

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



**DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO
Y SU UTILIZACIÓN COMO MATERIA PRIMA PARA EL INCREMENTO DE LA
PRODUCCIÓN DE UREA EN UNA PLANTA DE FERTILIZANTES**

Realizado por:

Daniel Alejandro Barreiro

**Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito
parcial para optar al título de:**

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, abril de 2011

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



**DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO
Y SU UTILIZACIÓN COMO MATERIA PRIMA PARA EL INCREMENTO DE LA
PRODUCCIÓN DE UREA EN UNA PLANTA DE FERTILIZANTES**

Asesores

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.
Asesor académico

Lic. Químico Aníbal Villarroel
Asesor industrial

Puerto La Cruz, abril de 2011

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



**DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO
Y SU UTILIZACIÓN COMO MATERIA PRIMA PARA EL INCREMENTO DE LA
PRODUCCIÓN DE UREA EN UNA PLANTA DE FERTILIZANTES**

Jurado calificador

**Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.
Asesor académico**

**Ing. Químico Osvaldo Ochoa
Jurado principal**

**Ing. Químico Arturo Rodulfo, M.Sc.
Jurado principal**

Puerto La Cruz, abril de 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo al **Artículo 41** del reglamento de Trabajos de Grado:

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

RESUMEN

En este trabajo se diseñó un sistema de recuperación de dióxido de carbono, utilizado como materia prima para el incremento de la producción de urea en una planta de fertilizantes. En primer lugar, se determinaron las composiciones molares en base seca del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308, resultando similares tanto para la condición normal (72,9 °C) como para la condición máxima (82,0 °C) de operación; no obstante, el uso del gas del separador 12/22-V-308 fue descartado por presentar alto contenido de contaminantes, mientras que el gas del separador 12/22-V-307 se escogió para el desarrollo del proyecto, cuya composición en las condiciones máximas de operación fue de 47,98% de CO₂, 2,63% de N₂ y 48,77% de H₂O. Igualmente se observó que con el aumento de la temperatura (condición máxima de operación), se incrementa en 15,25% molar el contenido de humedad. En segundo lugar, se determinó que el gas venteado de cada tren contiene 12.897 Nm³/h de CO₂, adicionales a los 33.890 Nm³/h que se procesan actualmente, requiriéndose 71.100 kg/h de amoníaco y 1.159,7 kg/h de urea - formaldehído (*UFC-85*), para convertir el flujo total en urea granulada; estas cantidades se encuentran disponibles y son suficientes para incrementar en 38% la producción de cada planta de urea, lo que corresponde a 3.037 toneladas métricas diarias. Por otro lado, se determinó que el agua circulante en la red de enfriamiento, satisface la demanda del sistema propuesto (680.736 kg/h). De los equipos evaluados, el separador 12/22-V-307 resultó técnicamente factible para ser utilizado en las condiciones del sistema, y se determinó que el separador 12/22-V-321 es apto para recolectar el volumen de condensado adicional generado. Por el contrario, la reutilización del intercambiador 12/22-E-307 y del separador 12/22-V-306, no resultó técnicamente factible para lograr la recuperación del dióxido de carbono. Finalmente, se determinó que el sistema requiere la adaptación de cuatro equipos principales: dos intercambiadores de tubo y coraza de 273,8 y 74,9 m² de área de intercambio de calor, un compresor rotatorio de tornillo helicoidal de 385 kW de potencia y un separador vertical con diámetro de 1,10 metros y altura 2,46 metros.

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
RESUMEN	v
TABLA DE CONTENIDO	vi
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 Descripción de la empresa	1
1.2 Planteamiento del problema	3
1.3 Objetivos	5
1.3.1 Objetivo general	5
1.3.2 Objetivos específicos	6
CAPITULO II	7
MARCO TEORICO	7
2.1 Antecedentes	7
2.2 Dióxido de carbono	8
2.2.1 Fabricación, usos y aplicaciones	9
2.3 Amoníaco	10
2.4 Urea.....	11
2.5 Proceso de producción de amoníaco en FertiNitro	12
2.5.1 Compresión de gas natural	12
2.5.2 Sección de hidrogenación	12
2.5.3 Sección de desulfuración	13
2.5.4 Sección de reformación.....	13
2.5.5 Compresión de aire de proceso	17
2.5.6 Sección de conversión	17
2.5.7 Sección de remoción de dióxido de carbono.....	18
2.5.8 Sección de metanación	24

2.5.9 Compresión de gas de síntesis	25
2.5.10 Sección de síntesis de amoníaco	25
2.6 Proceso de producción de urea en FertiNitro	26
2.7 Generalidades de los gases	29
2.7.1 Gases ideales.....	29
2.7.2 Gases reales	32
2.7.3 Procesos termodinámicos	33
2.8 Balances de materia.....	36
2.9 Balances de energía.....	37
2.10 Regímenes de flujo.....	38
2.11 Equipos usados en el transporte, manejo y depuración de gases y líquidos.....	40
2.11.1 Válvulas de control	40
2.11.2 Separadores líquido - gas	44
2.11.3 Intercambiadores de calor.....	45
2.11.3.1 Intercambiadores de doble tubo.....	46
2.11.3.2 Intercambiadores de haz de tubos y coraza.....	46
2.11.3.3 Cálculo estimado de la superficie de intercambio de calor....	49
2.11.4 Compresores	51
2.11.4.1 Clasificación	52
2.11.4.2 Selección.....	53
2.11.5 Tambores de protección.....	53
2.12 Análisis estadístico	55
CAPITULO III	59
DESARROLLO DEL PROYECTO	59
3.1 Caracterización, en condiciones normales de operación, de la corriente venteada en la sección de remoción de dióxido de carbono	59
3.1.1 Determinación de la composición del gas a la salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308	59

3.1.2 Cálculo del flujo de gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308.....	68
3.1.3 Cálculo de la composición y el flujo total de la corriente venteada	76
3.2 Comprobación de la disponibilidad de amoníaco necesario para el incremento de la capacidad de producción de urea	77
3.3 Desarrollo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono presente en la corriente estudiada	81
3.3.1 Caracterización de la corriente rica en dióxido de carbono, que se envía actualmente a las plantas de producción de urea	81
3.3.2 Planteamiento de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono venteado.....	85
3.3.2.1 Balance de materia y energía en el intercambiador A-1	88
3.3.2.2 Evaluación del separador 12/22-V-307	92
3.3.2.3 Evaluación del tambor de protección 12/22-V-321.....	96
3.3.2.4 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-1	98
3.3.2.5 Balance de materia y energía en el mezclador A-1.....	100
3.3.2.6 Evaluación del intercambiador 12/22-E-307.....	104
3.3.3 Redefinición de la propuesta planteada para la recuperación del dióxido de carbono venteado	110
3.3.3.1 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-2	111
3.3.3.2 Balance de materia y energía en el intercambiador A-2	114
3.3.3.3 Balance de materia y energía en el mezclador A-2.....	115
3.3.3.4 Evaluación del separador 12/22-V-306	117
3.3.4 Planteamiento definitivo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono	118
3.3.4.1 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-3	119
3.3.4.2 Balance de materia y energía en el intercambiador A-3	121
3.3.4.3 Balance de materia en el separador A-1	122
3.3.4.4 Balance de materia y energía en el mezclador A-3.....	123
3.4 Realización del diseño preliminar de los equipos principales del sistema propuesto para el tratamiento de la corriente liberada a la atmósfera.....	124

3.4.1 Dimensionamiento del intercambiador A-1	125
3.4.2 Selección del compresor A-3.....	131
3.4.3 Dimensionamiento del intercambiador A-3.....	132
3.4.4 Dimensionamiento del separador A-1	137
4.1 Caracterización, en condiciones normales de operación, de la corriente venteadada en la sección de remoción de dióxido de carbono	140
4.1.1 Análisis de la composición y flujo del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308	140
4.1.2 Análisis de la composición y flujo total del gas venteadado	150
4.2 Comprobación de la disponibilidad de amoníaco necesario para el incremento de la capacidad de producción de urea	156
4.3 Desarrollo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono presente en la corriente estudiada	158
4.3.1 Análisis de la propuesta planteada inicialmente para la recuperación del dióxido de carbono.....	159
4.3.1.1 Estudio del intercambiador A-1	159
4.3.1.2 Evaluación del separador 12/22-V-307	162
4.3.1.3 Evaluación del separador 12/22-V-321	164
4.3.1.4 Evaluación del intercambiador 12/22-E-307.....	166
4.3.2 Análisis de la propuesta replanteada para la recuperación del dióxido de carbono	172
4.3.2.1 Evaluación del separador 12/22-V-306	172
4.3.3 Análisis de la propuesta definitiva para la recuperación del dióxido de carbono	175
4.3.3.1 Estudio del intercambiador A-3	175
4.3.3.2 Estudio de las características resultantes de la corriente rica en dióxido de carbono	176
4.4 Realización del diseño preliminar de los equipos principales del sistema propuesto para el tratamiento de la corriente liberada a la atmósfera.....	180
4.4.1 Dimensionamiento del intercambiador A-1	180
4.4.2 Selección del compresor A-3.....	184

4.4.3 Dimensionamiento del intercambiador A-3.....	187
4.4.4 Dimensionamiento del separador A-1	191
CONCLUSIONES.....	192
RECOMENDACIONES	194
BIBLIOGRAFÍA.....	196
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:	201

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Descripción de la empresa

Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro C.E.C., se constituyó el 27 de marzo de 1998. Es una empresa petroquímica, que se dedica a la producción y venta de amoníaco anhidro y urea granulada de alta calidad. Se encuentra ubicada en el Complejo Petroquímico General José Antonio Anzoátegui, en la localidad de Jose, al norte del Estado Anzoátegui, Venezuela (figura 1.1).



Figura 1.1. Ubicación geográfica de la empresa Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro, C.E.C. (Google Earth , 2009)

FertiNitro C.E.C, cuenta con dos trenes de amoníaco anhidro y dos plantas de urea granulada, cada una con una capacidad máxima de producción de 1.800 y 2.200 toneladas métricas diarias respectivamente, además de la planta de servicios industriales, que incluye procesos de generación de vapor, agua desmineralizada, agua de enfriamiento, aire de instrumentos y de servicio, nitrógeno de servicio, tratamiento de efluentes, recepción y medición de gas natural, entre otros, así como también las áreas de almacenamiento y despacho de productos.

