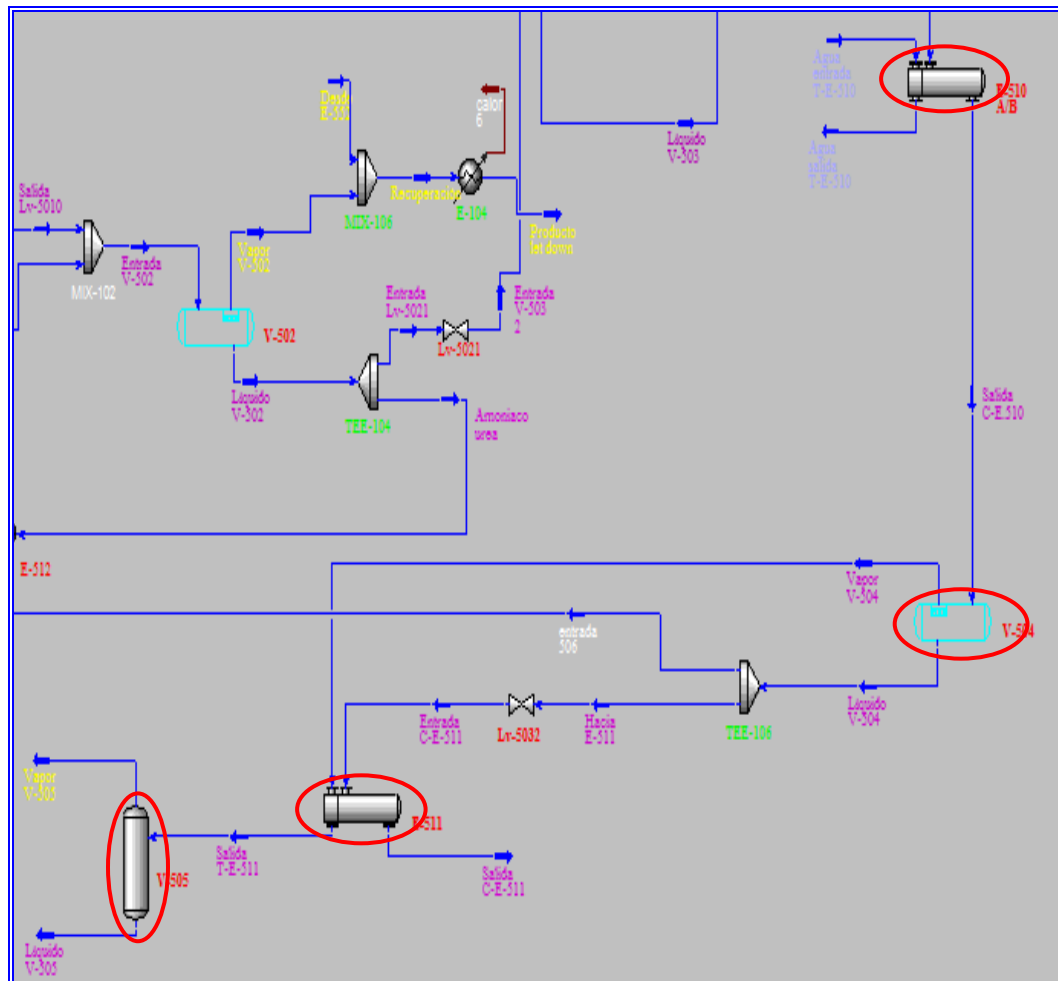


Figura 3.15. Esquema de simulación para la condensación.

3.3.1.4 Expansión (Válvula LV- 5013)

En esta etapa del proceso, la corriente de amoniaco que se distribuye a través de la carcasa del E-506, se enfría en el E-512, calentando la corriente de amoniaco que se dispone hacia la planta de urea. Éste se simuló como un intercambiador de tubos y carcasa, con dos pasos por los tubos y uno por la carcasa y sin pérdidas de calor al ambiente. Para la convergencia del mismo, fue necesario introducir los parámetros que se mencionan a continuación: temperatura a la salida de los tubos, presión y

temperatura del amoníaco a la salida de la carcasa, y el flujo de amoníaco utilizado como materia prima en el proceso de urea. En la figura 3.16 se muestra el cuadro de suministro de variables para este intercambiador.

Para cerrar el ciclo de refrigeración, falta mencionar el proceso de expansión que sufre el amoníaco que se distribuye nuevamente a los *chillers*. Este proceso se da en la válvula LV-5013, en donde se le baja la presión al amoníaco, acondicionándolo para ser evaporado en el *chiller* E-506. Para la simulación de esta válvula, se tomó una válvula convencional y se le introdujo la presión de salida del amoníaco, cerrando de esta forma el ciclo del amoníaco dentro del proceso productivo global (figura 3.17).

Name	Amoniaco urea	Amoniaco hacia	entrada 506	Salida C-E-512
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	4.026	16.24	42.50	31.00
Pressure [kg/cm2_g]	25.00	16.24	17.30	17.30
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	6.774e+004	61.22	e+004	e+004
Mass Flow [kg/h]	5.146e+004	5	e+004	e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	83.96	03.36	01.70	81.70
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.959e+004	-2.915e+004	-2.815e+004	-2.861e+004
Molar Entropy [kcal/gmol-C]	1.786e-002	1.874e-002	2.051e-002	1.969e-002
Heat Flow [kcal/h]	-4.972e+007	-4.897e+007	-4.620e+007	-4.695e+007

Figura 3.16. Variables suministradas al intercambiador E-512.

Lv-5013			
Worksheet			
Conditions	Name	Salida C-E-512	Entrada C-E-501
Properties	Vapour	0.0000	0.0966
	Temperature [C]	31.00	7.008
	Pressure [kg/cm2_g]	17.30	4.572
Composition	Molar Flow [Nm3/h(gas)]	6.617e+004	6.617e+004
PF Specs	Mass Flow [kg/h]	5.028e+004	5.028e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	81.61	81.61
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.861e+004	-2.861e+004
	Molar Entropy [kcal/gmol-C]	1.965e-002	1.976e-002
	Heat Flow [kcal/h]	-4.695e+007	-4.695e+007

Design Rating **Worksheet** Dynamics

Delete OK Ignored

Figura 3.17. Cuadro de suministro de parámetros en la válvula LV-5013.

A continuación, en la figura 3.18 se exhibe el esquema de simulación creado para la expansión del amoníaco dentro del ciclo de refrigeración.

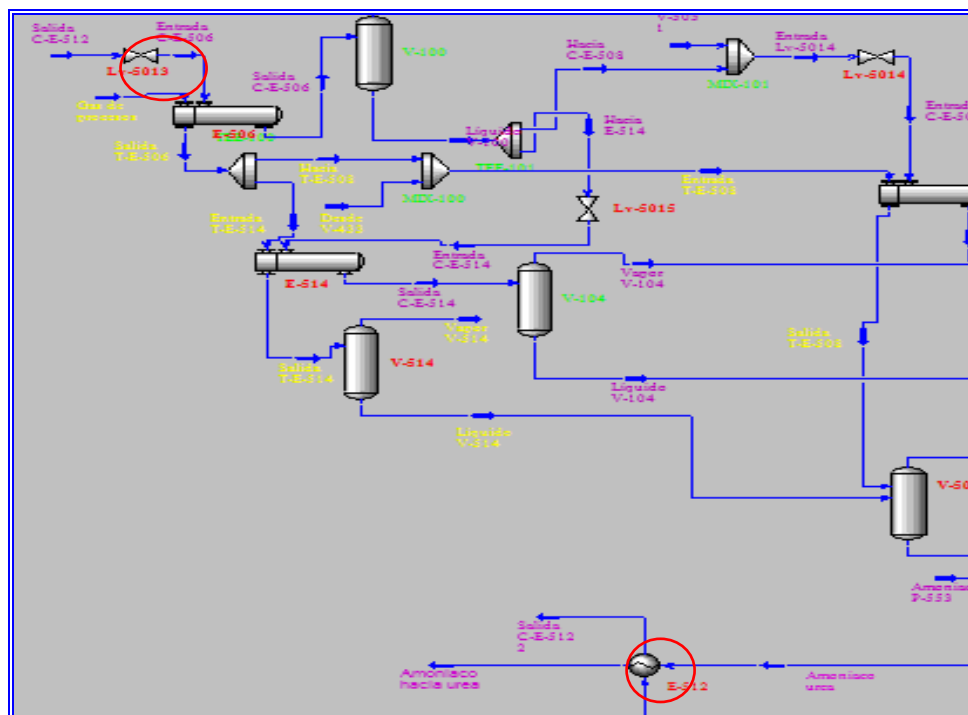


Figura 3.18. Equipos simulados en el proceso de expansión.

En la siguiente figura se muestra el ambiente de simulación para el sistema de refrigeración de amoniaco en base a los parámetros de diseño.

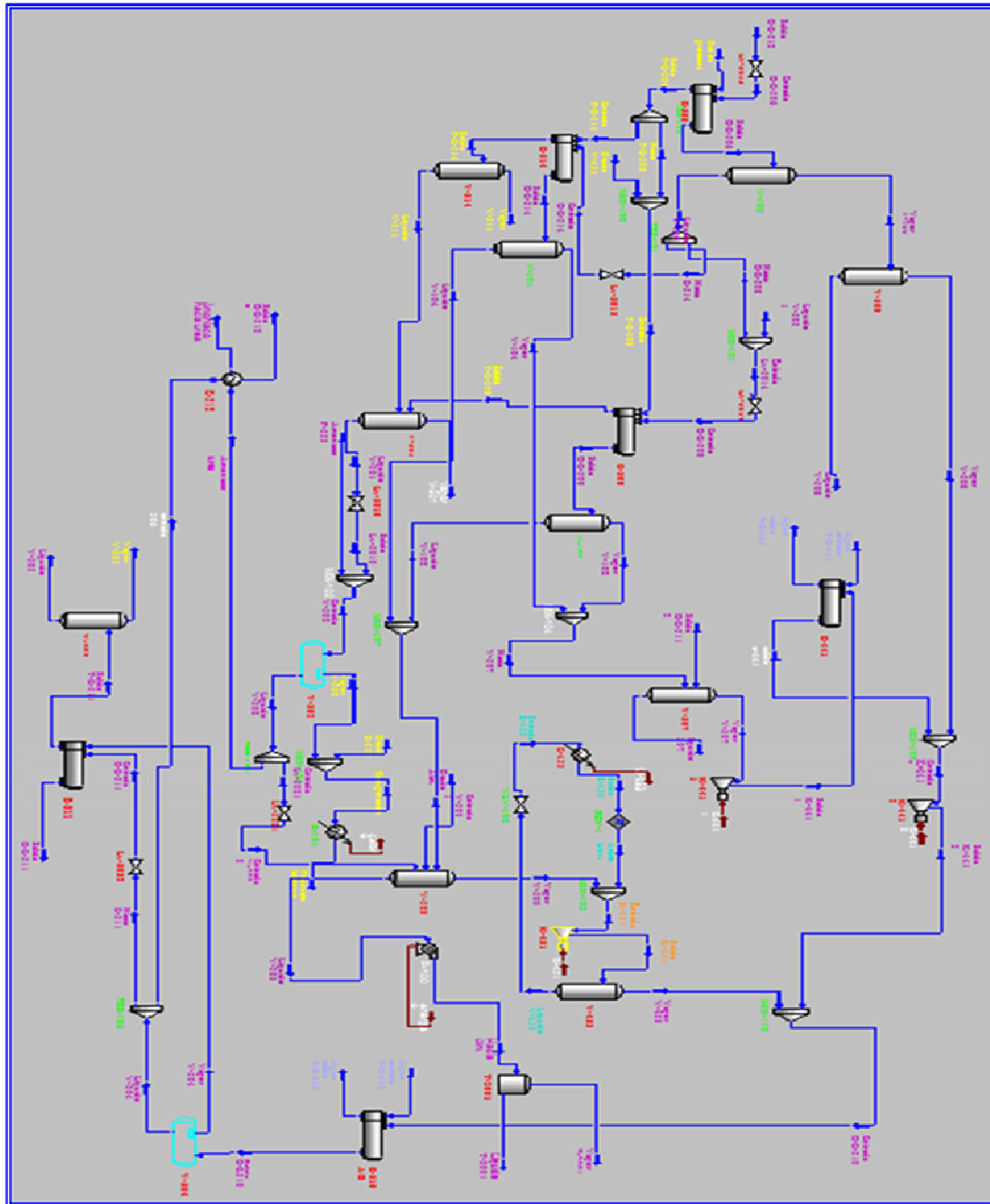


Figura 3.19. Esquema representativo de la simulación en base diseño para el sistema de refrigeración de amoniaco.

3.3.3. Validación del esquema de simulación para las bases de diseño

Con la intención de verificar si el modelo de simulación descrito en el punto anterior cumple con lo requerido por el proceso para las bases de diseño, se procedió a la validación de la misma, para lo cual, se construyeron una serie de tablas, en donde, se compararon las variables más importantes para cada equipo. Esta comparación se estructuró de la siguiente forma: se colocó en un lado de la tabla, la variable con su respectivo valor tanto para la base diseño como la arrojada por el simulador, calculando para cada una, el porcentaje de desviación que presentaba con respecto al valor de diseño. A continuación se muestra una tabla donde se colocan los porcentajes de desviación asignados para la simulación en el ambiente de Hysys.

Tabla 3.4. Porcentajes de desviación asignados para el simulador Hysys.

Variable	Porcentaje de desviación (%)
Presión	±5
Temperatura	±10
Flujo	±5

Para calcular los porcentajes de desviación de cada una de las variables importantes en cada equipo se hace uso de la siguiente ecuación:

$$\% \text{Desviación} = \frac{\text{Valor}_T - \text{Valor}_S}{\text{Valor}_T} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

% Desviación = porcentaje de desviación.

Valor_T = valor diseño a comparar.

Valor_S = valor obtenido por el simulador.

Para mostrar la validez de la ecuación se efectúa una muestra de cálculo para un valor específico, en este caso, se tomará como ejemplo la temperatura de salida del lado carcasa (tabla 4.7) para el *chiller* E-506.

Datos:

Temperatura de diseño: 7°C.

Temperatura arrojada por el simulador: 7,009°C

Sustituyendo los datos en la ecuación 3.1 se obtiene lo siguiente:

$$\% \text{Desviación} = \frac{7^{\circ}\text{C} - 7,009^{\circ}\text{C}}{7^{\circ}\text{C}} \times 100 = -0,1286 \%$$

Todos los valores obtenidos para el porcentaje de desviación se muestran en la tabla del capítulo 4 para la validación de la simulación.

3.3.4. Descripción del esquema de simulación elaborado para las condiciones de operación (tren 12 y 22).

Una vez validado el esquema de simulación para las bases de diseño, se procedió a esquematizar el correspondiente a las condiciones de operación para el intervalo de tiempo asignado para esta evaluación, ya que el programa de simulación y el paquete termodinámico asignado, se ajustaban correctamente al sistema de

refrigeración, situación que se evidencia en la validación antes mencionada. Como esta simulación corresponde al mismo sistema de refrigeración evaluado para las condiciones de diseño, para efectos de esta, solo se mencionará la diferencia que presenta esta con respecto a la de diseño. Cabe mencionar que todas las consideraciones asumidas para el esquema para bases de diseño, son validas para la de operación normal, ya que se trata de los mismos equipos, por lo que la data mecánica y el funcionamiento es el mismo.

Siguiendo el esquema planteado para describir la simulación para las bases de diseño, empezando con el sistema de evaporación, conformado por los *chiller* E-506, E-508 y E-514, en el E-506 se adicionaron las mismas variables, en el E-508 solo fue necesario agregar la presión de salida del lado carcasa y en el E-514 no se requirió agregar el flujo que circula por los tubos, ya que el valor de operación conocido para el mismo correspondía al flujo de vapor de salida del separador V-514.

En lo que corresponde al sistema de compresión para condiciones de operación, la única diferencia está en que las corriente de líquido obtenida en el V-507 separador a la entrada de la 1era etapa del compresor K-441, es recirculada al intercambiador E-508, puesto que si existe flujo de líquido y en condiciones de diseño esta corriente es cero (0).

Para el caso del sistema de condensación, se presenta una diferencia en la simulación del E-511: para el caso de diseño se asigna el flujo de amoniaco que pasa a través de la válvula LV-5032, justo antes de entrar a la carcasa del E-511, y en el caso de operación solo es necesario adicionar la temperatura de salida de la carcasa y este flujo se calcula automáticamente.

En el caso de la etapa de condensación, en el E-512 se asignó la temperatura de salida de los tubos, en lugar del flujo de amoniaco hacia urea como se indica en la simulación efectuada para la condición de diseño.

A continuación se muestran unas tablas donde se encuentran establecidos todos los parámetros de operación conocidos a través de la herramienta de PHD utilizados para el montaje de la simulación bajo las condiciones de operación.

Tabla 3.5. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoniaco de la unidad 12.

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ²)		Flujo (Nm ³ /h)	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida		
E-506	Lado tubos	23,3	7,0	193,11	193,11	717.489	
	Lado carcasa	4,67	4,67	4,03	4,03	-	
E-508	Lado tubos	9,95	-3,97	193,11	193,11	-	
	Lado carcasa	-6,76	-6,76	2,25	2,25	-	
E-511	Lado tubos	39,2	2,78	15,61	-	0,725	
	Lado carcasa	-6,56	-6,56	0,06	0,06	-	
E-514	Lado tubos	7,68	-3,45	188,5	188,5	-	
	Lado carcasa	-6,6	-6,6	0,061	0,061	-	
E-512	Lado tubos	-1,4	17,9	24,98	-	50,16	
	Lado carcasa	39,1	23,8	15,61	-	-	
E-510	A	Lado T	35,0	43,0	3,5	-	-
		Lado C	-	39,1	-	-	-
	B	Lado T	35,0	43,0	3,5	-	-
		Lado C	-	39,1	-	-	-
E-441	Lado tubos	30,0		3,50	-	20.000	
	Lado carcasa	32,3	33,3	15,61	3,96	-	

Tabla 3.5. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoniaco de la unidad 12. (continuación)

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ²)		Flujo (Nm ³ /h)
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
V-501		-3,97	-3,97	24,97	24,97	-
V-514		-3,45	-3,45	188,51	188,51	-
V-502		-3,97	-3,97	24,98	24,98	-
V-503		-	-	0,061	0,061	-
V-507		-	-	-	-	-
V-508		4,67	4,67	4,03	4,03	-
V-504		39,09	39,09	15,61	15,61	-
V-505		2,78	2,78	15,61	15,61	-
K-441	1era etapa	-9,53	32,31	2,07	4,20	-
	2da etapa	17,49	129,88	3,96	15,66	-
K-451	A/B/C	-	-	-	-	-

Tabla 3.6. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoniaco de la unidad 22.

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ²)		Flujo (Nm ³ /h)
		Entrada	Salida	Entrada	Salida	
E-506	Lado tubos	21,62	4,84	199,01	199,01	690.188,98
	Lado carcasa	1,86	1,86	3,81	3,81	-
E-508	Lado tubos	7,57	-7,03	199,01	199,01	-
	Lado carcasa	-9,84	-9,84	2,01	2,01	-
E-511	Lado tubos	38,94	-1,49	15,83	-	0,925
	Lado carcasa	-9,22	-9,22	0,049	0,049	-

Tabla 3.6. Parámetros de operación para el sistema de refrigeración de amoníaco de la unidad 22. (continuación)

Equipo		Temperatura (°C)		Presión (kgf/cm ²)		Flujo (Nm ³ /h)	
		Entrada	Salida	Entrada	Salida		
E-514	Lado tubos	5,06	-4,56	192,94	192,94	-	
	Lado carcasa	-9,57	-9,57	0,049	0,049	-	
E-512	Lado tubos	-3,77	16,84	25,01	-	48,29	
	Lado carcasa	38,97	22,81	15,83	-	-	
E-510	A	Lado tubos	35,0	43,0	3,50	-	-
		Lado carcasa	-	39,09	-	-	-
	B	Lado tubos	35,0	43,00	3,50	-	-
		Lado carcasa	-	39,09	-	-	-
E-441	Lado tubos	30,0	-	3,50	-	20.000	
	Lado carcasa	32,52	33,37	15,83	3,68	-	
V-501		-7,03	-7,03	25,0	25,0	-	
V-514		-4,56	-4,56	192,9	192,9	-	
V-502		-7,03	-7,03	25,0	25,0	-	
V-503		-	-	0,05	0,05	-	
V-507		-	-	-	-	-	
V-508		1,86	1,85	3,81	3,81	-	
V-504		38,97	38,97	15,8	15,8	-	
V-505		-1,49	-1,50	15,83	15,83	-	
K-441	1era etapa	-10,39	32,52	1,91	1,91	-	
	2da etapa	16,42	129,73	3,68	15,94	-	
K-451	A/B/C	-	-	-	-	-	

Una vez construida la simulación en base a los parámetros de operación para ambos trenes, se determinaron las limitaciones que presenta el sistema en base a los equipos en donde se veía limitada la producción de amoniaco, bien, por déficit en capacidad de diseño, falta de mantenimiento o por operación.

3.4. PROPUESTA DE OPCIONES DE MEJORAS PARA EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.

Una vez determinadas las limitaciones que presentó el sistema, se enfocó el trabajo en proponer algunas opciones de mejoras en el sistema que conlleven a la obtención de mejores resultados, en cuanto al aumento de la producción de amoniaco se refiere. Estas opciones podían incluir desde variaciones en la condiciones de operación de algún equipo que se considere crítico, hasta el rediseño de algún sistema que requiera ser modificado para mejorar el desempeño del sistema de refrigeración de amoniaco.

Las modificaciones propuestas para el sistema de refrigeración fueron comprobadas a través de simulador Hysys, tal como se venía trabajando en los puntos anteriores. Fueron realizadas las respectivas modificaciones y se corrió la simulación, con fin de verificar si en efecto, producían aumento en la producción de amoniaco. Cabe destacar que estas modificaciones no solo están sujetas a verse reflejadas con un aumento en la producción; su beneficio también puede manifestarse a nivel operacional, es decir, que el cambio puede significar mejoras en la estabilidad del proceso cuando se presente alguna emergencia.

La falta de mantenimiento y sugerencias para el rediseño de equipos limitados en su capacidad, son otros de los puntos a los cuales se hará énfasis en el Capítulo IV de este trabajo.

Algunos equipos se encuentran en condiciones críticas, a causa de la operación continua, sin dar importancia a las labores de mantenimiento que ello amerita y esto ha ocasionado que mucho de los equipos se encuentren trabajando por debajo de su capacidad nominal, así como también hay otros que se encuentran limitados en producción por la capacidad de diseño para lo cual fueron diseñados.

CAPÍTULO 4

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En concordancia con la metodología aplicada en el capítulo anterior, se procede a estructurar la discusión de resultados de la siguiente manera: primero se analizarán las tablas realizadas para la comparación de los parámetros de diseño con los de operación normal, con lo cual se definirá el estado actual de la operación del sistema de refrigeración.

En segundo lugar se discutirán los resultados obtenidos para las simulaciones tanto para la realizada con los parámetros de diseño, como los obtenidos en las simulaciones en base a los parámetros de operación de las unidades 12 y 22. En base a esto, se definirá cual o cuales de los equipos se encuentran limitando la producción de amoniaco en ambas unidades. Una vez precisados los cuellos de botella, se propondrán algunas opciones de mejoras en el sistema, las cuales se enfocarán en aliviar la situación actual y mantener la operación eficiente de cada uno de los equipos, así como también se mejorará la estructura operativa del mismo.

4.1. COMPARACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO CON LOS DE OPERACIÓN NORMAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

A continuación se muestran las tablas comparativas de los parámetros de diseño y los de operación normal en las unidades 12 y 22 de cada equipo en particular que conforman el sistema de refrigeración de amoniaco. Con la intención de mostrar de una forma clara y sencilla, las tablas fueron agrupadas por tipo de equipo.

Tabla 4.1. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 12.

Equipo	Variables		Lado tubos			Lado carcasa		
			Diseño	Operación	% Desv.	Diseño	Operación	% Desv.
E-506	Temperatura (°C)	Entrada	24,20	23,29	3,76	7,00	3,00	57,14
		Salida	11,00	7,03	36,05	7,00	3,00	57,14
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	204,00	193,11	5,34	4,62	4,03	12,67
		Salida	203,90	193,00	5,34	4,62	4,03	12,67
	Flujo (kg/h)		329.967,00	372.775,83	-12,97	61.609,00	-	-
E-508	Temperatura (°C)	Entrada	10,70	9,95	7,05	-4,00	-6,76	68,88
		Salida	0,00	-3,97	1,45	-4,00	-6,76	68,88
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	203,00	193,00	4,93	2,74	2,25	18,00
		Salida	202,84	192,80	4,95	2,74	2,25	18,00
	Flujo (kg/h)		404.793,00	-	-	32.063,00	-	-
E-514	Temperatura (°C)	Entrada	11,00	7,68	30,16	-4,00	-6,64	66,06
		Salida	0,00	-3,45	1,26	-4,00	-6,64	66,06
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	203,00	193,00	4,93	2,74	2,42	11,61
		Salida	202,84	192,80	4,95	2,74	2,42	11,61
	Flujo (kg/h)		8.986,00	-	-	557,00	-	-
E-510	Temperatura (°C)	Entrada	35,00	35,00	0,00	139,00	-	-
		Salida	42,00	43,00	-2,38	42,50	39,09	8,01
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	3,50	3,45	1,43	17,50	-	-
		Salida	2,76	2,71	1,81	17,48	-	-
	Flujo (kg/h)		1.509.534,5	1.573.000,0	-4,20	54.367,0	-	-
E-511	Temp. (°C)	Entrada	42,50	39,20	7,76	-4,00	-6,56	64,12
		Salida	1,00	2,78	-178,46	-4,00	-6,56	64,12
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	17,30	15,61	9,78	2,74	2,33	14,96
		Salida	17,26	15,57	9,79	2,74	2,33	14,96
	Flujo (kg/h)		1.080,00	724,60	32,91	935,00	-	-

Tabla 4.1. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 12 (continuación).

Equipo	Variables		Lado tubos			Lado carcasa		
			Diseño	Operación	% Desv.	Diseño	Operación	% Desv.
E-512	Temperatura (°C)	Entrada	2,75	-1,41	151,17	42,50	39,09	8,01
		Salida	15,00	17,92	-19,49	30,90	23,75	23,15
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	25,00	24,98	0,08	17,30	15,61	9,78
		Salida	24,86	24,84	0,08	17,12	15,43	9,87
	Flujo (kg/h)		51.455,0	50.160,3	2,52	53.604,0	-	-

En líneas generales, en las tablas mostradas se observan resaltados en color rojo los valores que comparados con los valores de diseño en los equipos de transferencia de calor, sobrepasan el 10% de desviación indicando un funcionamiento alejado de las condiciones de diseño en esas unidades.