FertiNitro se concibió originalmente como una organización de carácter mixto, con la participación, por parte del Estado Venezolano, de la empresa Petroquímica de Venezuela, S.A., Pequiven, y por parte del sector privado, empresas extranjeras y nacionales, como Koch Industries Inc., Snamprogetti S.p.A. y Empresas Polar.

Pequiven, S.A., es la corporación del Estado Venezolano encargada de producir y comercializar productos petroquímicos fundamentales con prioridad hacia el mercado nacional y con capacidad de exportación; está adscrita al Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo. Koch Industries, Inc., es una compañía privada norteamericana ubicada entre las mayores corporaciones de los Estados Unidos. Esta compañía emplea a más de 13.000 personas alrededor del mundo y posee participaciones en diversas áreas tales como la industria del petróleo y gas, agricultura, productos químicos, metales y minerales, bienes raíces e inversiones financieras. Snamprogetti, S.p.A., es una empresa italiana, perteneciente al grupo Eni, S.p.A., líder en los servicios de ingeniería, procura y construcción en los sectores de química, petroquímica, petróleo y gas. Empresas Polar, es un gran conglomerado privado, líder en los mercados venezolanos de cerveza, refrescos, harina de maíz, aceite comestible y otros alimentos y que posee

participaciones en empresas nacionales e internacionales en áreas como manufactura, finanzas, petróleo y petroquímica.

La participación accionaría, expresada en porcentaje, fue la siguiente:

Pequiven, S.A.	35 %
Koch Industries, Inc.	35 %
Snamprogetti, S.p.A.	20 %
Empresas Polar.	10 %

Cabe destacar que Snamprogetti, S.p.A. participó también como contratista principal de la construcción del complejo y proveedor de tecnología. (Pequiven, S.A., 2000)

1.2 Planteamiento del problema

El proceso de producción de amoníaco, basado en la tecnología Haldor Topsøe A/S, consiste inicialmente en la compresión de la alimentación de gas natural, pasando posteriormente a la etapa de hidrodesulfuración. La corriente desulfurada se reforma con vapor de agua y aire, obteniéndose una mezcla gaseosa (gas de proceso), cuyos componentes principales son: hidrógeno (H_2), nitrógeno (N_2), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2) y vapor de agua (H_2O). Seguidamente el gas se purifica transformando el CO a CO_2 en la sección de conversión, para luego eliminar éste último en la sección de remoción de CO_2 . El remanente de estos compuestos se convierte en metano (CH_4) e inmediatamente la mezcla gaseosa se comprime y se envía al lazo de síntesis, donde se produce el amoníaco que finalmente se refrigera, enviándose una parte para almacenaje y otra como materia prima para la producción de urea.

En la sección de remoción de CO_2 , el gas de proceso se hace pasar por una columna empacada (12/22-C-303), en donde se extrae de él una gran cantidad de este compuesto mediante un sistema complejo de absorción con una solución líquida, constituida principalmente por carbonato de potasio acuoso, la cual pasa posteriormente por una serie de etapas en donde se regenera y libera el CO_2 absorbido previamente; la regeneración se realiza en tres equipos principales: el separador 12/22-V-308 y las columnas empacadas 12/22-C-301 y 12/22-C-302. En la columna C-301 se obtiene una corriente gaseosa rica en CO_2 que se emplea en el proceso de producción de urea; el CO_2 excedente se obtiene por el tope de la 12/22-C-302 y junto al desorbido en el 12/22-V-308 se libera continuamente al ambiente.

De acuerdo al diseño de cada tren de amoníaco, el flujo de este venteo es mayor a 750 toneladas métricas diarias y su composición másica es aproximadamente 84% de CO_2 , 15% de H_2O y 1% de H_2 y N_2 , aunque en la operación actual no existe ningún sistema de muestreo que permita verificar que estas especificaciones se mantienen cercanas a dichos parámetros.

Esta situación es crítica y ocasiona un problema ambiental de gran importancia, por el efecto invernadero causado por este compuesto y que muy posiblemente, trae como consecuencia el calentamiento global. Esta problemática se incrementa, debido a que en noviembre de 2004, Venezuela decidió adherirse al Protocolo de Kyoto, que es un instrumento de las Naciones Unidas para combatir los efectos del cambio climático.

Aunado al problema ambiental, se tiene el hecho de que el CO_2 posee múltiples usos en la industria química, petroquímica, gas, petrolera, alimentos, entre otras; sin embargo, FertiNitro está registrada para vender amoníaco y urea, por lo que recuperar el CO_2 con el propósito de

incorporarlo como producto en el mercado traería consigo implicaciones legales que ameritan cambios en los permisos y estrategias de comercialización de la empresa.

Por otra parte se conoce, de acuerdo a la información suministrada por Snamprogetti, que las plantas de urea tienen la capacidad de operar a una carga máxima de 10% por encima del valor nominal de diseño, por lo que el acondicionamiento del venteo para incorporarlo a la succión del compresor de CO₂ (11/21-K-101) con el objeto de incrementar la producción de urea se convierte en una excelente opción de recuperación para ser evaluada técnicamente, de forma que el aprovechamiento de este producto tan valioso pudiera generar una oportunidad para obtener un ingreso adicional.

Por las razones antes expuestas, se realizó el diseño preliminar de un sistema para recuperar el dióxido de carbono contenido en la corriente que se ventea, desde la caracterización de la misma hasta la selección de la opción que presente la mayor factibilidad técnica para incrementar la producción de urea.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Diseñar un sistema de recuperación de dióxido de carbono y su utilización como materia prima para el incremento de la producción de urea en una planta de fertilizantes.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Caracterizar, en condiciones normales de operación, la corriente venteada en la sección de remoción de dióxido de carbono.
2. Comprobar la disponibilidad de amoníaco necesario para el incremento de la capacidad de producción de urea.
3. Desarrollar la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono presente en la corriente estudiada.
4. Realizar el diseño preliminar de los equipos principales del sistema propuesto para el tratamiento de la corriente liberada a la atmósfera.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1 Antecedentes

Azócar (2009) evaluó técnica y económicamente la disposición de una corriente gaseosa rica en amoníaco liberada al ambiente en la planta de producción de urea de la empresa FertiNitro C.E.C., planteando como alternativas el diseño de una torre absorbedora de amoníaco o el diseño de un paquete de condensación aguas abajo del sistema de acumulación de carbonato de amonio, siendo la segunda, la opción que presentó mayor factibilidad para su desarrollo o implementación.

Gaspard (2004) realizó un estudio para el tratamiento del efluente gaseoso, que contemplaba la caracterización y el planteamiento de las posibles opciones que abarcaban desde la purificación de la corriente en otra etapa del proceso, hasta el desarrollo de un nuevo sistema para la recuperación del amoníaco, resultando la mejor opción el diseño de un absorbedor de película descendente al considerar el espacio físico requerido, operabilidad y mantenimiento del equipo.

Hernández (2002) evaluó el sistema de recuperación de gas carbónico (CO₂) en la Cervecería Polar de Oriente, C.A., incluyendo las secciones de purificación y distribución del dióxido de carbono. En su estudio estimó la cantidad recuperada de este compuesto así como el suministro de potencia, de agua para lavado y refrigeración, y de alcohol y amoníaco refrigerante, utilizados por la empresa para estas actividades. Igualmente determinó la factibilidad económica para la instalación de un equipo despojador de no

condensables, con el objeto de obtener dióxido de carbono sin contaminantes

Parada (2000) realizó una evaluación previa de este sistema, y estimó las eficiencias de los compresores e intercambiadores de calor involucrados, así como las pérdidas de dióxido de carbono presentes en el proceso, concluyendo que éstas eran aceptables, por lo que los equipos operaban óptimamente.

En el presente trabajo se evalúa, desde el punto de vista técnico, una propuesta para recuperar el dióxido de carbono presente en una corriente de venteo en la planta de producción de amoníaco de la compañía FertiNitro, C.E.C., tomando en consideración el diseño de sistemas para la purificación del gas mediante la separación de los compuestos condensables o no que éste pueda contener, con el objeto de acondicionar la corriente para emplearla como materia prima en el proceso de producción de urea que se lleva a cabo en la misma empresa.

2.2 Dióxido de carbono

También denominado bióxido de carbono, óxido de carbono (IV) y anhídrido carbónico. Es un gas no inflamable, no tiene color ni olor y se puede encontrar en fase líquida, sólida o gaseosa. Su fórmula química es CO_2 . Es aproximadamente 1,5 veces más denso que el aire, por lo que tiende a bajar a la superficie de la tierra. Por ser un componente minoritario de la atmósfera (aproximadamente 300 ppm en volumen), ésta no se considera una fuente de obtención, por lo que se usan otras variantes industriales. Se detecta rápidamente a concentraciones muy altas debido a que estimula y aumenta el ritmo respiratorio (INFRA Air Products, S.A.,

2003). En la tabla 2.1 se muestran las propiedades físicas del dióxido de carbono.

Tabla 2.1. Propiedades físicas del dióxido de carbono (Perry, 2001)

Propiedad	Magnitud
Masa molecular	44,01
Volumen normal (m ³ /kmol)	22,26 ^a
Volumen específico (m ³ /kg)	0,543 ^b
Constante específica del gas (kJ/kg K)	0,189
Densidad del gas (kg/m ³)	1,977 ^a
Densidad relativa del gas	1,529
Densidad relativa del líquido	1,101
Densidad del sólido (m ³ /kg)	1.560 ^c
Temperatura crítica (°C)	31
Presión crítica (kgf/cm ²)	73,83
Densidad crítica (kg/m ³)	466
Punto triple (°C)	-56,6 ^d
Punto de sublimación (°C)	-78,5 ^e

Leyenda:

^a A 0 °C y 1,033 kgf/cm²; ^b A 20 °C y 1,033 kgf/cm²; ^c A -79 °C; ^d A 5,28 kgf/cm²; ^e A 1,033 kg/cm².