En lo que respecta al sistema de evaporación e intercambiadores de calor de la unidad 12, se pueden considerar operacionalmente eficiente, ya que el porcentaje de valores que sobrepasan el 10% de desviación es menor a aquellos que realmente resultaron muy similares a los valores de diseño. Sin embargo, es importante realizar algunos ajustes en la operación para mejorar su rendimiento.

Claramente se observa que los principales valores con desviación mayor del 10 %, corresponden a los variables del fluido que circula por la carcasa, que para efectos de este sistema, es netamente amoniaco. Estas desviaciones se ven reflejadas en su mayoría, en los *chillers* E-506, E-508 y E-514, en donde la temperatura representa el parámetro más crítico arrojando desviaciones mayores al 55%.

Además de ello, se aprecia que los otros valores desviados correspondiente a temperaturas en los tubos, coincide en el equipo con la temperatura por la carcasa, pudiendo esto interpretarse como un problema general y no del equipo en sí.

Tabla 4.2. Parámetros de diseño y operación normal para los separadores y acumuladores de la unidad 12.

Equipos	Variables	Diseño	Operación	%Desviación
V-501 (separador de amoniaco)	Temperatura (°C)	0,00	-3,97	1,45
	Presión (kgf/cm ² g)	202,00	192,80	4,55
V-502 (Separador Let Down)	Temperatura (°C)	2,00	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	25,00	24,98	0,08
V-503 (Separador flash)	Temperatura (°C)	-32,80	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	0,05	0,06	-22,00
V-504 (Separador de amoniaco)	Temperatura (°C)	42,50	39,09	8,01
	Presión (kgf/cm ² g)	17,30	15,61	9,78
V-505	Temperatura (°C)	1,00	2,78	-178,46
	Presión (kgf/cm ² g)	17,30	15,61	9,78

Tabla 4.2. Parámetros de diseño y operación normal para los separadores y acumuladores de la unidad 12. (Continuación)

Equipos	Variables	Diseño	Operación	%Desviación
V-507 (Tambor K.O)	Temperatura (°C)	-4,70	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	2,54	-	-
V-508 (Tambor K.O)	Temperatura (°C)	6,99	4,67	33,16
	Presión (kgf/cm ² g)	4,63	4,03	12,86
V-514 (Separador de gas de purga)	Temperatura (°C)	0,00	-3,45	1,26
	Presión (kgf/cm ² g)	202,00	192,80	4,55

Al igual que en las tablas para los intercambiadores, se muestra que los parámetros desviados representan la minoría, lo que conlleva a decir que los separadores del sistema de refrigeración presentan un comportamiento aceptable.

No obstante, cabe destacar que la variable desviada con mayor porcentaje (%), corresponde a la temperatura del separador V-505, que a simple vista no se aprecia una diferencia notable en cuanto a los valores puntuales de temperatura entre diseño y operación, pero la fórmula para realizar el cálculo del porcentaje de error (Ec 3.1, del capítulo 3) origina resultados muy grandes cuando se comparan números pequeños (porcentaje de desviación de 178 %).

En la tabla siguiente se muestran las variables de diseño y operación para los compresores que se encuentran dentro del sistema de refrigeración de amoníaco de la unidad 12.

Tabla 4.3. Parámetros de diseño y operación normal para los equipos compresores de la unidad 12.

Equipo	Variable		Diseño		Operación		% Desviación	
			Succión	Descarga	Succión	Descarga	Succión	Descarga
K-441 (compresor de refrigeración de amoníaco)	Temperatura (°C)	Etapa 1	-4,70	34,00	-9,53	32,31	102,76	4,98
		Etapa 2	22,00	133,00	17,49	129,88	20,52	5,89
	Presión (kgf/cm ² g)	Etapa 1	2,50	4,40	2,07	4,20	17,36	4,49
		Etapa 2	4,40	17,50	3,96	15,66	10,07	10,50
K-451 (compresor de refrigeración de amoníaco)	Temperatura (°C)		-33,00	81,00	-	-	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)		0,05	17,50	0,06	-	-20,00	-

En lo que respecta a los compresores, ocurre lo inverso que en los casos anteriores, ya que la mayoría de los parámetros de operación presentan desviaciones mayores al 10%, lo que permite inferir que los compresores representan un punto crítico dentro del sistema de refrigeración de amoníaco.

El mayor porcentaje de error lo arrojó la temperatura de succión del compresor K-441, con valor mayor al 100%, (aunque magnificado por el efecto explicado anteriormente), así como también se observa que los mayores porcentajes de desviación corresponden a las temperaturas, siendo esta la variable que admite un mayor rango de porcentaje de error por la inestabilidad de la misma.

Haciendo referencia a la unidad 22, se pueden observar los parámetros de diseño y de operación en las tablas que se muestran a continuación. Vale recalcar, que al igual que las elaboradas para la unidad 12, están se encuentran organizadas en las siguientes categorías: intercambiadores de calor y *chillers*, separadores y equipos compresores.

Tabla 4.4. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 22.

Equipo	Variables		Lado tubos			Lado carcasa		
			Diseño	Operación	% Desv.	Diseño	Operación	% Desv.
E-506	Temperatura (°C)	Entrada	24,20	21,62	10,67	7,00	1,86	73,47
		Salida	11,00	4,84	55,97	7,00	1,86	73,47
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	204,00	199,01	2,45	4,62	3,81	17,52
		Salida	203,90	198,99	2,41	4,62	3,81	17,52
	Flujo (kg/h)		329.967,0	368.063,0	-11,55	61.609,0	-	-
E-508	Temperatura (°C)	Entrada	10,70	7,57	29,29	-4,00	-9,84	145,95
		Salida	0,00	-7,03	2,57	-4,00	-9,84	145,95
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	203,00	198,99	1,98	2,74	2,01	26,49
		Salida	202,84	198,80	1,99	2,74	2,01	26,49
E-514	Temperatura (°C)	Entrada	11,00	5,06	54,03	-4,00	-9,57	139,18
		Salida	0,00	-4,56	1,67	-4,00	-9,57	139,18
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	203,00	193,00	4,93	2,74	1,99	27,37
		Salida	202,84	192,80	4,95	2,74	1,99	27,37
E-510	Temperatura (°C)	Entrada	35,00	30,00	14,29	139,00	-	-
		Salida	42,00	38,90	7,38	42,50	38,97	8,31
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	3,50	3,50	0,00	17,50	-	-
		Salida	2,76	3,33	-20,56	17,48	-	-
	Flujo (kg/h)		1.509.534,5	1.182.500,0	21,66	54.367,00	-	-

Tabla 4.4. Parámetros de diseño y operación normal para intercambiadores de calor y chillers de la unidad 22.(Continuación).

Equipo	Variables		Lado tubos			Lado carcasa		
			Diseño	Operación	% Desv.	Diseño	Operación	% Desv.
E-511	Temperatura (°C)	Entrada	42,50	38,94	8,39	-4,00	-9,22	130,56
		Salida	1,00	-1,50	249,51	-4,00	-9,22	130,56
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	17,30	15,94	7,86	2,74	1,98	27,74
		Salida	17,26	15,77	8,61	2,74	1,98	27,74
	Flujo (kg/h)		763,00	2.100,00	-175,33	935,00	-	-
E-512	Temperatura (°C)	Entrada	2,75	-3,77	237,22	42,50	38,97	8,30
		Salida	1,00	-1,50	249,51	-4,00	-9,22	130,56
	Presión (kgf/cm ² g)	Entrada	15,00	16,84	-12,28	30,90	22,81	26,18
		Salida	24,86	25,00	-0,56	17,12	15,83	7,57
	Flujo (kg/h)		51.455,00	50.160,30	2,52	53.604,00	-	-

En la tabla 4.4 se observa, que en su mayoría, los parámetros de operación se encuentran desviados con respecto a las variables de diseño, indicando en forma general, que los equipos de intercambio de calor se encuentran alejados de su condición de diseño.

Comparando los valores con los obtenidos en la unidad 12, se aprecia que coincide el hecho, de que la corriente de amoniaco que circula por la carcasa, no se encuentra bajo las especificaciones requeridas por cada equipo. Esta situación se manifiesta en las desviaciones obtenidas que superan el 10% para las corrientes de refrigerante en los intercambiadores, e incluso, arrojando valores hasta los 130% de desviación.

En cuanto al lado carcasa de los intercambiadores, se puede apreciar que en el intercambiador de calor E-511, encargado de acondicionar la corriente de gas de venteo, se tiene el mayor porcentaje de desviación en la temperatura de entrada del fluido que circula por los tubos del mismo; el valor de 249 % de desviación se debe a la comparación de valores muy pequeños.

La comparación de los parámetros correspondientes a los separadores presentes en el sistema de refrigeración se muestra en la tabla 4.5.

Tabla 4.5. Parámetros de diseño y operación normal para los separadores y acumuladores de la unidad 22.

Equipos	Variables	Diseño	Operación	%Desviación
V501 (separador de amoníaco)	Temperatura (°C)	0,00	-7,03	2,57
	Presión (kgf/cm ² g)	202,00	192,80	4,55
V502 (Separador Let Down)	Temperatura (°C)	2,00	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	25,00	25,01	-0,05
V503 (Separador flash)	Temperatura (°C)	-32,80	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	0,05	0,05	0,00
V504 (Separador de NH₃)	Temperatura (°C)	42,50	38,97	8,30
	Presión (kgf/cm ² g)	17,30	15,83	8,51
V-505	Temperatura (°C)	1,00	-1,50	249,51
	Presión (kgf/cm ² g)	17,30	15,83	8,51
V-507	Temperatura (°C)	-4,70	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	2,54	-	-
		6,99	1,86	73,44
		4,63	3,81	17,69
V-514 (Separador de gas de purga)	Temperatura (°C)	0,00	-4,56	1,67
	Presión (kgf/cm ² g)	202,00	192,92	4,50

Al igual que en la unidad 12, los separadores y acumuladores de la unidad 22, se consideran que se encuentran cumpliendo la función para la cual fueron asignados. Sin embargo, existen unos equipos que presentan unas desviaciones considerables, que son producto de la operación ineficiente de equipos que se encuentran aguas arriba de estos equipos. Esto se ve evidenciado, en que el separador V-505, es el que presenta el pico en los errores de estos equipos, debido a que se encuentra aguas abajo del *chiller* E-511, que como se mencionó anteriormente es el que presenta mayor desviación con respecto al valor de diseño.

En vista del comportamiento similar que presentan ambas unidades, en cuanto a porcentaje de desviación de los parámetros de diseño y operación de cada equipo, se puede inferir que existe un problema de diseño en alguno de los equipos, premisa que se comprobará en el análisis correspondiente a la simulación efectuada para cada caso.

Una vez analizado el sistema de separación de la unidad 22, se procede a discutir lo referente a los equipos de compresión, cuyos parámetros se encuentran en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Parámetros de diseño y operación normal para los equipos compresores de la unidad 22.

Equipo	Variable		Diseño		Operación		% Desviación	
			Succión	Descarga	Succión	Descarga	Succión	Descarga
K-441 (compresor de refrigeración)	Temperatura (°C)	Etapa 1	-4,70	34,00	-10,40	32,52	121,26	4,98
		Etapa 2	22,00	133,00	16,42	129,73	25,36	5,99
	Presión (kgf/cm ² g)	Etapa 1	2,50	4,40	1,91	3,05	23,69	30,77
		Etapa 2	4,40	17,50	3,68	15,94	16,33	8,89

Equipo	Variable	Diseño		Operación		% Desviación	
		Succión	Descarga	Succión	Descarga	Succión	Descarga
K-451 (compresor de NH ₃)	Temp. (°C)	-33	81	-	-	-	-
	Presión (kgf/cm ² g)	0,05	17,5	0,048	.	4,00	-

En esta tabla, se puede observar que los parámetros de operación casi en su totalidad se encuentran desviados con respecto a los valores de diseño, tal cual ocurre con los compresores de la unidad 12. Una vez más la temperatura de succión de la primera etapa del compresor k-441, arroja el error de mayor consideración (121 %), coincidiendo con los resultados de la unidad 12, permitiendo así, aumentar la confiabilidad de los resultados que se divulgaron en la parte anterior, donde se atribuye el problema general del sistema a que un o unos equipos se encuentran trabajando para una carga diferente a la cual que fueron diseñados.

En líneas generales, se puede inferir que la causa principal del incorrecto funcionamiento de algunos equipos se debe a que ambas unidades están trabajando sobre las condiciones de diseño. Cabe destacar que en la unidad 12 y 22 el flujo de gas proveniente del reactor de síntesis es mayor que el manejado bajo condiciones de diseño. Evidentemente esto ocasiona que los equipos presentan desviaciones muy elevadas y no trabajan correctamente bajo estas condiciones, debido a sus limitaciones.

En el cumplimiento del objetivo siguiente se ahondará en lo inferido en esta parte del trabajo, en donde efectivamente se comprobará y se especificará el o los problemas que afectan el sistema de refrigeración.

4.2. DETERMINACIÓN DE LAS LIMITACIONES QUE PRESENTA EL SISTEMA, USANDO EL SIMULADOR HYSYS

Una vez comparado los parámetros de diseño con los parámetros de operación con lo que se establecieron las condiciones operativas del sistema, se procede a analizar las simulaciones montadas para cada situación (diseño y operación, unidad 12 y 22), en donde finalmente se determinarán cuales son las limitaciones que presenta el sistema en base al análisis detallado del funcionamiento de cada uno de los equipos que operan en este sistema.

Siguiendo el esquema pautado en el capítulo 3, para la descripción del montaje de la simulación, el análisis de la misma se organizará por etapas del proceso de refrigeración, analizando los equipos involucrados en cada etapa en particular, tal como se muestra a continuación.