2.2.1 Fabricación, usos y aplicaciones

Se obtiene como un producto crudo, derivado de otros procesos de fabricación. Es un derivado del metano, del propano o de la gasolina; la fermentación del azúcar en alcohol y la producción de cal y fosfato de sodio

también generan este compuesto. Igualmente se obtiene como producto secundario en la elaboración de amoníaco.

Una vez que el producto ha sido aislado, se filtran y desechan las impurezas; se elimina la humedad por medio de secadores y ya purificado, se comprime para licuarlo.

En fase líquida se usa ampliamente en la industria de los alimentos para congelar carnes, aves, vegetales y frutas. En fase sólida (hielo seco), se emplea para enfriar carnes antes de ser molidas y para refrigerar carnes y aves durante su transportación. El CO₂ gaseoso se utiliza en el tratamiento de aguas residuales para neutralizar la alcalinidad, en el envasado de refrescos y vinos y para carbonatar bebidas. Igualmente se aplica para aumentar la recuperación de pozos de petróleo y gas. Otras aplicaciones industriales incluyen la producción de químicos, plásticos, fertilizantes, hules, metales y componentes electrónicos. También como propelente en algunos aerosoles, el llenado de extinguidores, en procesos de soldadura como gas de protección, fundición en endurecimiento de corazones, etc. (Infra Air Products, S.A., 2003).

2.3 Amoníaco

El amoníaco anhidro (NH₃), es un compuesto químico de nitrógeno e hidrógeno. A la presión atmosférica es un gas con una densidad menor que la del aire y se licua a presiones moderadas. Es incoloro con olor fuerte y penetrante; es altamente soluble en agua con un calor de solución de 431 kJ/kg. El amoníaco líquido es completamente miscible en agua con un calor de dilución de 163 kJ/kg. (Subespacio, 2005)

Tiene un amplio rango de aplicaciones industriales; es usado para producir fertilizantes nitrogenados, remover óxidos de nitrógenos de gases de desecho, para fabricar explosivos, como refrigerante, etc. (Agencia para Sustancias Tóxicas y Registro de Enfermedades de EE.UU., 2002).

2.4 Urea

También conocida como carbamida, carbonildiamida o ácido carbamídico, cuya fórmula química es $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$. Es una sustancia nitrogenada producida por algunos seres vivos como medio de eliminación del amoníaco, el cuál es altamente tóxico para ellos. En los animales se halla en la sangre, orina, bilis y sudor.

La urea es la forma más conveniente para la fijación de nitrógeno; es un compuesto cristalino blanco, fabricado a partir del amoníaco y del dióxido de carbono, que tiene el máximo contenido de nitrógeno disponible en un fertilizante sólido (46%). Es sencillo de producir en perlas o gránulos y se transporta fácilmente en granel o en bolsas, sin peligro de explosión.

Se disuelve rápidamente en agua y es menos corrosiva a los equipos que muchos otros compuestos. No deja residuos de sales después de emplearse en las cosechas. Además de su uso como fertilizante, se emplea como complemento proteínico de alimentos para los rumiantes, en la producción de melamina, como ingrediente en la manufactura de resinas, plásticos, adhesivos, recubrimientos, agentes sanforizadores de textiles y resinas de intercambio iónico (Subespacio, 2005).

2.5 Proceso de producción de amoníaco en FertiNitro

El proceso de producción de amoníaco (figura 2.1) que se lleva a cabo en la empresa FertiNitro C.E.C., basado en la tecnología Haldor Topsøe A/S, se resume en las siguientes etapas:

2.5.1 Compresión de gas natural

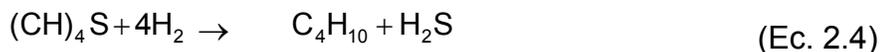
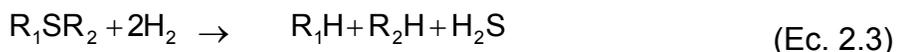
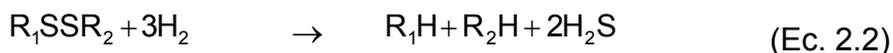
El gas natural, proveniente de los separadores líquido-gas que se encuentran en el área de servicios industriales, se comprime para superar las pérdidas del *front-end* (sección del proceso desde la hidrodeshidrosulfuración hasta la metanación), haciéndose pasar a través de un compresor de una sola etapa, impulsado por un motor eléctrico, el cual succiona a una presión de 17,5 kgf/cm²g y descarga a 45,0 kgf/cm²g.

Está provisto de un separador de succión, para eliminar cualquier posible condensado que se pueda arrastrar, y un enfriador de agua antiondeo.

El compresor posee también una línea de desvío o *by-pass* con la finalidad de permitir la operación del reformador primario a baja carga cuando el compresor de gas natural está fuera de operación.

2.5.2 Sección de hidrogenación

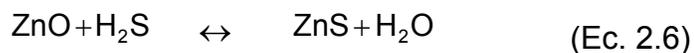
Luego de la etapa de compresión, el gas natural ingresa a la sección de hidrogenación, donde los compuestos orgánicos de azufre (S) se convierten en sulfuro de hidrógeno (H₂S) en un catalizador de cobalto - molibdeno, mediante las siguientes reacciones:



donde, R es un radical de hidrocarburo.

2.5.3 Sección de desulfuración

Pasada la etapa de hidrogenación, se inicia la desulfuración en los dos absorbedores de H_2S agrupados en serie, donde el gas natural que contiene hasta 25 ppm en volumen de compuestos de azufre abandona el sistema con un contenido menor a 0,05 ppm en volumen. Este proceso es vital ya que los catalizadores del reformador primario y del convertidor de baja temperatura son sensibles a envenenamiento por estos compuestos. La reacción se da con el óxido de zinc (ZnO) presente en el lecho de los desulfuradores, mediante la siguiente ecuación:



2.5.4 Sección de reformación

Posteriormente se inicia la reformación, donde el gas desulfurado se convierte en gas de síntesis mediante la reacción catalítica de los hidrocarburos con el vapor de agua (H_2O) y la adición de aire. El proceso de reformado con vapor puede ser descrito por las reacciones siguientes:

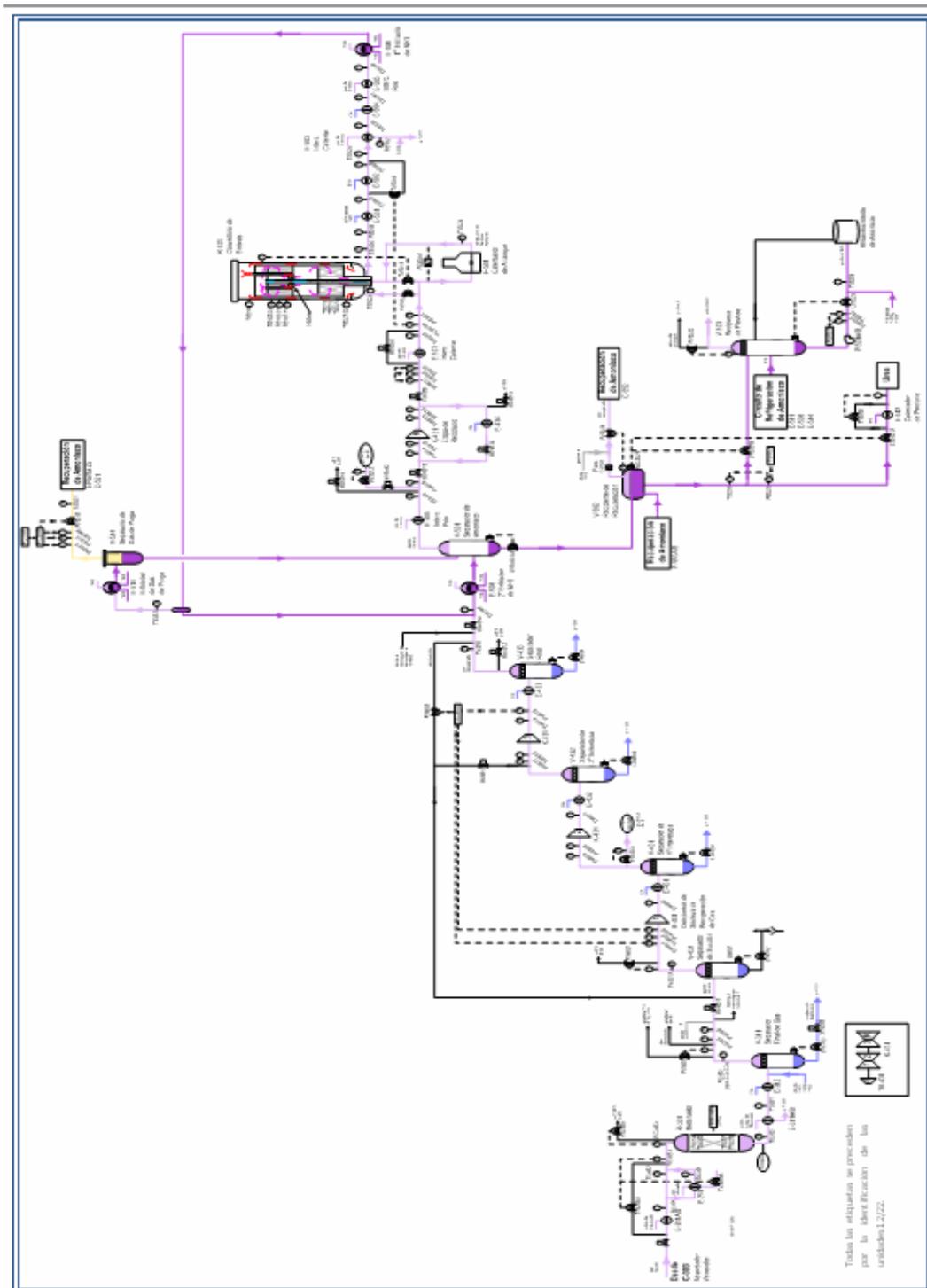
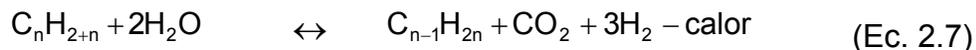


Figura 2.1. Proceso de producción de amoníaco basado en la tecnología Haldor Topsøe A/S. (Continuación). (RWD Technologies, 2008).



La ecuación 2.7 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 2.8.

El suministro de calor requerido para la reacción inversa de conversión (ecuación 2.9) es muy pequeño comparado con el suministro de calor requerido para las otras dos.

Las reacciones tienen lugar en dos pasos, primero en el reformador primario y luego en el reformador secundario. El primero es un horno de fuego, donde el calor sensible y el calor de reacción son transferidos por radiación desde una serie de quemadores de pared a los tubos verticales que contienen el catalizador, por los cuales la mezcla de vapor e hidrocarburo, precalentada a 535 °C, pasa en forma descendente, presentando a la salida una composición molar en base seca de 11,6 % de metano y una temperatura de 807 °C. Inmediatamente la corriente gaseosa ingresa al segundo reformador, donde se mezcla con el aire y se produce una combustión parcial que proporciona el calor necesario para la reacción antes de ingresar al lecho catalítico. El gas reformado abandona esta etapa con una temperatura de aproximadamente 1.000 °C y un contenido molar de metano de 0,03 % en base seca.

La introducción de aire también provee el nitrógeno requerido para la síntesis de amoníaco. Dado que la relación H_2/N_2 en el gas de síntesis que se agrega al circuito debe mantenerse en un valor cercano a 3, la cantidad de aire es fija. La reacción de reformación y, por lo tanto la fuga de metano desde el reformador secundario está controlada mediante el ajuste de calor en el reformador primario.

En la operación del sistema de reformación, es posible la formación de carbón fuera y dentro de las partículas del catalizador. Los depósitos de carbón alrededor de las partículas aumentarán la caída de presión sobre el lecho del catalizador, y los depósitos internos reducirán la actividad y la resistencia mecánica de éste. La relación de diseño vapor/carbono 3,1:1 es suficientemente superior a la relación donde es posible la formación de carbono sobre un catalizador activo.

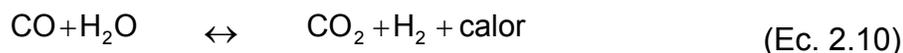
2.5.5 Compresión de aire de proceso

El aire requerido para la reacción de reformación, y para agregar el nitrógeno necesario en la síntesis de amoníaco, se comprime antes de entrar en el reformador secundario desde la presión atmosférica hasta $38 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$. Para esto se emplea un compresor de cuatro etapas, impulsado por una turbina de vapor y equipado con tres enfriadores interetapas, que realizan simultáneamente la separación de los condensados. A la salida de la tercera etapa, después del enfriador correspondiente, se extrae un flujo de $2.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ para alimentar el sistema de aire de instrumento.

2.5.6 Sección de conversión

Debido a que el gas reformado contiene aproximadamente 13,7 % molar de monóxido de carbono (CO) y 8,09 % molar de dióxido de carbono

(CO₂) en base seca, existe un riesgo latente aguas abajo del sistema, ya que estos compuestos son venenos potenciales para el catalizador del reactor de síntesis de amoníaco, por lo que se deben retirar de la corriente. Esta eliminación se realiza inicialmente en la etapa de conversión de CO, que consta de dos equipos principales: el convertidor de alta temperatura y el convertidor de baja temperatura, donde el CO se transforma en CO₂ empleando catalizadores de óxido de hierro y óxido de cobre respectivamente. La reacción química que rige el proceso es la siguiente:



El contenido molar de CO en base seca a la salida de los convertidores de alta y baja temperatura es de 3,0 % y 0,22 %, respectivamente.

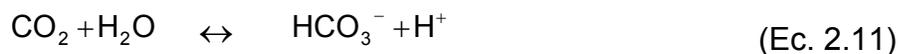
El equilibrio de la reacción de conversión está favorecido por una temperatura baja y una alta relación vapor/gas, mientras que la velocidad de la reacción aumenta con temperaturas más altas, por lo que la temperatura óptima para la reacción de conversión depende de la actividad del catalizador y de la composición del gas.

2.5.7 Sección de remoción de dióxido de carbono

En la etapa anterior el contenido de CO₂ aumentó considerablemente, por tal motivo, el gas de proceso ingresa en la sección destinada a la remoción de este componente. Ésta se lleva a cabo en una columna empacada con cuatro lechos, donde el dióxido de carbono es removido por absorción con una solución caliente que contiene 30 % en peso de carbonato de potasio acuoso (K₂CO₃) parcialmente convertido en bicarbonato de

potasio (KHCO_3). La solución contiene además activadores como glicina y dietanolamina (DEA), y óxido de vanadio como inhibidor de corrosión. La razón de mantener la solución caliente es para aumentar la tasa de absorción y mantener el bicarbonato disuelto. A nivel comercial e industrial se conoce como solución GV, abreviatura correspondiente al licenciante *Giammarco - Vetrocoke*.

En el absorbedor, el gas fluye hacia arriba contra un flujo descendente de solución de potasio. Aproximadamente el 15% de la solución se introduce por encima del lecho superior a $70\text{ }^\circ\text{C}$, mientras que el resto se introduce a $106\text{ }^\circ\text{C}$ por debajo de los dos lechos superiores. La absorción ocurre según las siguientes reacciones:



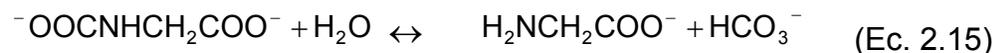
Al sumar las reacciones 2.11 y 2.12, se obtiene:



La velocidad de la reacción 2.13 está determinada por la ecuación 2.11, ya que es el paso más lento entre las ecuaciones 2.11 y 2.13. La acción activadora que resulta en una velocidad de reacción incrementada, se ocasiona por la rápida transferencia del CO_2 gaseoso hacia la fase líquida por medio de la formación del compuesto carbamato de glicina según la reacción:



El efecto activador es más fuerte que el efecto asociado con la concentración de carbamato. A una temperatura alta y en presencia de OH^- , el carbamato es hidrolizado y el activador se restaura según la reacción:



La suma de las ecuaciones 2.14 y 2.15 da como resultado la reacción 2.11. Como las reacciones 2.14 y 2.15 tienen lugar continuamente, significa que la glicina actúa como un transportador de CO_2 . La reacción 2.15 es la hidrólisis del carbamato de glicina y está catalizada por una cantidad pequeña de DEA en la solución.

La absorción se lleva a cabo en dos etapas, en la primera etapa la mayor parte del CO_2 se absorbe en la parte inferior de la columna, donde la alta temperatura aumenta la velocidad de las reacciones de 2.15 y 2.13. La absorción se realiza utilizando la solución regenerada normal, llamada solución semi-pobre o *semilean* en idioma inglés. En la segunda etapa, se utiliza un flujo menor de solución altamente regenerada, llamada solución pobre o *lean solution* en idioma inglés.

A una temperatura más baja, la presión de vapor de CO_2 de la solución es reducida aún más para alcanzar una baja concentración de CO_2 , obteniéndose en el gas purificado una composición molar base seca de 0,05 %.

La solución que sale por el fondo del absorbedor está cargada con CO₂ y se llama solución rica (*rich solution* en idioma inglés). Ésta se transfiere a una unidad de regeneración constituida por un separador de evaporación instantánea “*flash*” y por dos columnas desorbedoras (figura 2.2); en estos la presión es baja y por lo tanto, debido al equilibrio, el CO₂ nuevamente se transferirá a la fase de gas. La solución rica se despresuriza desde 32,7 kgf/cm²g hasta 8,4 kgf/cm²g mediante una bomba de operación inversa, entrando a través del separador “*flash*”, para posteriormente ingresar en el tope del primer regenerador, a una presión de 1,0 kgf/cm²g.

Un flujo de solución rica, extraído desde el tope del primer regenerador se despresuriza mediante una válvula de control y se introduce en el tope del segundo regenerador que trabaja a baja presión 0,10 kgf/cm²g. Desde el medio y el fondo del primer regenerador, se extrae el resto de la solución semi-pobre y pobre, respectivamente.

El calor necesario para aumentar la temperatura de la solución y despojar el CO₂ se introduce en el rehervidor de fondo del primer regenerador, que aprovecha el calor residual del gas de proceso proveniente de la sección de conversión de CO. El gas que sale de este rehervidor se emplea para producir vapor de baja presión en una pequeña caldera, el cual se inyecta en el primer regenerador como vapor de despojamiento por medio de un sistema de eyección.

El nivel de regeneración se expresa por la conversión fraccional:

$$X = \frac{C_{\text{HCO}_3^-}}{C_{\text{HCO}_3^-} + 2C_{\text{CO}_3^{2-}}} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

donde:

X : conversión fraccional (adimensional).

$C_{\text{HCO}_3^-}$: concentración de iones bicarbonato (fracción másica).

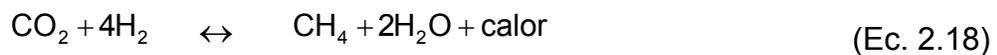
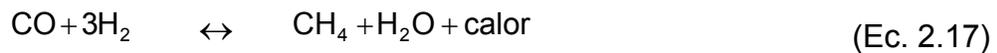
$C_{\text{CO}_3^{2-}}$: concentración de iones carbonato (fracción másica).

El valor de X más alto está en el fondo del absorbedor, donde la solución, en su recorrido descendente dentro de la torre absorbidora, ha estado en contacto con el gas de proceso. El valor más bajo de la conversión fraccional está en el fondo de las torres de regeneración, donde el CO_2 se ha separado mediante los lechos empacados en las columnas.

Las corrientes de CO_2 y H_2O provenientes de las columnas entran al sistema de manejo de gases, vapores y condensados. Desde la salida del primer regenerador el gas se enfría a través de dos intercambiadores de calor, con agua desmineralizada y agua de enfriamiento respectivamente, para posteriormente retirar los condensados formados en un separador *flash*, donde el gas producido se envía como materia prima para la producción de urea a una temperatura de $45\text{ }^\circ\text{C}$ y una composición molar de CO_2 en base húmeda de 93,2 %. Desde la salida del segundo regenerador, el gas entra en un aeroenfriador, donde los condensados posteriormente se retiran a través de un separador *flash* de características similares al anterior, y el gas se ventea continuamente a la atmósfera a una temperatura de $70\text{ }^\circ\text{C}$ y una composición molar de CO_2 en base húmeda de 69,2 %.