4.2.1. Validación del esquema de simulación para las bases de diseño

Para cumplir con tal objetivo, se muestra en las siguientes tablas un resumen de los parámetros de operación más importantes para cada equipo arrojado por el simulador Hysys en su versión 3.1 bajo las condiciones de diseño.

4.2.1.1. Evaporación (E-506, E-508 y E-514)

En este caso, se analizarán las corrientes que han sido calculadas por el simulador en base a las suministradas al mismo, la cuales corresponden a la temperaturas de salidas bien sea por el lado tubo o por el lado carcasa, calor

transferido y el flujo lado carcasa. En las tablas siguientes se muestran los parámetros para los *chillers* que forman parte de la etapa de evaporación.

Tabla 4.7. Validación del modelo de simulación de los chillers E-506, E-508 y E-514.

Equipo	Variable	Diseño	Simulación	% Desv.
E-506	Temp. salida NH ₃ (°C)	7,00	7,01	-0,13
	Duty (Gcal/h)	6,59	6,59	0,00
	Flujo amoniaco (kg/h)	52.669,00	50.333,58	4,43
E-508	Temp. salida NH ₃ (°C)	-4,00	-4,00	0,00
	Duty (Gcal/h)	6,00	6,08	-1,36
	Flujo amoniaco (kg/h)	25.199,00	24.148,71	4,17
E-514	Temperatura salida amoniaco (°C)	-4,00	-4,00	0,00
	Duty (Gcal/h)	0,14	0,13	5,42

En líneas generales la tabla 4.7 indica que el modelo representa de manera satisfactoria la situación operacional de diseño para los intercambiadores antes mencionados, ya que los porcentajes de desviación de las variables de proceso temperatura, calor y flujo se ajustan a los porcentajes de error menor a 10, 10 y 5% respectivamente.

El mayor porcentaje de error obtenido en la validación se obtuvo para el calor en el *chiller* E-514, arrojando un valor de 5,42 %, debido a que el simulador maneja un paquete termodinámico general para todos los cálculos, y este bajo las condiciones de presión y temperatura a las que opera este intercambiador el paquete no se adapta

correctamente, sin embargo este error se encuentra dentro del rango establecido para la variable calor.

De esta manera fueron analizados los separadores V-501 y V-502 que forman parte de la etapa de evaporación, comparando para cada uno de ellos la fracción de líquido y vapor obtenidos en a través del simulador, cuyos resultados se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 4.8. Validación del modelo de simulación de los separadores V-501 y V-502-

Equipos	Variables		Diseño	Simulación	%Desviación
V-501 (separador de NH ₃)	Flujo (kg/h)	Líquido	74.462,00	75.689,615	-1,65
		Gas	329.967,00	331.330,44	-0,41
V-502 (Separador Let Down)	Flujo (kg/h)	Líquido	75.018,00	75.673,45	-0,87
		Gas	745,00	748,17	-0,43

Con respecto a la tabla anterior, se puede inferir que los porcentajes de error obtenidos para cada variable calculada por el simulador en base diseño para los separadores en cuestión, arrojaron valores menor al 5 %, valor que corresponde al porcentaje máximo de desviación aceptado para un flujo de corriente, indicando que el modelo se ajusta correctamente al proceso de separación flash que plantea el sistema de refrigeración para estos separadores.

4.2.1.2. Compresión (K-441 y K-451)

En el caso de los compresores, se estudiarán los parámetros calculados por el simulador en el proceso de compresión, los cuales corresponden a la temperatura de salida, el flujo de amoníaco y la potencia suministrada, tal como se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 4.9. Validación del modelo simulación para los compresores K-441 y K-451.

Equipo	Variable		Diseño	Simulación	% Desviación
K-441 (compresor de NH ₃)	Temperatura descarga (°C)	Etapa 1	34,00	36,18	-6,41
		Etapa 2	133,00	138,20	-3,91
	Flujo (kg/h)	Etapa 1	22.549	21.513,10	4,59
		Etapa 2	50.206,00	48.220,29	3,96
	Potencia (kW)		4.068,00	3.742,00	8,01
K-451 (compresor de refrigeración)	Temperatura descarga (°C)		81,00	83,93	-3,62
	Flujo (kg/h)		4.161,00	3.643,88	12,43
	Potencia (kW)		692,00	692,00	0,00

Al igual que en los equipos anteriores, los compresores simulados en el ambiente de Hysys, se adaptan a los valores de diseño del sistema de refrigeración. A pesar de que los valores arrojados para la temperatura de salida del compresor K-441 y la potencia del mismo son un poco elevados con respecto al esquema que se tenía de los porcentajes de error aportados por otros equipos, cumplen con lo mínimo establecido por el programa de simulación utilizado.

En cuanto al comportamiento en particular de los compresores, cabe destacar que el K-451 arroja porcentajes de desviación menores a los del K-441, debido a que este último es un compresor centrífugo que consta de dos etapas dependientes, lo que hace que su diseño y operación sea delicada. A esto se le suma, el hecho de que Hysys no es riguroso en el cálculo para compresores limitando la precisión en la reproducción del mismo.

En el caso del K-451, el cual fue simulado como un compresor recíprocante, comprende un sistema adicional para el aceite que se pone en circulación con el flujo de amoníaco gaseoso antes de entrar a este compresor. Este aceite fue simulado bajo el nombre de *Texa-therm*, y al parecer por los resultados encontrados, cumple con las condiciones necesarias para la reproducción de este equipo. Es por esta razón que en el esquema de simulación el compresor K-451, aparece en forma resaltada, alertando la entrada de líquido al mismo. Cabe mencionar que esta particularidad no afecta en lo absoluto el funcionamiento del equipo en el ambiente de la simulación.

También forman parte del sistema de compresión, los separadores V-507 y V-508, los cuales aseguran la operación de las etapas uno (1) y dos (2) del compresor K-441, evitando la entrada de líquidos condensados a los mismos. A ellos se suma el V-503, cumpliendo la misma labor, pero en este caso, en la entrada del K-451.

En la tabla siguiente se muestra la validación de los separadores antes mencionados en la simulación en base al diseño.

Tabla 4.10. Validación del modelo de simulación para los separadores V-507, V-508 y V-503.

Equipos	Variables		Diseño	Simulación	%Desviación
V-507 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	0,00	0,00
		Gas	22.549,00	21.513,10	4,59
V-508 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	0,00	0,00
		Gas	27.657,00	26.240,28	5,12
V-503 (Separador Flash)	Flujo (kg/h)	Líquido	24.510,00	24.747,06	-0,97
		Gas	4.161,00	4.299,00	-3,32

En esta tabla se plasmaron valores referentes a flujos de líquido y vapor, producto de una separación flash. Comparando el V-507 y V-508, se observa que para el flujo de líquido los modelos simulados predicen cercanamente la condición de diseño, sin embargo, el flujo de gas se encuentra un poco desviado, con respecto a los porcentajes de errores permitidos para la validación (5%). A pesar de la desviación encontrada para el V-508, la cual corresponde a un 5,12%, se puede considerar este como aceptable ya que solo excede ligeramente el límite de porcentaje de error admitido para un flujo.

Por su parte el modelo simulado para el V-503, se adapta correctamente a las bases de diseño, ya que sus porcentajes de desviación se encuentran dentro de los límites establecidos para flujos.

4.2.1.3. Condensación (E-510 A/B)

Para cumplir con esta parte del proceso, se simuló un intercambiador de tubos y carcasa, cuyos resultados más relevantes se encuentran en la tabla que se muestra a continuación:

Tabla 4.11. Validación del modelo de simulación de la etapa de condensación E-510.

Equipo	Variable	Diseño	Simulación	% Desv.
E-510 A/B	Temperatura salida amoniaco (°C)	42,50	41,72	1,84
	Duty (Gcal/h)	17,39	16,72	3,84
	Flujo amoniaco (kg/h)	54.367,00	52.046,75	4,27

Siguiendo el comportamiento que han presentado los equipos mencionados anteriormente, el intercambiador E-510 A/B, representó satisfactoriamente el condensador del sistema de refrigeración para las bases de diseño, presentando desviaciones menores al 10 % para temperaturas y calor, y 5% para valores de flujo, que en este caso corresponde a la corriente de amoniaco que circula por la carcasa.

Para efectos de la simulación, se modeló un solo intercambiador, ya que tanto el A, como el B operan de la misma forma y este satisfacía la necesidad implantada por estos dos intercambiadores, hecho que se evidencia en las desviaciones presentadas en la tabla 4.11.

Dentro de ese sistema, entran en juego el separador V-504, uno de los más importantes del sistema, ya que el cumple con la función de distribuir todo el amoniaco producto a las carcasa de los *chiller* para ser utilizado como refrigerante, el E-511 y el V-505 como condicionantes de la corriente de gas de purga.

En el caso del V-504 y V.505 se analizarán la corriente tanto de vapor como líquido obtenido en casa caso, mientras que en el E-511 se estudiará la temperatura y flujo de salida lado carcasa y el calor transferido, tal como se muestra en las tablas 4.12 y 4.13.

Tabla 4.12. Validación del esquema de simulación para el V-504 y V-505.

Equipos	Variables		Diseño	Simulación	%Desviación
V-504 (Separador de amoniaco)	Flujo (kg/h)	Líquido	53.604,00	51.268,58	4,36
		Gas	763,00	778,17	-1,99
V-505	Flujo (kg/h)	Líquido	745,00	699,61	6,09
		Gas	18,00	78,65	-336,96

Tabla 4.13. Validación del modelo de simulación para el chiller E-511.

Equipo	Variable	Diseño	Simulación	% Desv.
E-511	Temperatura salida amoniaco (°C)	-4,00	-3,87	3,35
	Duty (Gcal/h)	0,23	0,23	0,00

En la tabla 4.12, se observa que el separador de amoníaco, V-504 se ajusta correctamente a lo requerido por las bases de diseño, en cambio el V-505, separador de gas de purga, presentó desviaciones que superan el 10% de margen de error.

Representa un error considerable el arrojado por el flujo en fase gaseosa obtenido en este proceso de separación, el cual proyecta un valor de 336,96 %, mientras que el líquido mostró un 6,09% de error, atribuyéndose esto a que probablemente el paquete termodinámico no es el más adecuado para modelar corrientes con alto contenido de hidrógeno y nitrógeno, como es el caso del gas de purga.

Por su parte el intercambiador E-511, cumple con los requisitos para lo cual fue simulado, arrojando valores de desviación menores al 10%, e incluso modelando perfectamente la transferencia de calor entre ambas corrientes, tal como se muestra en la tabla 4.13.

4.2.1.4. Expansión (LV-5013)

Considerando dentro del sistema de expansión la válvula LV-5013 y el intercambiador E-512, se analizarán, temperaturas de salida para ambos equipos, además del flujo de amoníaco que circula por el lado carcasa y calor transferido en el intercambio de calor. Estos parámetros se muestran en la tabla 4.14.

Tabla 4.14. Validación del modelo de simulación para la válvula LV-5013 y el E-512.

Equipo	Variable	Diseño	Simulación	% Desv.
LV-5013	Temperatura salida amoniaco (°C)	7,00	7,01	-0,12
E-512	Temperatura salida amoniaco (°C)	31,00	31,45	-1,45
	Duty (Gcal/h)	0,70	0,68	3,21
	Flujo amoniaco (kg/h)	52.669,00	50.345,98	4,41

Cerrando el ciclo de refrigeración en base a los valores de diseño, se muestra en la tabla 4.14 la validación del modelado para el intercambiador E-512 (acondiciona la corriente hacia la planta de urea) y la válvula LV-5013, donde ocurre la expansión del amoniaco antes de entrar a la carcasa de los *chillers* donde es evaporado. Tal como se observa en la tabla, ambos equipos fueron reproducidos aceptablemente en relación a su condición de diseño, arrojando valores de errores menor al 10 y 5%. De esta manera se ratifica que el modelo de simulación se adapta a las bases de diseño conocidas.

En general, se puede inferir que el modelo de simulación planteado para representar el esquema del sistema de refrigeración de la planta de amoniaco, se ajustó correctamente a las necesidades para lo cual fue diseñado. Esto indica que el modelo planteado podrá ser utilizado para simular los casos correspondientes a los parámetros de operación normal, tanto para la unidad 12, como la 22, garantizando confiabilidad en resultados obtenidos a través de la misma

4.2.2. Análisis de los resultados arrojados por el modelo de simulación elaborado en base a los parámetros de operación normal de la unidad 12 y 22

Una vez aprobado el modelo de simulación para las bases de diseño, se procedió a realizar el modelado para el sistema de refrigeración con los parámetros de operación normal, tomando como datos, los obtenidos a través de una data histórica para una fecha en la cual la planta se encontraba en total estabilidad.

Cabe destacar que para el modelado, solo fue necesario introducir la data pertinente a los parámetros para la unidad 12 y la unidad 22 en el esquema ya montado para las bases de diseño.

Para el análisis de cada uno de estos montajes se mantendrá el esquema de explicación que se empleó en puntos anteriores, refiriéndose al estudio de cada una de las etapas del proceso de refrigeración: evaporación, compresión, condensación y expansión.

En vista de que la unidad 12 y 22 del sistema de producción de amoníaco, son idénticas, se presentarán los resultados obtenidos en cada etapa para ambas unidades, permitiendo hacer la comparación entre ellas y con las bases de diseño.