2.5.8 Sección de metanación

La etapa final de la purificación del gas de síntesis es la metanación, donde los residuos de óxidos de carbono, en presencia de níquel (catalizador), se convierten en metano mediante la siguiente reacción:



El oxígeno que contienen los compuestos tales como el CO y el CO₂ son venenos severos para el catalizador de síntesis de amoníaco.

Los parámetros determinantes para las reacciones de metanación son (aparte de la actividad del catalizador) la temperatura, la presión y el contenido de vapor de agua del gas de proceso. La baja temperatura, la alta presión y el bajo contenido de vapor de agua tienden a favorecer la formación de metano. Dentro del rango de temperatura recomendado de 280 a 450 °C, las condiciones de equilibrio son, sin embargo, tan favorables que la actividad del catalizador es prácticamente lo único que determina la eficiencia de la metanación. La actividad del catalizador se incrementa con el aumento de la temperatura, pero la vida del catalizador se reduce.

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

El gas a la salida del metanador contiene nitrógeno (N₂), hidrógeno (H₂) y aproximadamente 1 % molar de inertes como argón (Ar) y metano (CH₄). La relación de H₂ a N₂ es aproximadamente 2,8:1.

2.5.9 Compresión de gas de síntesis

El gas de síntesis que sale del metanador, se enfría hasta 41 °C y posteriormente se envía al lazo de síntesis de amoníaco, el cual se inicia en el turbocompresor de tres etapas, donde se aumenta la presión hasta 201 kgf/cm²g. Previo a la compresión, el gas se mezcla con una corriente rica en hidrógeno, proveniente del sistema de recuperación de hidrógeno, con el objeto de elevar la relación H₂/N₂ a 3.

Sobre el mismo eje está instalada una etapa de recirculación, la cual asegura la circulación del gas de reciclo en el circuito de amoníaco a una presión de 210 kgf/cm²g. El mismo incluye también un enfriador de gas de recirculación y sus respectivos separadores e intercambiadores interetapas.

Desde la salida del separador de la primera etapa, se extrae el flujo de alimentación del cabezal de hidrógeno para la hidrogenación del gas natural antes de la desulfuración.

2.5.10 Sección de síntesis de amoníaco

La producción de amoníaco (NH₃), catalizada con óxido de hierro promovido, tiene lugar en el reactor de síntesis de amoníaco, donde se da la reacción:



La reacción es reversible y solo parte del hidrógeno y nitrógeno son convertidos en amoníaco pasando a través del lecho del catalizador. La concentración de equilibrio del amoníaco es favorecida por presión alta y baja temperatura. Debido a que la velocidad de reacción es muy favorecida por temperaturas altas, la selección de la temperatura está basada en un compromiso entre la conversión teórica y la aproximación al equilibrio. En el reactor de síntesis, 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 como producto líquido.

La temperatura normal de operación está en el rango de 360 a 505 °C para el primer lecho y 370 a 455 °C para el segundo lecho de catalizador dentro del reactor.

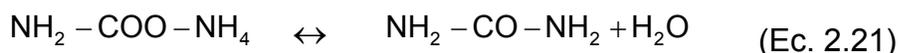
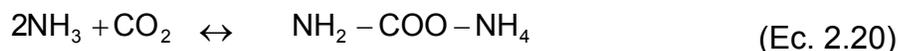
El producto gaseoso a la salida del reactor se enfría y se le retiran los inertes que contiene mediante una purga que ingresa a la unidad de recuperación de amoníaco. Finalmente la corriente con alto contenido de NH_3 se envía al circuito de refrigeración, donde se lleva a fase líquida. De todo el amoníaco producido, 69 % se emplea como materia prima para la síntesis de urea y la diferencia se envía al tanque de almacenamiento (a -30 °C y una presión levemente superior a la atmosférica) para su posterior despacho (Snamprogetti S.p.A., 1999).

2.6 Proceso de producción de urea en FertiNitro

En la actualidad son varios los procesos utilizados para la producción de urea, siendo los más conocidos el proceso Stami-Carbon, el proceso Access y el proceso Snamprogetti.

En FertiNitro, C.E.C., la urea se produce a través del proceso de despojamiento de amoníaco de Snamprogetti, el cual se caracteriza por un lazo de síntesis de urea que opera a unos 159 kgf/cm²g con una relación molar amoníaco/dióxido de carbono de 3,3 - 3,6 en la entrada del reactor de urea.

Esto permite una conversión del CO₂ en urea del 63% en el reactor, producto también de los platos perforados que evitan el flujo en retroceso y favorecen la absorción del gas en el líquido. En el reactor de urea se producen dos tipos de reacciones químicas simultáneas:



La primera reacción es altamente exotérmica (-32.560 kcal/kmol de carbamato a 1,033 kgf/cm² y 25 °C), mientras que la segunda, es ligeramente endotérmica (+4.200 kcal/kmol de urea a 1,033 kgf/cm² y 25 °C) y se produce a baja velocidad en la fase líquida.

Aguas abajo de la síntesis de urea, la descomposición (y la recuperación principal) de los reactantes químicos no convertidos, se lleva a cabo en tres pasos consecutivos: descomposición de alta presión en el despojador de alta presión, descomposición a presión media en el descomponedor de media presión y, por último, descomposición de baja presión en el descomponedor de baja presión. La descomposición es la reacción inversa de ecuación 2.20, es decir:



Como puede inferirse de la ecuación 2.22, ésta es favorecida por la reducción de la presión y la adición de calor.

A una presión ligeramente inferior a la del reactor de urea, la solución efluente de éste último entra al despojador, en donde se descompone una parte considerable del carbamato no convertido, debido a la acción de despojamiento del exceso de NH_3 . De este modo el rendimiento total del lazo de síntesis de alta presión asociado al CO_2 alcanza entre 83 y 85 % (en base molar).

Aguas abajo del despojador, se recuperan el carbamato y el amoníaco residuales en dos etapas de reciclo que operan a 17 $\text{kgf/cm}^2\text{g}$ (sección de media presión) y a 3,5 $\text{kgf/cm}^2\text{g}$ (sección de baja presión), respectivamente.

Luego de mezclarse con la solución de reciclo de carbonato de la sección de media presión, los vapores de amoníaco y de dióxido de carbono provenientes del tope del despojador se condensan a la misma presión que la del despojador, en el condensador de carbamato de alta presión, produciendo así el vapor de baja presión que se utiliza en las secciones posteriores. Después de separar los gases inertes que se transfieren a la sección de media presión, la solución de carbamato se recicla hacia el fondo del reactor mediante un eyector líquido/líquido, que impulsa la alimentación de amoníaco de alta presión a los reactores como fluido motriz.

Adicionalmente, este eyector y el condensador de carbamato tipo caldera rehervidor (kettle), señalado anteriormente, permiten un esquema horizontal que constituye una de las características fundamentales del proceso de Snamprogetti.

Los pasos principales que caracterizan a las secciones de síntesis y concentración de la urea son los siguientes: síntesis de urea y recuperación de NH_3 y CO_2 de alta presión, purificación de urea y recuperación de NH_3 y CO_2 a presiones media y baja; y finalmente, la etapa de concentración de urea (Snamprogetti S.p.A., 1999).

2.7 Generalidades de los gases

2.7.1 Gases ideales

A medida que disminuye la presión sobre un gas, las moléculas de éste se alejan cada vez más. El volumen mismo de las moléculas se convierte en una fracción cada vez más pequeña del volumen total ocupado por el gas. Por otra parte, las fuerzas de atracción entre las moléculas se vuelven más pequeñas debido a que la distancia entre ellas es cada vez más grande. En el límite, a medida que la presión tiende a cero, las moléculas están separadas por distancias infinitas. Sus volúmenes se vuelven despreciables comparados con el volumen total del gas y las fuerzas intermoleculares tienden a cero (Smith, Van Ness, & Abbott, 1998). En estas condiciones se dice que todos los gases o mezclas de ellos se consideran ideales, y cumplen con las siguientes leyes:

- Ley combinada de Boyle y Charles

La Ley de Boyle establece que “el volumen ocupado por una masa gaseosa a temperatura constante es inversamente proporcional a las presión que soporta”.

La Ley de Charles establece que “el volumen ocupado por una masa gaseosa, a presión constante, es directamente proporcional a las temperatura absoluta”.

Por otra parte, partiendo de la premisa que el volumen de un gas depende de la masa a una presión y temperatura dadas, se enunció el Principio de Avogadro, que establece lo siguiente: “volúmenes iguales de gases diferentes, en las mismas condiciones de presión y temperatura, contienen el mismo número de moles”.

De la combinación de las Leyes de Boyle y Charles, tomando en consideración el Principio de Avogadro, surge la Ley de los Gases Ideales, donde la proporcionalidad del volumen respecto a los moles, la temperatura y la presión se define por un factor, conocido como constante universal de los gases, cuyo valor varía dependiendo del sistema de unidades que se implemente. De esta forma se tiene la ecuación general que rige el comportamiento de un gas ideal:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (\text{Ec. 2.23})$$

donde:

R: constante universal de los gases = $0,08478 \text{ (kgf/cm}^2\text{)} \cdot \text{m}^3\text{/kmol} \cdot \text{K}$
(Chang, 1992).

- Ley de las presiones parciales de Dalton

En una mezcla de gases ideales contenida en un recipiente de un volumen determinado y a una temperatura específica, la presencia de varios componentes no tiene efecto sobre la conducta de cada uno de ellos. De

este hecho, surge el enunciado de la Ley de Dalton que establece: “la presión total de una mezcla gaseosa es equivalente a la suma de las presiones parciales de los diversos componentes”, expresándose por la siguiente ecuación:

$$P_T = P_a + P_b + P_c + \dots + P_n \quad (\text{Ec. 2.24})$$

donde:

P_T : presión total de la mezcla gaseosa (kgf/cm^2).

P_a : presión parcial del componente a (kgf/cm^2).