4.2.2.1. Evaporación (E-506, E-508 y E-514)

Para la evaluación de la situación actual de los *chillers* del proceso de refrigeración de amoníaco, tanto de la unidad 12 como la 22, se presentan unas tablas,

en donde se hace referencia a los parámetros obtenidos en la simulación y son comparados con los parámetros de operación suministrados y los de las bases de diseño.

Tabla 4.15. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-506, E-508 y E-514 de la unidad 12.

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-506	T salida NH ₃ (°C)	7,00	4,67	4,23	39,56	9,45
	Duty (Gcal/h)	6,59	-	9,20	-39,66	-
	Flujo gas proceso (kg/h)	329.964,88	372.775,83	372.775,83	-12,97	0,00
	Flujo amoniaco (kg/h)	52.669,00	-	56.000,00	-6,32	-
E-508	T salida NH ₃ (°C)	-4,00	-6,76	-7,07	76,82	4,70
	Duty (Gcal/h)	6,00	-	7,42	-23,66	-
	Flujo amoniaco (kg/h)	25.199,00	-	22.876,63	9,22	-
E-514	T salida NH ₃ (°C)	-4,00	-6,64	-5,77	44,37	13,06
	Duty (Gcal/h)	0,14	-	0,17	-23,19	-
	Flujo amoniaco (kg/h)	557,00	-	647,67	-16,28	-

Tabla 4.16. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-506, E-508 y E-514 de la unidad 22.

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-506	Temperatura salida NH ₃ (°C)	7,00	1,86	1,81	74,08	2,30
	Duty (Gcal/h)	6,59	-	8,86	-34,44	-
	Flujo gas proceso (kg/h)	329.964,9	368.063,0	368.063,0	-11,55	0,00
	Flujo amoniaco (kg/h)	52.669,00	-	60.500,00	-14,87	-

Tabla 4.16. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-506, E-508 y E-514 de la unidad 22. (Continuación)

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-508	T salida NH ₃ (°C)	-4,00	-9,84	-9,16	129,01	6,89
	Duty (Gcal/h)	6,00	-	7,82	-30,38	-
	Flujo amoniacó (kg/h)	25.199,00	-	28.728,35	-14,01	-
E-514	T salida NH ₃ (°C)	-4,00	-9,57	-9,07	126,84	5,16
	Duty (Gcal/h)	0,14	-	0,15	-5,87	-
	Flujo amoniacó (kg/h)	557,00	-	801,46	-43,89	-

En las tablas mostradas, se puede observar que en el intercambiador E-506 el flujo de gas de proceso es mayor en la operación actual, que el flujo para lo cual fue diseñado, y como consecuencia se requiere de un mayor flujo de amoniacó como refrigerante tal como se indica en las tablas. Con respecto a las temperaturas del amoniacó en la unidad 12 se observa que las que se tienen para operación y la simulación son muy similares entre sí, indicando que para las condiciones a las que está trabajando este intercambiador, reacciona de manera eficiente, de hecho estas temperaturas son menores a las de diseño, atribuyéndose a una adaptación que sufre el equipo por las exigencias que presenta el ciclo aguas abajo. A esto se le suma el calor transferido (*Duty*) el cual, como era de esperarse resulta mayor en la simulación que por diseño, indicando que se necesita mayor flujo de calor para lograr alcanzar las temperaturas solicitadas por el lado proceso. En la unidad 22 se observa que el flujo de amoniacó necesario para enfriar la corriente de gas es mayor que en la unidad 12, a pesar de que el flujo de gas es un poco menor, indicando un comportamiento anormal en este equipo, el cual se atribuye a la falta de mantenimiento que ha causado taponamiento en el lado tubo limitando el área de transferencia de calor, tal

como se evidencia en el flujo de calor obtenido en comparación con el de la unidad 12.

En líneas generales, el *chiller* E-506 tiene un comportamiento adecuado en la unidad 12, respondiendo a las exigencias del proceso, comportándose tal como se espera de él. Su contraparte en la unidad 22, no se comporta de una manera eficiente, debido probablemente a falta de mantenimiento que disminuye la rata de transferencia de calor.

Con respecto al *chiller* E-508, presenta un buen comportamiento en la unidad 12, ya que el amoníaco al entrar más frío en la carcasa del intercambiador, debe necesitarse menos del él, para lograr enfriar la corriente de gas que circula por los tubos, ya que su poder refrigerante aumenta. En cambio en la unidad 22 se observa, que este *chiller* a pesar de que el amoníaco entra considerablemente más frío que por diseño, se requiere mayor cantidad de él para el proceso de transferencia, indicando que este presenta un problema, que al igual que en el E-506 de esta unidad, puede atribuirse a la falta de mantenimiento en el equipo, disminuyendo el área de transferencia de calor, por consiguiente se necesitará un mayor flujo de calor para cubrir las necesidades.

En las tablas mostradas, también se hace referencia al intercambiador E-514, para el cual se observa que mantiene el mismo comportamiento que presentaron los otros dos *chillers* que forman parte del sistema de refrigeración. En la unidad 12, el modelo de simulación indica que el flujo de amoníaco debe entrar a una menor temperatura que la de operación para lograr alcanzar las temperaturas necesarias en el lado proceso, lo que conlleva a pensar que el equipo presenta un ligero ensuciamiento

en los tubos, que impide fluir libremente el calor, haciendo necesario que el calor transferido aumente considerablemente con respecto al valor de diseño. En la unidad 22, se manifiesta el mismo comportamiento para este equipo que en la unidad 12. Otros objetos de análisis dentro del proceso de evaporación, son los separadores V-501 y V-502, cuyas tablas de resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.17. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos V-501 y V-502 de la unidad 12.

Equipos	Variables		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
V-501 (separador de amoniaco)	Flujo (kg/h)	Líquido	74.462,00	-	80.887,75	-8,63	-
		Gas	329.967,00	-	366.132,40	-10,96	-
	Temperatura (°C)		0,00	-3,97	-3,51		11,58
V-502 (Separador Let Down)	Flujo (kg/h)	Líquido	75.018,00	-	80.325,54	-7,08	-
		Gas	745,00	-	771,83	-3,60	-
	Temperatura (°C)		2,00	-	0,20	89,96	-

Tabla 4.18. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos V-501 y V-502 de la unidad 22.

Equipos	Variables		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
V-501 (Separador de amoniaco)	Flujo (kg/h)	Líquido	74.462,00	-	87.860,62	-17,99	-
		Gas	329.967,00	-	360.751,66	-9,33	-
	Temperatura (°C)		0,00	-7,03	-5,90		16,13
V-502 (Separador Let Down)	Flujo (kg/h)	Líquido	75.018,00	-	87.659,25	-16,85	-
		Gas	745,00	-	746,37	-0,18	-
	Temperatura (°C)		2,00	-	-1,71	185,69	-

En la tabla 4.17, correspondiente a la unidad 12, se observa que el separador V-501 presenta un buen comportamiento, de acuerdo a las condiciones bajo las cuales fue operado, ya que al trabajar a un menor temperatura que la de diseño, la producción de amoníaco líquido debería aumentar, tal como se sucede con el flujo de líquido obtenido en la simulación. Termodinámicamente, mientras más baja es la temperatura de un flujo, más probabilidades hay de que se acerque a su punto de condensación, siempre y cuando se mantenga la presión constante. En la unidad 22, este equipo presenta un comportamiento similar, sin embargo, la simulación indica que la temperatura de operación de el V-501 debería ser mayor a la registrada por el instrumento de medida en campo, lo que permite inferir que bien, el instrumento de medida se encuentra descalibrado o el equipo no soporta la cantidad de flujo manejado, acotando, que es mayor al manipulado en la unidad 12 y por consiguiente, mayor que el diseño

Con respecto al V-502, se muestra como un separador- acumulador, en donde se obtiene la corriente de amoníaco que sale del sistema hacia la planta de urea. En la unidad 12 sigue el mismo esquema que el V-501, como era de esperarse, el equipo exige una mayor temperatura por el comportamiento de la mezcla para poder separar todo el flujo que procesa en operación normal. En la unidad 22, la temperatura exigida es aún menor, correspondiendo al comportamiento que han presentando cada uno de los equipos en esta unidad. En ambos casos, se puede asumir que este equipo no opera de forma eficiente, ya que su diseño, no admite esa cantidad de flujo que se encuentra manejando y por consiguiente exige mayor temperatura para facilitar la separación.

4.2.2.2. Compresión (K-441 y K-451)

En esta etapa del proceso, al igual que en la anterior, se simplificaron los resultados en tablas, en donde se especifican las variables evaluadas en ambos compresores, así como también, los otros equipos asociados a este sistema, V-507, V-508, V-503 y E-441, tanto para la unidad 12, como para la 22.

En la tabla que se muestra a continuación se exhibe los parámetros evaluados para los separadores V-507, V508 y V-503, los cuales son la antesala de los compresores de amoniaco del sistema de refrigeración.

Tabla 4.19. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos V-507, V-508 y V-503 de la unidad 12.

Equipos	Variables		Diseño	Operación	Simulación	% Devs. Diseño	% Devs. Oper.
V-507 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	-	2.116,89	-	-
		Gas	22.549,00	-	25.434,21	-12,80	-
	Temperatura (°C)		-4,70	-9,53	-7,09	50,87	25,59
V-508 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	-	0,00	0,00	-
		Gas	27.657,00	-	34.325,73	-24,11	-
	Temperatura (°C)		6,40	4,67	4,23	33,89	9,44
V-503 (Separador flash)	Flujo (kg/h)	Líquido	24.510,00	22.636,39	28.100,17	-14,65	-24,14
		Gas	4.161,00	-	3.670,39	11,79	-
	Temperatura (°C)		-32,80	-	-32,69	0,35	-

Tabla 4.20. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos V-507, V-508 y V-503 de la unidad 22.

Equipos	Variables		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
V-507 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	-	900,22	-	-
		Gas	22.549,00	-	30.316,39	-34,45	-
	Temperatura (°C)		-4,70	-10,40	-9,17	95,13	11,81

Tabla 4.20. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos V-507, V-508 y V-503 de la unidad 22. (Continuación).

Equipos	Variables		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
V-508 (Tambor K.O)	Flujo (kg/h)	Líquido	0,00	-	0,00	0,00	-
		Gas	27.657,00	-	33.784,69	-22,16	-
	Temperatura (°C)		6,40	1,86	1,81	71,65	2,30
V-503 (Separador flash)	Flujo (kg/h)	Líquido	24.510,00	-	38.482,46	-57,01	-
		Gas	4.161,00	-	4.570,99	-9,85	-
	Temperatura (°C)		-32,80	-	-32,76	0,14	-

De las tablas mostradas se deduce, que el separador V-507 en la unidad 12, presenta condensación de líquido, evidenciada por la baja temperatura que alcanza la corriente en éste equilibrio con respecto al valor de diseño. Algo similar ocurre en la unidad 22, pero en este caso la cantidad de líquido esperada debería ser mayor, debido a que se alcanza una temperatura aun más baja que en la unidad 12, sin embargo esto no ocurre, lo que indica que este equipo puede estar afectando el comportamiento del compresor K-441.

En la unidad 12, se observa que la cantidad de líquido condensada coincide precisamente a la diferencia de flujo existente entre la corriente de diseño y la simulación. Este inadecuado funcionamiento corresponde, a que el equipo no posee la capacidad para operar con un flujo tan elevado, lo que indica que se encuentra limitado por diseño.

En cuanto al separador V-508, se observa una correcta operación en ambas unidades, ya que no se observa condensación de líquido en ninguna de las ellas, a pesar de que en ambas se maneja un flujo superior al de diseño. Esto se evidencia en los porcentajes de desviación existentes entre los flujos de gas de diseño y la simulación, los cuales indican que la cantidad de gas es mayor, por consiguiente el flujo de alimentación también lo es.

En cuanto a las temperaturas, se muestra, que poseen cierta diferencia con las de diseño, pero esto no es impedimento para que el equipo responda a las necesidades del proceso.

Adicional a estos, se encuentra el V-503, cuyo comportamiento indica que corresponde a las condiciones bajo las cuales opera. Tal como se observa en las tablas 4.19 y 4.20, en la unidad 12, este equipo presenta una gran similitud en el valor de temperatura, lo que indica que las cantidades de gas y de líquido son ligeramente parecidas, ya que también dependen de la presión a la cual se trabaje.

A pesar de que la temperatura se mantiene similar en la unidad 22, se maneja gran cantidad de flujo de amoníaco líquido, tal como se venía manifestando en los

equipos anteriormente mencionados que forman parte de esta unidad de procesos, lo que permite inferir que los flujos manejados no exceden el funcionamiento, porque aun trabajando bajo estas condiciones, el equipo responde acorde a las condiciones requeridas.

A continuación se muestra la tabla que contiene toda la información referente a los resultados de la simulación de las etapas del compresor K-441 y el compresor K.451.

Tabla 4.21. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos K-441 y K-451 de la unidad 12.

Equipo	Variable		Diseño	Operación	Simulación	% Desv.	% Desv.
						Diseño	Oper.
K-441 (compresor de refrigeración de NH ₃)	Temperatura descarga (°C)	Etapa 1	34,00	32,31	34,31	-0,91	-6,20
		Etapa 2	133,00	129,88	142,70	-7,29	-9,87
	Flujo (kg/h)	Etapa 1	22.549	-	27.862,3.	-23,56	-
		Etapa 2	50.206,00	-	59.759,94	-19,03	-
	Potencia (kW)		4.068,00	-	4.867,70	-19,66	-
E-441 (enfriador intermedio)	T salida NH ₃ (°C)		22,00	-	31,81	-44,58	-
	Duty (Gcal/h)		0,89	-	0,03	96,45	-
	Flujo amoniaco (kg/h)		22.549	-	24.178,28	-7,23	-
K-451 (compresor de refrigeración de NH ₃)	Temperatura descarga (°C)		81,00	-	89,96	-11,06	-
	Flujo (kg/h)		4.161,00	-	3.670,34	11,79	-
	Potencia (kW)		692,00	-	821,90	-18,77	-

Tabla 4.22. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos K-441 y K-451 de la unidad 22.