P_b : presión parcial del componente b (kgf/cm^2).

P_c : presión parcial del componente c (kgf/cm^2).

P_n : presión parcial del componente n (kgf/cm^2).

n: número de componentes de la mezcla.

Al despejar la presión de la ecuación 2.23 y aplicarla al sistema y a cualquiera de los componentes de la mezcla, dividiendo ambas expresiones, se tiene que:

$$\frac{P_i}{P_T} = \frac{n_i}{n_T} = y_i \quad (\text{Ec. 2.25})$$

donde:

y_i : fracción molar del componente i ésimo en la mezcla (adimensional).

De esta forma se define la presión parcial de un gas, dentro de una mezcla de gases ideales, como el producto de la presión total de sistema por la fracción molar de dicho componente.

2.7.2 Gases reales

A diferencia de los gases ideales, en los gases reales las interacciones moleculares si existen y ejercen influencia sobre el comportamiento observado del gas. A medida que aumenta la presión de un gas, a temperatura constante, el volumen disminuye y la contribución de las interacciones moleculares adquiere una mayor importancia. Bajo esta condición, el comportamiento PVT de las sustancias adquiere mayor complejidad, sin embargo, el avance continuo, a lo largo de la historia, en estudios relacionados con la región gaseosa ha permitido el desarrollo de ecuaciones relativamente sencillas que representan muy bien este comportamiento para determinadas condiciones de temperatura y en función de la identidad de las especies químicas involucradas.

Entre las ecuaciones de mayor aplicación se tiene la ecuación generalizada de los gases, donde adquiere importancia el factor de compresibilidad. Su expresión matemática se deriva del reordenamiento de la ecuación 2.23 como un factor adimensional, quedando que:

$$Z = \frac{P \cdot V}{n \cdot R \cdot T} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

donde:

Z: factor de compresibilidad (adimensional).

En la ecuación 2.26 cuando Z es igual a la unidad, se consigue nuevamente la ecuación 2.23, por lo que bajo esta condición se establece la existencia de un gas ideal. Sin embargo a medida que las interacciones moleculares adquieren importancia, el valor de Z disminuye hasta alcanzar en el punto crítico de la sustancia su valor mínimo. En base a esto, el factor de compresibilidad es función directa de las propiedades críticas de la

especie, y su determinación se fundamenta en el teorema de los estados correspondientes: “todos los fluidos, cuando se les compara a la misma temperatura y presión reducidas, tienen aproximadamente el mismo factor de compresibilidad, y todos se desvían del comportamiento de gas ideal de manera semejante”. La temperatura y la presión reducida se calculan mediante las siguientes expresiones:

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad (\text{Ec. 2.27})$$

donde:

P_r : presión reducida (adimensional).

P_c : presión crítica (kgf/cm^2 g).

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

donde:

T_r : presión reducida (adimensional).

T_c : presión crítica (K).

Si se trata de mezclas de gases, la denominación de las variables reducidas se antecede por el prefijo “pseudo”.

2.7.3 Procesos termodinámicos

Cualquier cambio que sufre el sistema de un estado de equilibrio a otro se llama proceso, y la serie de estados a través de la cual un sistema transita durante un proceso se llama trayectoria del proceso. Para describir un proceso completo, se debe especificar el estado inicial y final, así como el camino que sigue, y las interacciones con el entorno.

Cuando un proceso se desarrolla de tal manera que el sistema sigue estando infinitamente cerca de un estado de equilibrio en todo momento, se le llama cuasi-equilibrio. Un proceso de cuasi-equilibrio puede considerarse como un proceso lo suficientemente lento que permite al sistema ajustarse internamente de modo que las propiedades en una parte del sistema no cambien más rápido que en ninguna de las de otras partes. Cabe destacar que un proceso de cuasi-equilibrio es ideal y no representa verdaderamente a un proceso real. Sin embargo, muchos de los procesos reales se aproximan, y pueden ser modelados con un error despreciable. Estos tienen ventaja por dos razones: en primer lugar, son fáciles de analizar, en segundo lugar, los dispositivos son capaces de entregar la mayor parte del trabajo cuando operen en condiciones de cuasi-equilibrio. Por lo tanto, sirven como referencia a los procesos reales.

El trazado de diagramas mediante el empleo de las propiedades termodinámicas es muy útil en la visualización de los procesos. En los más comunes se utilizan propiedades como la temperatura, la presión y el volumen específico o molar en los ejes coordenados.

El prefijo iso se usa a menudo para designar un proceso en el que una propiedad particular se mantiene constante. Un proceso isotérmico, por ejemplo, es un proceso en el cual la temperatura se mantiene constante, un proceso isobárico, es aquel el que la presión se mantiene constante, y en un proceso isocórico, el volumen es la propiedad que no varía. Otro proceso comúnmente usado para caracterizar sistemas de ingeniería o equipos como turbinas, bombas, compresores, entre otros, son los procesos adiabáticos reversibles, en los cuales no ocurre transferencia de calor con el entorno y la entropía a lo largo de toda la trayectoria permanece constante, por lo que se les llama también isentrópicos.

Existen procesos más complejos, tales como los procesos *politrópicos*, que permiten caracterizar principalmente la expansión o compresión de gases y relacionan la presión y el volumen por la siguiente expresión:

$$P \cdot V^n = C \quad (\text{Ec. 2.29})$$

donde:

n: constante politrópica (adimensional).

C: constante característica del proceso termodinámico.

La constante politrópica está comprendida entre la unidad y el valor de la relación de capacidades caloríficas, propiedad que está relacionada directamente con los procesos isentrópicos y se denota con la letra γ . De esta forma, dependiendo del valor que adquiera n, se tiene que:

Si $n = 0$, el proceso es isobárico.

Si $n = 1$, el proceso es isotérmico.

Si $n = \infty$, el proceso es isocórico.

Si $n = \gamma$, el proceso es isentrópico. La constante γ , está dada por:

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

donde:

C_p : capacidad calorífica del gas a presión constante (kcal/kg °C).

C_v : capacidad calorífica del gas a volumen constante (kcal/kg °C).

Por otra parte, se dice que un sistema ha sido sometido a un ciclo si al final del proceso vuelve a su estado inicial. Es decir, para un ciclo los estados inicial y final son idénticos (Cengel & Boles, 2006).

2.8 Balances de materia

El diseño de un nuevo proceso, o el análisis de uno ya conocido, no se completa hasta que se establece que las entradas y las salidas de todo el proceso y de cada unidad individual satisfacen las ecuaciones de balance aplicadas a cada etapa del proceso. Un balance sobre una etapa de un sistema, definida como una sola unidad, una colección de unidades o bien un proceso completo, se expresa de forma general en unidades de materia por tiempo:

$$\text{Entrada} + \text{Producción} - \text{Salida} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

donde:

Entrada: materia que entra a través de las fronteras del sistema (kg/h).

Producción: materia producida dentro de las fronteras del sistema (kg/h).

Salida: materia que sale a través de las fronteras del sistema (kg/h).

Consumo: materia consumida dentro de las fronteras del sistema (kg/h).

Acumulación: materia acumulada dentro de las fronteras del sistema (kg/h).

La ecuación 2.31 se puede escribir para cualquier sustancia que entre o salga del proceso, y se aplica tanto a la materia total como a cualquier especie atómica o molecular involucrada en el proceso.

En un estado estacionario, el término Acumulación en el balance de un componente específico del sistema debe ser igual a cero, de lo contrario, la cantidad de ese componente debe necesariamente cambiar con el tiempo y, por definición, se estaría en presencia de un estado transitorio (Felder &

Rousseau, 1991). De esta forma se define el estado estacionario mediante la siguiente expresión, derivada de la ecuación 2.31:

$$\text{Entrada} + \text{Producción} = \text{Salida} + \text{Consumo} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

2.9 Balances de energía

De acuerdo con el principio de conservación, la energía es indestructible, y la cantidad total que entra a un sistema debe ser exactamente igual a la que sale más cualquier aumento de esta dentro de las fronteras. De manera general establece que la velocidad con la que la energía se transfiere a un sistema a través de los flujos de entrada, más la velocidad a la que entra como calor y trabajo, menos la velocidad a la que se transporta hacia el exterior del sistema mediante los flujos de salida, es igual a la velocidad de acumulación de energía, cuya ecuación queda:

$$U_{\text{entra}} + E_{c_{\text{entra}}} + E_{p_{\text{entra}}} - (U_{\text{sale}} + E_{c_{\text{sale}}} + E_{p_{\text{sale}}}) = \bar{Q} + \hat{W} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

donde:

U: energía interna [(kcal/h).

Ep: energía potencial [kcal/h].

Ec: energía cinética [kcal/h].

\bar{Q} : calor liberado o adicionado en las fronteras del sistema [kcal/h].

\hat{W} : trabajo ejercido sobre o desde las fronteras del sistema [kcal/h].

En la mayoría de las situaciones, dentro de los procesos industriales, los efectos de energía cinética y potencial son despreciables, y la generación

o consumo de trabajo no siempre está presente, por lo que el calor añadido o liberado del sistema es igual a la diferencia de entalpías, quedando que:

$$\bar{Q} = \Delta H = \sum_{i=1}^n (m_i \cdot H_i)_{\text{entra}} - \sum_{i=1}^n (m_i \cdot H_i)_{\text{sale}} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

donde:

n: número total de componentes del sistema.

ΔH : cambio de entalpía del sistema [kcal/h].

m_i : flujo másico de entrada o salida de los componentes del sistema (kg/h).

H_i : entalpía específica de los componentes del sistema (kcal/kg).

Los cambios grandes de entalpía están asociados generalmente con reacciones químicas o cambios de fase. Si para una reacción ΔH es positivo, esta es del tipo endotérmica y se debe añadir calor para evitar que la temperatura, y por lo tanto la velocidad de reacción disminuyan. Por otro lado, si ΔH es negativo, la reacción desprende calor y se conoce como exotérmica. En el caso de los cambios de fase, el ΔH deberá su signo al sentido en el cual ocurra el cambio; es decir, desde un nivel energético menor a uno mayor el ΔH será positivo (evaporación, sublimación y fusión) y desde un nivel energético mayor a uno menor el ΔH será negativo (condensación, deposición y congelación) (Felder & Rousseau, 1991).