Equipo	Variable		Diseño	Operación	Simulación	% Desv.	%
						Diseño	Desv. Oper.
K-441 (compresor de refrigeración de NH ₃)	Temperatura descarga (°C)	Etapa 1	34,00	32,52	35,16	-3,42	-8,13
		Etapa 2	133,00	129,73	147,36	-10,80	-13,59
	Flujo (kg/h)	Etapa 1	22.549	-	30.316,38995	-34,45	-
		Etapa 2	50.206,00	-	64.101,08	-27,68	-
	Potencia (kW)		4.068,00	-	5.605,40	-37,79	-
K-451 (compresor de refrigeración de NH ₃)	Temperatura descarga (°C)		81,00	-	92,74	-14,49	-
	Flujo (kg/h)		4.161,00	-	4.571,00	-9,85	-
	Potencia (kW)		692,00	-	957,50	-38,37	-

Tal como se muestra en la tabla 4.21, el compresor K-441 de la unidad 12, presenta valores de temperatura de salida de cada una de las etapas similares a los valores de diseño, arrojando desviaciones menores al 10%, aun manejando flujos mayores a los de diseño, como se tenía previsto, trayendo como consecuencia un aumento considerable en la potencia de ambos compresores. Esto indica que este compresor se encuentra trabajando correctamente para las condiciones actuales de operación. Por su parte, el de la unidad 22, presenta unas ligeras diferencias con el de la unidad mencionada anteriormente, ya que la temperatura de salida de la segunda etapa está ligeramente por encima del 10% de la desviación considerada para esta variable. Con respecto a las otras variables evaluadas, los flujos manejados por cada etapa son mayores que los de diseño y así mismo la potencia suministrada.

Haciendo referencia al intercambiador interetapa E-441, se observa que en ambas unidades, presenta un comportamiento similar, con valores para la desviación con respecto a diseño muy elevadas. Las temperaturas de salida resultan ser altas para la requerida por la segunda etapa del compresor K-441, como consecuencia de una ineficiente transferencia de calor, tal como se evidencia en el valor del *duty* para este intercambiador. Este problema puede atribuirse al ensuciamiento de los tubos del intercambiador a causa de la falta de mantenimiento, o irregularidades en la corriente de agua empleada como refrigerante, específicamente la falta de flujo de esta.

En la unidad 12, el compresor K-451, presenta desviaciones mayores al 10% en todas las variables evaluadas, tal como se muestra en la tabla 4.21. La temperatura de salida del compresor es considerablemente elevada con respecto al valor de diseño, debido a que el la cantidad de aceite empleado para el acondicionamiento de la corriente de amoniaco de salida en el compresor no es suficiente para tal fin. Esto es consecuencia de trabajar con flujo por encima del flujo de diseño. De esta misma forma, se presenta la potencia suministrada en el proceso, la cual resultó ser más elevada para la operación normal, porque se requiere mayor energía para comprimir tal cantidad de amoniaco. Este mismo comportamiento es observado para el compresor K-451 de la unidad 22, atribuyéndose las mismas limitaciones en este equipo.

4.2.2.3. Condensación (E-510 A/B)

En esta etapa del proceso, se suministraron los valores de las variables necesarias para simular el intercambiador E-510 A/B (condensador de amoniaco), el separador y acumulador de amoniaco V-504, el enfriador de gas de purga E-511 y el V-505 (separador del gas de purga). En las tablas 4.23 y 4.24 se comparan las

condiciones de operación, diseño y las obtenidas por la simulación, tanto para la unidad 12 como para la 22.

Tabla 4.23. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-510, V-504, V-505 y E-511 de la unidad 12.

Equipo	Variable		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-510 A/B	Temp. salida NH ₃ (°C)		42,50	39,09	39,09	8,02	0,00
	Duty (Gcal/h)		17,39	-	20,78	-19,50	-
	Flujo amoniaco (kg/h)		54.367,00	-	63.430,35	-16,67	-
V-504 (Separador de amoniaco)	Flujo (kg/h)	Líquido	53.604,00	-	62.246,09	-16,12	-
		Gas	763,00	-	1.184,21	-55,20	-
	Temperatura (°C)		42,50	39,09	39,09	8,02	0,00
V-505	Flujo (kg/h)	Líquido	745,00	-	1.032,99	-38,66	-
		Gas	18,00	-	151,54	-741,88	-
	Temperatura (°C)		1,00	2,78	2,78	-178,00	0,00

Tabla 4.23. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-510, V-504, V-505 y E-511 de la unidad 12.

(Continuación).

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-511	Temp. salida NH ₃ (°C)	-4,00	-6,56	-6,00	50,00	8,60
	Duty (Gcal/h)	0,23		0,35	-53,97	-
	Flujo NH ₃ (kg/h)	935,00	-	1.658,68	-77,40	-

Tabla 4.24. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación de los equipos E-510, V-504, V-505 y E-511 de la unidad 22.

Equipo	Variable		Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
E-510 A/B	Temp. salida NH ₃ (°C)		42,50	38,97	38,97	8,31	0,00
	Duty (Gcal/h)		17,39	-	22,53	-29,58	-
	Flujo amoniaco (kg/h)		54.367,00	-	68.672,08	-26,31	-
V-504 (Separador de amoniaco)	Flujo (kg/h)	Líquido	53.604,00	-	66.570,00	-24,19	-
		Gas	763,00	-	2.102,08	-175,50	-
	Temperatura (°C)		42,50	38,97	38,97	8,30	0,00
V-505	Flujo (kg/h)	Líquido	745,00	-	1.911,61	-156,59	-
		Gas	18,00	-	190,47	-958,17	-
	Temperatura (°C)		1,00	-1,50	-1,50	249,51	0,00
E-511	Temp. salida NH ₃ (°C)		-4,00	-9,22	-9,00	125,00	2,41
	Duty (Gcal/h)		0,23		0,62	-169,51	-
	Flujo NH ₃ (kg/h)		935,00	-	2.367,27	-153,18	-

De las tablas anteriores se puede deducir, que el intercambiador E-510 A/B (condensador de amoniaco), trabaja en forma similar en ambas unidades (12 y 22) para las condiciones simuladas. En líneas generales, la temperatura de salida del amoniaco, arrojó valores muy parecidos a los parámetros de diseño, con porcentajes de desviación menores al 10%. Por su parte, el calor transferido dentro del intercambiador resultó ser un poco elevada, como consecuencia del alto flujo de amoniaco que le corresponde manejar a este equipo, tal como se evidencia en las tablas 4.23 y 4.24, con valores desviacionales para esta variable considerablemente mayores al 10%. La razón por la cual, el calor de transferencia es mayor, a pesar de que la temperatura presenta valores más bajos que los de diseño, es que la temperatura de entrada del amoniaco al condensador es mayor a la de diseño en ese

punto, lo que indica que se requiere mayor energía para alcanzar el delta de temperatura requerido, al mismo tiempo que se necesita mayor flujo de agua. Esta situación condicional también permite establecer que este equipo al igual que todos los intercambiadores mencionados anteriormente presenta ensuciamiento en el interior de los tubos, ya que parte del calor transferido es absorbido por la capa de material depositado el interior de los tubos y no pasa al amoniaco como tal, requiriendo un mayor flujo de calor..

Siguiendo con el esquema de producción de amoniaco, se encuentra el separador- acumulador V-504, del cual se puede inferir según las tablas mostradas, que al igual que el E-510 presenta un comportamiento semejante en ambas unidades de producción. En este caso se observa, que la temperatura de operación tanto en la unidad 12, como en la unidad 22, son cercanas a los valores establecidos en el diseño, no así los flujos de gas y líquido de operación los cuales se alejan de las condiciones de diseño, ya que sus porcentajes de desviación resultan muy elevados, especialmente los flujos de gas. Este hecho pudiera estar limitando la producción de amoniaco, debido a que tal como se está operando actualmente, los flujos de gas y líquido manejados por estos separadores superan los flujos de diseño del mismo, evitando de esta forma, la correcta separación de tan elevado flujo de amoniaco.

Para el caso *chiller* V-511 y el V-505 de ambas unidades de producción, se presenta un comportamiento similar, puesto que, como se muestra en las tablas 4.23 y 4.24, todas las variables evaluadas presentan desviaciones superiores al 10% con respecto a los valores de diseño. Esto indica que los dos equipos se encuentran igualmente limitados por diseño, ya que su capacidad operacional no se da abasto para suplir las necesidades del sistema de refrigeración de amoniaco. Vale decir, que

esta situación se debe a que el flujo de amoniaco en todo el sistema sobrepasa los límites establecidos para el diseño, tal como se venía reflejando en casos anteriores.

4.2.2.4. Expansión (LV-5013)

En la última etapa del proceso de refrigeración, se evaluarán todos los equipos concerniente a la expansión del amoniaco, especialmente el intercambiador E-512, para el cual se evaluarán las condiciones ya dadas para los intercambiadores mencionados anteriormente, como temperatura de salida y flujo del amoniaco que circula por la carcasa y el calor transferido. Para el caso de la válvula que da lugar a la expansión del amoniaco justo a la entrada del sistema, solo se analizará la temperatura de salida, como consecuencia del suministro de la presión. En las tablas exhibidas a continuación se especifican los valores correspondientes a estas variables.

Tabla 4.25. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación del equipo E-512 y la válvula LV-5013 de la unidad 12.

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
LV-5013	Temp. salida NH ₃ (°C)	7,00	4,67	4,23	39,56	33,26
E-512	Temp. salida NH ₃ (°C)	31,00	23,75	25,76	16,89	-23,40
	Duty (Gcal/h)	0,70	-	1,04	-48,25	-
	Flujo NH ₃ (kg/h)	52.669,00	-	60.587,41	-15,03	-

Tabla 4.26. Comparación de los parámetros obtenidos en la simulación, diseño y operación del equipo E-512 y la válvula LV-5013 de la unidad 22.

Equipo	Variable	Diseño	Operación	Simulación	% Desv. Diseño	% Desv. Oper.
LV-5013	Temp. salida NH ₃ (°C)	7,00	1,86	1,81	74,10	2,34
E-512	Temp. salida NH ₃ (°C)	31,00	22,81	25,48	17,80	11,71
	Duty (Gcal/h)	0,70	-	1,11	-58,91	-
	Flujo NH ₃ (kg/h)	52.669,00	-	64.202,73	-21,90	-

Tal como se venía manifestando en los últimos puntos, se presenta el intercambiador E-512, con desviaciones mayores al 10% en todas las variables evaluadas, para ambas unidades del proceso. En lo que corresponde a la temperatura, se observa que son más bajas que los valores de diseño, pero su valor de desviación es mayor al 10%. Como la intención de este intercambiador es calentar la corriente de amoníaco que se dirige a la planta de urea, debe transferir mayor cantidad de calor, tal como se muestra en el *duty* de las tablas correspondientes, arrojando desviaciones mayores al 10%. Aun cuando el flujo de amoníaco usado como acondicionante de la corriente hacia urea es mayor que el flujo requerido por diseño, el equipo no cumple con los requerimientos necesarios, lo que permite inferir un probable ensuciamiento como causa de este comportamiento. De esta misma forma, también se puede concluir que este equipo no cuenta con la capacidad para procesar la cantidad de amoníaco suministrada como acondicionante.

Con respecto a la válvula LV-5013, dispositivo final del sistema de refrigeración, se observa que en ambas plantas cumple con su trabajo, el cual consiste

en estrangular el amoniaco que se dispone en la carcasa del primer *chiller* del sistema. Las condiciones de entrada del flujo a la válvula son las condicionantes del flujo de salida; vale especificar esto, ya que la temperatura de salida del dispositivo resultó más baja que la requerida bajo condiciones de diseño, debido a que, si la corriente entra más fría, y se mantiene el mismo diferencial de presión, la temperatura a la salida de la válvula será menor, tal como se presenta en la tabla 4.25 y 4.26.

4.3. PROPUESTA DE LAS OPCIONES DE MEJORAS AL SISTEMA EN CUESTIÓN

Una vez analizados todos los resultados y haber detectado los puntos limitantes o cuellos de botella del sistema, se procedió a la propuesta de las mejoras al sistema bien sean para aumentar la producción de amoniaco o para mejorar las condiciones operativas del sistema.

4.3.1. Propuestas asociadas al aumento de la producción de amoniaco

En esta etapa se plantea proponer las opciones de mejoras por etapas del proceso de refrigeración, siguiendo el esquema utilizado en las secciones anteriores para la descripción y análisis del sistema de refrigeración, con la intención de mantener la uniformidad de formato a lo largo del trabajo.

A continuación se muestran las opciones que pueden solventar cada uno de los problemas que presente cada etapa en particular.

4.3.1.1. Evaporación

Recordando los equipos que fueron estudiados en esta etapa se encuentran: los *chillers* E-506, E-508, E-514 y los separadores V-501 y V-502.

Como se explico anteriormente, el principal problema presente en los intercambiadores de calor de tubos y carcasa es el ensuciamiento de los tubos del mismo. Tal es el caso de los *Chillers* E-506, E-508 y E-514, en donde este ensuciamiento ha disminuido la transferencia de calor, lo que conlleva a exigir mayor cantidad de refrigerante para suplir el requerimiento energético.

Para estos casos, la opción más conveniente y eficaz es simplemente realizar mantenimientos programados para cada uno de estos equipos, manteniendo una secuencia y un intervalo de tiempo para cada limpieza, considerando la velocidad de formación de la resistencia dentro de los tubos del intercambiador. De igual forma se recomienda realizar simulaciones más rigurosas en cuanto a la operatividad de los *chillers* o intercambiadores, haciendo un análisis de sensibilidad del mismo y de esta forma poder precisar el problema que presenta cada uno de estos equipos y anticipar la toma de medidas correctivas. Es importante mencionar que Hysys no hace una evaluación rigurosa de intercambiadores de calor, por lo que se recomienda el uso un simulador riguroso para futuras evaluaciones.

Para el caso de los separadores presentes en la etapa de evaporación, V-501 y V-502, se plantea realizar una inspección de todos los equipos de medición que se encuentran en campo asociados al PLC (Control Lógico Programable) y que llegan a sala de control para su posterior manipulación, con la intención de verificar el

correcto funcionamiento y calibración del mismo. Tal es el caso de la termocupla que se encuentra midiendo la temperatura de operación del V-501, la cual arroja valores muy alejados de la realidad, lo que permitió inferir una posible descalibración del mismo. De esta misma forma se extiende la sugerencia para todos los equipos que forman parte del proceso de producción de amoniaco.

El separador V-502, según los resultados de la simulación, exige mayor temperatura para la lograr la separación del flujo propuesta para este equipo. Una vez que se ha simulado esta parte del sistema, utilizando diferentes paquetes termodinámicos, con la intención de verificar si es errado el comportamiento y es solo un mal ajuste del paquete, se determinó que utilizando cualquier otro paquete el comportamiento es el mismo, lo que conlleva a pensar que el comportamiento termodinámico de la mezcla de líquidos que salen del V-501 cuando es estrangulada (amoniaco con trazas de metano, hidrógeno y nitrógeno), representa un caso particular, ya que su envolvente de fases indica que al disminuir la presión aumenta levemente su temperatura, tal como se presenta el caso de simulación planteado. Para evidenciar este comportamiento se tomaron los valores de estrangulación en el caso de diseño y se muestran en la tabla 4.27.

Tabla 4.27. Datos de la estrangulación de la corriente de líquido proveniente del V-501

		Entrada	Salida
LV-5010	Presión (kgf/cm ²)	202,00	25,00
	Temperatura (°C)	-0,20	3,47

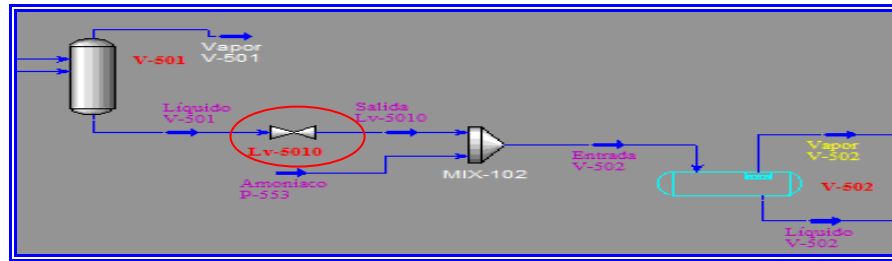


Figura 4.1. Esquema de simulación del separador V-502, en donde se identifican la válvula LV-5010.

Para este caso se propone realizar una modificación en el proceso, que puede resultar válida para aumentar un poco la temperatura de la corriente de entrada a separador V-502 y así garantizar una mejor separación dentro del mismo. Para ello, se propone, replantear las condiciones suministradas al sistema para aumentar la producción de amoníaco líquido en este equipo. Como se explico anteriormente el fluido manejado por esta válvula presenta características termodinámicas muy particulares; en vista de esta situación, se propone aumentar un poco la presión de salida de la válvula, para conseguir una temperatura ligeramente más elevada y de esta forma lograr una mayor condensación de amoníaco en el V-502. Para compensar el efecto del aumento de la presión también se propone colocar unas válvulas a la salida del líquido y el vapor. En la figura 4.2, se exhibe el ambiente de simulación con las modificaciones antes mencionadas.

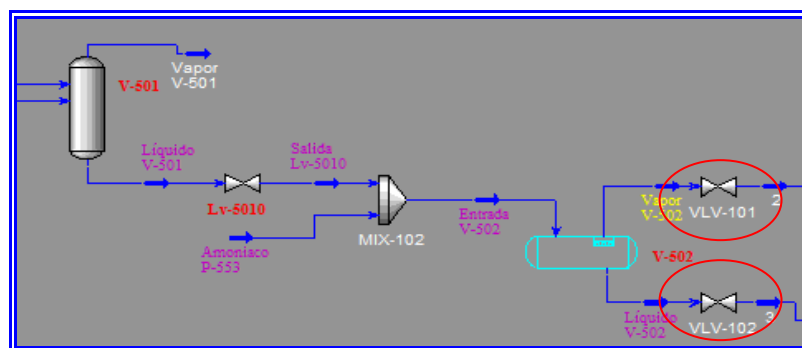


Figura 4.2. Esquema de simulación con las modificaciones realizadas.

La comparación de los resultados de la nueva simulación con los valores obtenidos en la simulación anterior se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 4.28. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 12.

		Operación	Modificación
LV-5010	Presión de salida (kgf/cm ²)	24,98	30,00
	Temp. de salida (°C)	0,06	0,10

Tabla 4.28. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 12. (Continuación).

			Operación	Modificación
V-502 (Separador Let Down)	Flujo (kg/h)	Líquido	80.325,54	81.457,20
		Gas	771,83	156,56
	Temperatura (°C)		0,20	0,39
VLV-5014	Presión de salida (kgf/cm ²)		24,98	24,98
	Temp. de salida (°C)		0,20	0,20
VLV-5015	Presión de salida (kgf/cm ²)		24,98	24,98
	Temp. de salida (°C)		0,20	0,20

Tabla 4.29. Comparación de los resultados de la modificación con lo simulados para la operación de la unidad 22.

		Operación	Modificación
LV-5010	Presión de salida (kgf/cm ²)	25,01	30,00
	Temp. de salida (°C)	-2,05	-1,99
V-502 (Separador Let Down)	Flujo (kg/h)	Líquido	87.650,87
		Gas	746,86
	Temperatura (°C)	-1,70	-1,20
VLV-5014	Presión de salida (kgf/cm ²)	25,01	25,01
	Temp. de salida (°C)	-1,70	-1,70
VLV-5015	Presión de salida (kgf/cm ²)	25,01	25,01
	Temp. de salida (°C)	-1,70	-1,70

En ambas unidades se observa el aumento del flujo de amoníaco líquido producto de la separación que tiene lugar en el separador V-502.

4.3.1.2. Compresión

Dentro de la etapa de compresión del sistema de refrigeración, juegan un papel muy importante los separadores que sirven de protectores de los compresores al evitar que pase líquido al mismo; estos separadores son el conjunto formado por el V-507, V-508 y V-503.

Para el caso del V-507, según resultados arrojados para la simulación en base a los parámetros de operación normal de cierta fecha (sección 3) en la unidad 22, se diagnosticó que el mismo, se encuentra limitando el sistema por su capacidad operativa, ya que no es capaz de procesar el flujo de amoníaco. Cabe mencionar que

en la unidad 22 el flujo de alimentación a este separador es mayor que el de la unidad 12, motivo por el cual en esta última, el separador si cumple su función, pero no está muy lejos de padecer un problema similar si no se detiene a tiempo. Como solución inmediata para este equipo se sugiere desviar una pequeña cantidad de flujo de la corriente de entrada al separador V-508 a través de la TEE-102 (incorporada para la modificación), para disminuir la carga del V-507 y opere de forma correcta. El esquema planteado como solución inmediata se muestra en la figura 4.3. Como medida a largo plazo, puede plantearse el rediseño del V-507, lo cual puede dar pie al desarrollo de otro trabajo de grado, que abarque toda la parte rediseño de todos los equipos limitados en el sistema de refrigeración.

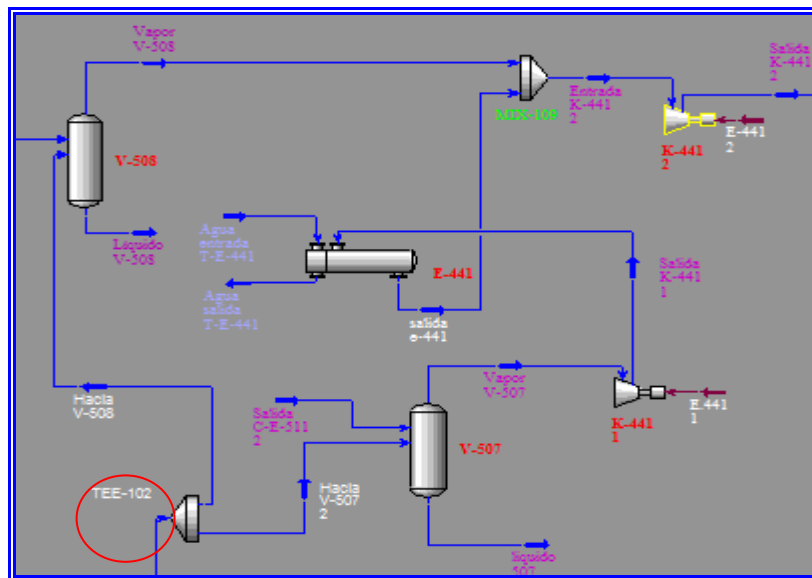


Figura 4.3. Modificación del sistema para mejorar la operación del V-507

Hablando de los separadores V-508 y V-503, en el análisis de la simulación se demostró que ambos equipos operan de forma eficiente para cada una de las unidades de proceso de proceso, para lo cual no resulta necesario realizar alguna sugerencia en cuanto a modificaciones, ya que sus instalaciones se dan abasto para los flujos

manejados. No obstante, es bueno recordar que estos equipos al igual que todos los demás, requieren de un proceso de mantenimiento.

En el caso de los compresores K-441, los principales problemas presentados, se deben al aumento de flujo de amoniaco, para lo cual resulta necesario suministrar más potencia para que cumpla con los requerimientos del sistema. Tal como se demostró en la sección anterior del análisis de resultados, los compresores están aptos para suplir estas necesidades, ya que sus instalaciones energéticas cuentan con motores capaces de generar tal requerimiento. Solo es conveniente sugerir, revisiones en cuanto al sistema de sellos de las cajas compresores, sistema de lubricación, y dedicar el tiempo necesario para el mantenimiento de los mismos. Dentro del sistema de compresión K-441 se encuentra el intercambiador interetapa (E-441), el cual si arrojó resultados negativos en el análisis de la simulación, mostrando problemas en cuanto al ensuciamiento de los tubos, para lo cual se recomienda, realizar mantenimientos programados que ayuden a mejorar las condiciones operativas del mismo.

En cuanto a los compresores K-451, tanto de la unidad 12 y 22, se demostró que la principal limitación del mismo se encuentra es el circuito paralelo que presenta este equipo, específicamente del circuito de aceite empleado en este compresor. Es evidente que al aumentar la cantidad de flujo de amoniaco, irremediamente debe suministrarse mayor cantidad de aceite que retire el calor necesario y permita que el amoniaco salga a las condiciones requeridas por el sistema aguas abajo. La sugerencia para este quipo es aumentar el flujo de aceite para que mejore las condiciones de salida del amoniaco. De acuerdo a las investigaciones realizadas para el desarrollo de este trabajo, se encontró que dentro del sistema de este compresor, se producen fugas de aceite como trazas en la corriente de amoniaco de salida y van a parar en equipos aguas debajo de este, tal es el caso del E-510, del cual se hablará en

el próximo punto. En pro de mejorar esta condición se sugiere colocar sellos secos (nitrógeno) en los cabezales del compresor y de esta manera evitar el arrastre del aceite.

4.3.1.3. Condensación

Cuando se analizan los resultados concernientes a la simulación de los equipos que forman parte de esta etapa, se observa que se presentan las mayores cantidades de variables desviadas y con los valores más elevados, indicando que existen limitaciones, las cuales se detallan a continuación.

En primera instancia, encabezando la lista de los equipos para la condensación, se presenta el E-510 A/B, el cual como se mencionó en secciones anteriores, presentó problemas de transferencia de calor, atribuido al ensuciamiento del banco de tubos, causado por la falta de mantenimiento. En la disminución de la transferencia de calor repercute el arrastre de aceite explicado en el punto anterior, el cual al llegar a través del lado carcasa crea una película sobre el banco de tubos que aumenta la resistencia al paso de flujo de calor. Para este equipo, se recomienda, al igual que todos los intercambiadores, realizar mantenimientos programados, que seguramente se tienen, pero aumentando la frecuencia con los que se hacen. Cabe mencionar, que con las sugerencias dadas para el punto anterior, también se logra mejorar la condición operativa de este equipo.

En cuanto a los equipos que se encuentran aguas abajo de este, es donde el sistema se aleja aun más de las condiciones de diseño. En el separador V-504 de ambas unidades, se observa una deficiente separación de flujos, a pesar de que la

temperatura corresponde cercana a la de diseño. Esto permitió inferir que el equipo no presenta un correcto funcionamiento porque no está apto para manejar flujos tan altos. Esta limitación tiene su incidencia en los equipos E-511 y V-505, ya que su funcionamiento depende netamente de la operatividad del separador antes mencionado. Para este caso, se plantea realizar un rediseño de las capacidades de los mismos, aumentándola capacidad de procesamiento para cada uno de ellos. No obstante, se recomienda cumplir con el mantenimiento programado de las instalaciones del E-511, que al igual que los otros equipos de transferencia de calor puede presentar problemas de ensuciamiento.