2.10 Regímenes de flujo

Los principios del movimiento de los fluidos son bastante complicados. Las relaciones básicas que describen el movimiento de un fluido están comprendidas en las ecuaciones para los balances totales de masa, energía y momento lineal. Estos balances macroscópicos se aplican a un volumen

finito en el espacio y los cambios que ocurren dentro de este, quedan determinados en términos de las propiedades de las corrientes de entrada y salida, y de los intercambios de energía con sus alrededores.

El tipo de flujo que se presenta en el desplazamiento de un fluido es muy importante en los problemas de dinámica de fluidos. Cuando los fluidos se mueven por un canal cerrado de cualquier área de corte transversal, se puede presentar cualquiera de dos tipos diferentes de flujo, dependiendo de las condiciones existentes. Cuando la velocidad del flujo es baja, su desplazamiento es uniforme y terso. Sin embargo, cuando la velocidad es bastante alta, se observa una corriente inestable en la que se forman remolinos o pequeños paquetes de partículas de fluido que se mueven en todas direcciones y con gran diversidad de ángulos con respecto a la dirección normal del flujo. El primer tipo de flujo a velocidades bajas, donde las capas de fluido parecen desplazarse unas sobre otras sin remolinos o turbulencias, se llama laminar. El segundo tipo de flujo a velocidades más altas, donde se forman remolinos que imparten al fluido una naturaleza fluctuante, se llama flujo turbulento.

Con diversos estudios se ha podido demostrar que la transición del flujo laminar al turbulento en tuberías no está sólo en función de la velocidad, sino también de la densidad y viscosidad del fluido y del diámetro del tubo. Estas variables se combinan en la expresión del número de Reynolds:

$$Re = \frac{d_i \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

donde:

Re: número de Reynolds (adimensional).

d_i : diámetro interno de la tubería (m).

v : velocidad del fluido a través de la tubería (m/s).

μ : viscosidad del fluido (kg/m·s).

La inestabilidad del flujo que conduce a un régimen perturbado o turbulento está determinada por la relación de las fuerzas de inercia o cinéticas y las fuerzas viscosas de la corriente fluida. Cuando el número de Reynolds es menor de 2.100 para una tubería circular recta, el flujo siempre es laminar. Cuando el valor es superior a 4.000, el flujo será turbulento excepto en algunos casos especiales. Entre estos dos valores, o región de transición, el flujo puede ser viscoso o turbulento, dependiendo de los detalles del sistema, que no se pueden predecir (Geankoplis, 1998).

2.11 Equipos usados en el transporte, manejo y depuración de gases y líquidos

2.11.1 Válvulas de control

Las válvulas se definen como un aparato mecánico con el que se puede iniciar, detener o regular la circulación de líquidos o gases mediante una pieza móvil que abre, cierra u obstruye en forma parcial uno o más orificios o conductos. Es uno de los instrumentos de control esenciales en la industria, ya que permite manipular fluidos tales como líquidos, gases, vapores, agua o compuestos químicos, para compensar las perturbaciones en la carga y mantener regulada la variable de proceso lo más cerca posible al punto de ajuste deseado (Fisher Controls International, Inc., 2001).

La válvula de control utilizada con mayor frecuencia es la de diafragma, que constan básicamente de un actuador neumático y el cuerpo de la válvula

en sí (figura 2.3). Las características de este último, como su geometría y materiales de construcción, deben considerarse en conjunto con las características del tapón de la válvula, ya que la combinación de estas determina las propiedades de flujo del dispositivo. La mayor parte de las válvulas operan por medio de un actuador de posición lineal o alguna modificación de este tipo de actuador. Estos actuadores colocan el tapón de la válvula en el orificio, en respuesta a una señal proveniente del controlador automático a través de un ajuste mecánico manual.

Las válvulas se clasifican de acuerdo con su diseño, agrupándose por el tipo de movimiento del vástago: lineal o rotatorio. El vástago de la válvula es la varilla, eje o tubo que conecta el actuador con el tapón. El movimiento de cualquier tipo se conoce como recorrido.

Independientemente de la variable concreta del proceso que se quiera controlar (presión, temperatura, nivel, composición, pH, etc.) la salida de la válvula de control es el caudal. La válvula de restricción realiza su función manipulando el caudal en virtud de su resistencia al flujo ajustable. La cantidad de caudal y las condiciones de presión se conocen cuando normalmente se diseña un proceso y el rango de resistencia de la válvula debe adaptarse coherentemente. Esta resistencia se engloba en el coeficiente de flujo de la válvula, C_v que se define como el número de galones US de agua que pasan a través de la válvula con una caída de presión de una libra fuerza por pulgada cuadrada, en un minuto (Perry, 1992).

Cuando se requiere dimensionar una válvula de control, el C_v juega un papel fundamental. En el caso de los fluidos compresibles (gases y vapores), las ecuaciones que se emplean identifican las relaciones entre las tasas de

flujo, coeficientes de flujo, factores relacionados con la instalación y condiciones pertinentes al servicio para el cual se diseñará la válvula. Las ratas de flujo para fluidos compresibles se pueden encontrar tanto en unidades de masa como de volumen, siendo estas necesarias para manipular las ecuaciones en ambas situaciones.

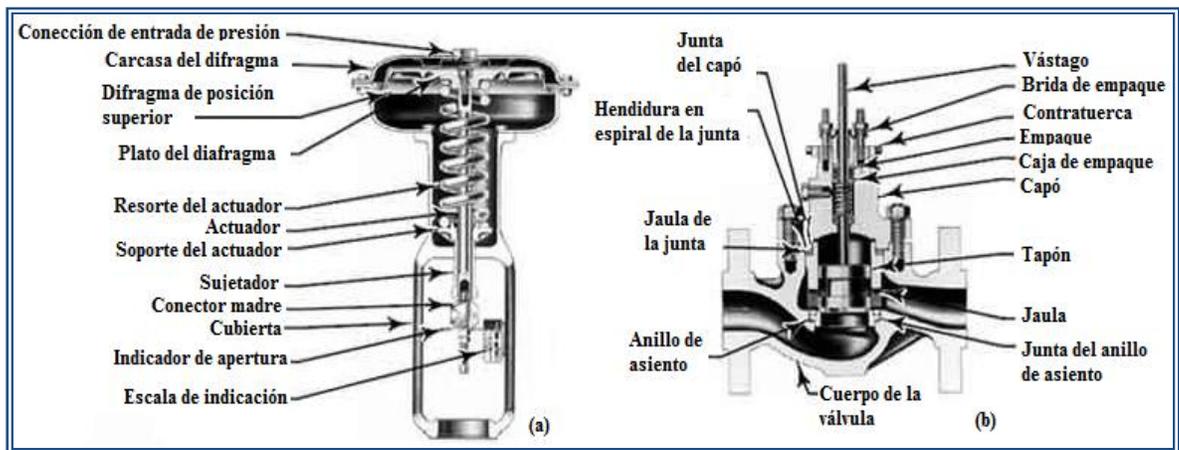


Figura 2.3. Componentes principales de una válvula de control. (a) Actuador, (b) Cuerpo (Virtual PRO - Procesos Industriales, 2010).

La rata de flujo de un fluido compresible varía como una función de la relación que existe entre la caída de presión a través de la válvula respecto a la presión absoluta a la entrada de esta, que se representa por la siguiente ecuación:

$$x = \frac{\Delta P}{P_1} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

donde:

x: relación entre la caída de presión y la presión absoluta de entrada (adimensional).

ΔP : caída de presión a través de la válvula (kgf/cm^2).

P_1 : presión absoluta a la entrada de la válvula (kgf/cm^2).

Si el valor de x se acerca a cero, el sistema se puede caracterizar por la ecuación básica de Bernoulli para fluidos newtonianos incompresibles, Sin embargo, cuando se incrementa el valor de x , los efectos de expansión y compresibilidad son significativos y se requiere el uso de factores apropiados para efectuar un cálculo preciso (American National Standard, 2002). En el apéndice E.1, se muestra la metodología de cálculo respectiva.

La característica de flujo de una válvula de control es la relación entre el coeficiente de flujo, C_v , y el porcentaje de recorrido o apertura del tapón de la válvula. Esta característica inherente de flujo se basa en una caída de presión constante a través de la válvula. Cuando la válvula está en servicio, la caída de presión varía con el flujo y otros cambios en el sistema. La caracterización de las válvulas de control prevé una estabilidad relativamente uniforme del lazo de control en un rango previsto dentro de las condiciones de funcionamiento del sistema, por lo que para establecer las características de flujo se requiere de un análisis dinámico del lazo de control. Los análisis de los procesos más comunes se han realizado, sin embargo, se han establecido algunas directrices para la apropiada selección de la característica de flujo correspondiente. Entre estas se tienen: lineal, igual porcentaje y apertura rápida, y su comportamiento se describe en la figura 2.4 (Fisher Controls International, Inc., 2001).

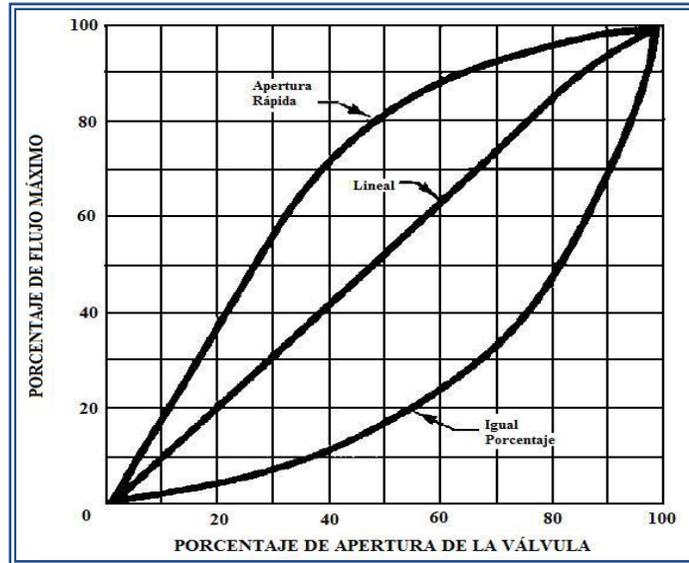


Figura 2.4. Características de flujo inherente de una válvula de control (Fisher Controls International, Inc., 2001).