4.3.1.4. Expansión

En esta etapa del proceso, son objetos de estudio, el intercambiador E-512 y la válvula LV-5013, como elementos finales del ciclo de refrigeración.

Con respecto al intercambiador E-512, este presenta problemas de transferencia de calor, bien sea por la cantidad de flujo que maneja que es muy alto, o que las condiciones físicas del sistema no permite su correcto funcionamiento. Este equipo no está salvo de presentar ensuciamiento debido a la falta de mantenimiento del mismo, para lo cual se recomienda practicar mantenimiento de limpieza a presión en el lado tubo aumentando el periodo de frecuencia de los mismos. Al igual que se sugiere estudiar con más detalle una propuesta para el incremento de área de este equipo, de tal modo que pueda cumplir con los requerimiento que exige el aumento de amoniaco en todo el sistema.

Según los resultados arrojados por el simulador, la válvula LV-5013, funciona correctamente a las exigencias del sistema, a pesar de que sus desviaciones, en relación a la condición de diseño, superan los límites convenidos para la aceptación del modelo de simulación, y que son producto del aumento del flujo de refrigerante en el sistema en cuestión.

4.3.2. Propuestas asociadas a las mejoras operativas del sistema de refrigeración

Según el diseño pautado para el sistema de refrigeración, cuando se presentan algunas contingencias en el proceso, bien sea aguas arriba o aguas abajo del sistema, se pueden presentar algunas dificultades en cuanto a operatividad de equipos se trata. Tal es el caso del impacto operacional que sufre el V-503 cuando sale de funcionamiento la unidad de urea sobre el sistema de producción. El V-503, es el encargado de condensar todo el amoniaco que se envía a almacenamiento. Cuando la unidad de operación de urea se encuentra inoperativa, todo el flujo de amoniaco destinado a tal planta, se redirige a este separador para luego enviarlo al tanque de almacenamiento. Cabe destacar que bajo esta situación el intercambiador E-512 es sacado de funcionamiento porque se cierra el flujo de amoniaco hacia la planta de urea causando que la cantidad de flujo que antes de disponía para tal fin que era enfriada en este intercambiador, entre a una mayor temperatura a la etapa de evaporación del sistema

Bajo esta situación operacional, se plantea una modificación en la distribución de los flujos que conllevará a mejorar el funcionamiento de todo el sistema de refrigeración. La modificación consiste, sencillamente en mantener operativo el intercambiador E-512, y el flujo de amoniaco que no puede enviarse a la línea de urea

se hará recircular al V-503, a través del mezclador (mix-105, equipo incorporado para la modificación) una vez que ha intercambiado calor con el flujo que se dispone en las carcassas de los *chillers*. De esta manera se disminuirá la temperatura del amoniaco que entra a la etapa de evaporación. El esquema de la modificación que se plantea, se muestra en la figura 4.4.

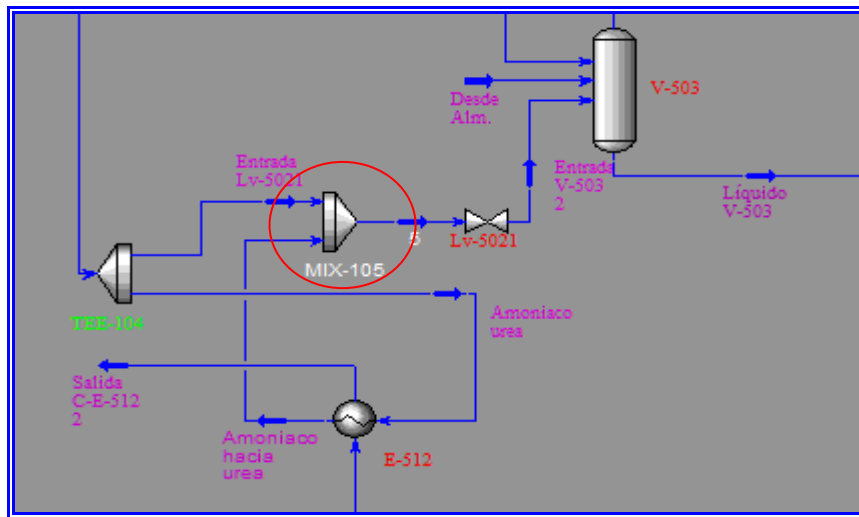


Figura 4.4. Esquema de simulación para la modificación del sistema, donde se muestra la recirculación del amoniaco hacia el V-503.

4.4. CONCLUSIONES

1. Las unidades de operación 12 y 22 del sistema de refrigeración de amoniaco están trabajando por sobre las condiciones de diseño.
2. El modelo de simulación del sistema de refrigeración de amoniaco elaborado para las bases de diseño se adaptó correctamente a los valores suministrados.
3. El sistema de evaporación de la unidad 12, responde correctamente a las exigencias del proceso, excepto el *chiller* E-514 que se presume presenta un ligero ensuciamiento en el lado tubos.
4. El principal problema que se manifiesta en el sistema de evaporación de la unidad 22 es el ensuciamiento de los tubos de los *chillers*, disminuyendo el coeficiente de transferencia de calor.
5. El separador V-501, en la unidad 12 se ajusta perfectamente a las condiciones suministradas, mientras que el de unidad 22, el equipo no puede manejar esa cantidad de flujo, evidenciado en la ineficiente separación del líquido y el gas.
6. El separador V-502 opera de forma ineficiente bajo las condiciones de operación normal, requiriendo una menor temperatura para condensar la cantidad de amoniaco necesaria en esta etapa.
7. El separador V-507, tanto de unidad 12 como el de la 22, se encuentran limitando el sistema por su capacidad de operación, ya que bajo esas condiciones no se obtiene una separación eficiente.

8. Los separadores V-503 y V-508 de ambas unidades operan de forma eficiente, aun trabajando con flujos de amoniaco superiores a los valores de diseño.
9. Las etapas del compresor K-441 funcionan correctamente bajo las condiciones de operación registrada para las fechas establecidas para la evaluación en ambas unidades del proceso.
10. El intercambiador interetapa E-441 tanto en la unidad 12, como en la 22, presenta problemas de ensuciamiento en el lado tubo y el flujo agua empleado para el enfriamiento es muy bajo.
11. En el compresor K-451 de las dos unidades, la cantidad de aceite empleada para el acondicionamiento de la temperatura de salida del amoniaco es la limitante del equipo.
12. El intercambiador E-510 requiere mayor cantidad de agua para su correcto funcionamiento, debido al ensuciamiento de los tubos, lo cual limita la transferencia de calor entre ambos componentes.
13. El separador- acumulador V-504, el *chiller* E-511 y el separador de gas de purga V-505, se encuentran limitando el proceso por diseño, puesto que su capacidad no es suficiente para las exigencias del proceso.
14. El intercambiador amoniaco-amoniaco E-512, presenta problemas de ensuciamiento en los tubos, lo que hace que disminuya el coeficiente de transferencia y se requiera mayor cantidad de refrigerante.
15. El dispositivo final del sistema de refrigeración LV-5013, cumple operativamente con los requerimientos del proceso.

16. La adecuación sugerida para el separador V-502, agregando las válvulas a la salida del vapor y el líquido a nivel del modelo de simulación mejora la operatividad del mismo, aumentando el flujo de amoniaco líquido obtenido en este separador.
17. A nivel del modelo de simulación, aumentar el flujo de recirculación de aceite que se suministra al compresor *booster* K-451, mejora las condiciones de salida del amoniaco.
18. Recirculando el flujo de amoniaco, el cual se dirige a la unidad de urea, cuando esta última se encuentra fuera de servicio, evita la presurización del sistema por la acumulación de gases.

4.5. RECOMENDACIONES

1. Realizar la evaluación del sistema de refrigeración empleando un simulador riguroso de transferencia de calor, realizando sensibilidades en el paquete termodinámico.
2. Realizar simulaciones del sistema de refrigeración utilizando otro paquete termodinámico o múltiples paquetes para simular cada uno por separado, por ejemplo una combinación entre SRK (para la fase vapor) y BWRST (para la fase líquida).
3. Disminuir la carga de sobrediseño bajo la cual está trabajando el sistema, para garantizar la operatividad efectiva de los equipos.
4. Planificar inspecciones en la planta de amoniaco para verificar el correcto funcionamiento de los equipos de medición, a fin de corroborar si se encuentran calibrados.

5. Intensificar los programas de mantenimiento, aumentando la frecuencia para los intercambiadores de calor de todo el sistema de refrigeración.
6. Mejorar el sistema de bloqueo de las válvulas del sistema o colocarle mecanismos de control en donde el tiempo de espera de respuesta sea más corto.
7. Tomando como base este trabajo, plantear como tema de otro trabajo de grado el rediseño de los equipos que limitan la producción de amoníaco por sus características físicas.
8. Cambiar el sistema de sello de los compresores, a sellos secos de nitrógeno y de esta forma evitar las fugas de lubricantes a líneas del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

1. Hernández, A., **“Estudio para el mejoramiento de una estación de flujo con la inclusión de un proceso de refrigeración en las corrientes de gas de alimentación”**. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (1992).
2. Díaz, M., **“Diseño de una sistema de refrigeración (banco de hielo) que cumpla con todas las necesidades de enfriamiento de los productos pasteurizados elaborados en una empresa procesadora de alimentos”**. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (2000).
3. Velásquez, G., **“Evaluación del sistema de refrigeración con propano de la planta de extracción Santa Bárbara”**. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Mecánica, UDO, Barcelona, Venezuela (2005).
4. Gaspard, E., **“Evaluación técnica y económica para la disposición de la corriente gaseosa liberada al ambiente en la sección de baja presión en una planta de producción de urea”**. Tesis de Grado, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (2004).
5. Textos Científicos, **“Amoniaco”**. Disponible en:
<http://www.textoscientificos.com/quimica/amoniaco> (2005)

6. Perry, R y Green, D., **“Manual del ingeniero químico”**, Volumen II. 7^{ma} edición. Mc Graw Hill, España (2001).
7. Seco, R., **“Refrigeración en motores y generadores eléctricos: Intercambiadores de calor aire-aire”**, Gestical. Disponible en: <http://www.gestical.com/Intercambiadores.pdf>
8. GPSA. **“Engineering data book”**, Volumen I y II, Sección 14. 11^{va} edición, GPSA, Oklahoma, Estados Unidos (1998).
9. Fernández, P., **“Ciclos de refrigeración por compresión”**. Disponible en: <http://personales.ya.com/universal/TermoWeb/Termodinamica/PDFs/Capitulo14.pdf> (2000).
10. Snamprogetti S.p.A, **“Manual de Operación de la Planta de amoniaco: Unidades 12 y 22”**, Sección 2, 1era Revisión. Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro C.E.C., Jose (1999).
11. Martínez V, Alonso P, López J, Salado M y Rocha J, **“Simulación de Procesos en Ingeniería Química”**, 1^{era} edición. Plaza y Valdés Editores, México (2000).
12. Herrera, I., **“Desarrollo Metodológico de Evaluación Ambiental en el Análisis de Procesos”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universitat Rovira i Virgili, Tarragona, España (2004). Disponible en: <http://www.tdr.cesca.es/>
13. AspenTech, Hyprotech, **“Guia del Usuario para Hysys Plant Versión 3.1”**.USA (2002).

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

TÍTULO	“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE PRODUCTO EN UNA PLANTA DE AMONIACO”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Vegas Marcano, Desiree del V.	CVLAC: 18.113.838 E MAIL: desiree_vegas19@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Sistema de refrigeración.

Amoniaco

Simulación.

Hysys

Mantenimiento.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

El trabajo de grado que se presenta a continuación se basó en la evaluación del sistema de refrigeración de producto en una planta de amoniaco ubicada en el Complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui, con la finalidad de analizar el desempeño del sistema de refrigeración de cada tren de la planta de amoniaco bajo los requerimientos actuales de operación y de diseño, y detectar los puntos de mejoras y/o limitaciones (cuellos de botella) que estén afectando la producción desde el arranque inicial de la planta. En primer lugar se compararon los parámetros de diseño con los de operación normal, prediciéndose que actualmente se encuentra trabajando por encima de los valores de diseño. En segundo lugar, se evaluó el sistema mediante la elaboración de modelos de simulación en el simulador de procesos *Hysys Plant* versión 3.1, de manera de reproducir su desempeño en los diferentes casos estudiados, para lo cual se validó la simulación en base a los parámetros de diseño, arrojando porcentajes de desviación menores al 10 %. Una vez simulado cada uno de los sistemas se procedió a determinar cual o cuales de estos equipos tenían limitaciones, comparando los valores de diseño, datos de operación suministrados y los arrojados por el simulador para cada equipo del sistema de refrigeración, de lo cual se dedujo que el principal problema se presentaba en lo intercambiadores y *chillers*, por falta de mantenimiento, así como también otros equipos que se encontraban limitados por su capacidad de diseño.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS x	TU	JU
	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@cantv.net			
	E_MAIL				
Moreno, Luis	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				
Salas, Yraima	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	8.478.649			
	E_MAIL	Yrasal57@hotmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	04	23
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.Sistema de Refrigeración. Desiree.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I
J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y
z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre-Grado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajos de grado “Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo quien lo participará al Consejo Universitario.”

Desiree del Valle Vegas Marcano

AUTOR

Ing. Arturo Rodulfo

TUTOR

Ing. Yraima Salas

JURADO

Ing. Luis Moreno

JURADO

POR LA SUBCOMISION DE TESIS

Ing. Yraima Salas