2.11.2 Separadores líquido - gas

El cilindro separador se utiliza para remover cualquier líquido que pueda estar contenido en la corriente de gases. Se utilizan dos tipos de cilindros: horizontal y vertical. La factibilidad económica del recipiente influye en la selección entre un cilindro horizontal o uno vertical. Cuando se requiere un gran recipiente de almacenamiento de líquido, generalmente un cilindro horizontal es más económico. Los separadores verticales son utilizados cuando la carga de líquido es pequeña, el espacio es limitado o donde se desea fácil nivel de control.

Al diseñar o evaluar un separador vertical, debe considerarse en primer lugar la velocidad crítica, siendo ésta la velocidad de vapor, calculada empíricamente, que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de la fase gaseosa, a través del tambor separador, sea lo suficientemente baja

para prevenir un arrastre excesivo de líquido. Tal velocidad no está relacionada con la velocidad sónica. La velocidad crítica viene definida por la siguiente ecuación:

$$V_c = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (\text{Ec. 2.37})$$

donde:

V_c : velocidad crítica (m/s).

ρ_L : densidad del líquido (kg/m³).

ρ_G : densidad del gas (kg/m³).

K : factor de diseño de la velocidad del gas (m/s), cuyo valor depende del rango en el cual se encuentre la tasa de flujos másicos (PDVSA, 1995). En el apéndice E.2 se presenta la ecuación correspondiente para la determinación de la tasa de flujos másicos, en conjunto con una metodología de cálculo específica, para el dimensionamiento de un separador vertical, señalando los criterios que deben tomarse en consideración para establecer el diámetro y la altura requerida para satisfacer un servicio en particular.

2.11.3 Intercambiadores de calor

En las industrias de proceso, la transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es aquel en el que el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curva. La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placa por conducción, y luego por convección al fluido frío.

Un intercambiador se puede describir de un modo muy elemental como un equipo en el que dos corrientes a distintas temperaturas fluyen sin mezclarse con el objeto de enfriar una de ellas, calentar la otra o ambas cosas a la vez. Es uno de los equipos industriales más frecuentes y prácticamente no existe industria en la que no se encuentre un intercambio de calor, debido a que la operación de enfriamiento o calentamiento es inherente a todo proceso que maneje energía en cualquiera de sus formas. Existe mucha variación en los diseños de los equipos de intercambio de calor. En ciertas ramas de la industria se han desarrollado intercambiadores muy especializados para ciertas aplicaciones puntuales (Geankoplis, 1998).

2.11.3.1 Intercambiadores de doble tubo

El intercambiador más simple es el intercambiador de doble tubo o de tubos concéntricos, donde uno de los fluidos fluye en el interior de una tubería y el otro lo hace en el espacio anular entre ambas tuberías. Los fluidos pueden circular en paralelo o en contracorriente. El intercambiador de calor puede fabricarse con un simple par de tubos adaptando las conexiones en los extremos, o con varios pares interconectados en serie. Este tipo de intercambiador es útil para manejar, principalmente, flujos volumétricos bajos (Geankoplis, 1998).

2.11.3.2 Intercambiadores de haz de tubos y coraza

Cuando se manejan flujos más grandes se usa un intercambiador de tubos y coraza (figura 2.5), que es el tipo más importante en las industrias de proceso. Los flujos de estos intercambiadores son continuos. Se usan muchos tubos en paralelo con uno de los fluidos circulando en su interior. Los tubos, distribuidos en forma de manojo, están encerrados en una sola coraza

y el otro fluido fluye por el exterior de los tubos. Dentro de la coraza, se usan deflectores transversales de tal manera que el fluido se ve forzado a fluir perpendicularmente por la batería de tubos en lugar de hacerlo en paralelo. Esta turbulencia adicional generada por el flujo transversal, aumenta el flujo de transferencia de calor de la coraza.

Existen tres tipos básicos de intercambiadores de haz de tubos y coraza. Dentro de cada uno de ellos hay numerosos subtipos diseñados para circunstancias de operación específicas. La construcción ha sido normalizada por una institución privada de los Estados Unidos de América llamada TEMA, siglas en inglés de la “Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares”. Dichas normas han sido aceptadas en todo el mundo, y se pueden encontrar en todos los textos especializados en intercambiadores de calor. Los tres tipos básicos son: tubos en U, de cabezal fijo y de cabezal flotante:

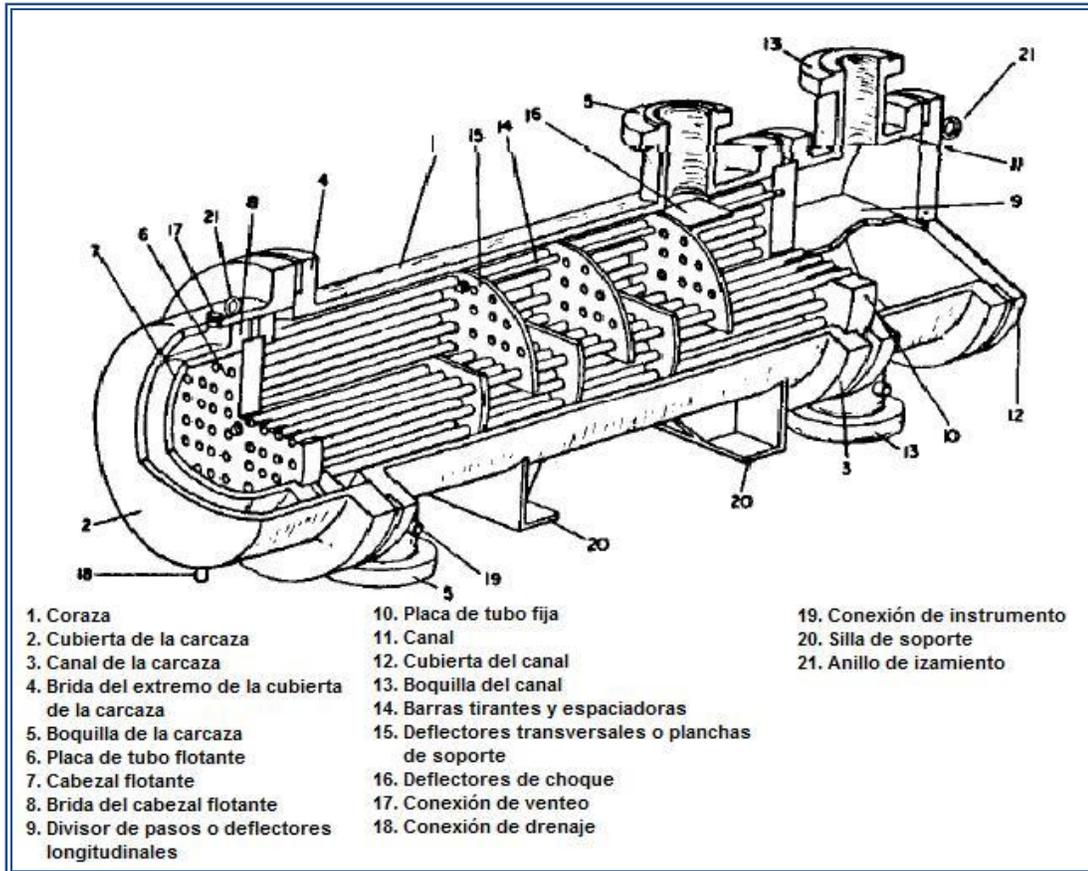


Figura 2.5. Elementos de los intercambiadores de tubo y coraza (Walas, 1990).

- Intercambiadores de tubos en U

El haz de tubos consiste en un panel estacionario de tubos en U (o de horquilla), deflectores o placas de soporte, espaciadores y tirantes apropiados. Éste se puede retirar de la coraza del intercambiador de calor. Se proporciona un cabezal del lado de los tubos (estacionario) y una coraza con cubierta integrada, que se suelda a la coraza misma. Cada tubo tiene libertad para dilatarse y contraerse, sin limitaciones debidas a la posición de los otros tubos. Además, los tubos en U presentan cambios de dirección

graduales, porque la curva que forman en el extremo es muy abierta, lo que ofrece menor resistencia al flujo (Geankoplis, 1998).

- Intercambiadores de cabezal fijo

Es el tipo más popular cuando se desea minimizar la cantidad de juntas, no hay problemas de esfuerzos de origen térmico y no es preciso sacar el haz (ambos fluidos no son corrosivos y el fluido del lado de coraza es limpio). Este tipo de intercambiador es sumamente proclive a tener fallas cuando hay esfuerzo térmico severo, resultando en que se producen fugas tanto internas como externas. Por ello es necesario realizar un análisis térmico considerando todas las fases de operación para detectar y aliviar condiciones de esfuerzo térmico (Geankoplis, 1998).

- Intercambiadores de cabezal flotante

Es el tipo más sofisticado y costoso de intercambiador de haz de tubos y coraza. Esta indicado en servicios en los que la limpieza de tubos y/o su reemplazo es frecuente. Hay dos tipos básicos de intercambiador de cabezal flotante. Uno emplea un cabezal flotante (es decir, deslizante) con o sin anillo seccionado. El otro usa empacadura para permitir la expansión térmica (Geankoplis, 1998).

2.11.3.3 Cálculo estimado de la superficie de intercambio de calor

La ingeniería de procesos frecuentemente requiere analizar diseños de intercambiadores de calor, específicamente el perfil del intercambiador de calor y determinar la eficiencia del uso de ellos en nuevos servicios. Cuando

se debe elegir un determinado intercambiador es preciso tomar en cuenta una gran cantidad de factores que condicionan la decisión final sobre cuál ha de ser el intercambiador, es decir de qué tipo y tamaño, considerando el precio inicial del equipo y los costos de operación.

El primer paso para esta decisión ha de ser recabar toda la información pertinente de los fluidos de intercambio: propiedades térmicas (calor específico, viscosidad y conductividad), temperaturas y caudales.

El segundo paso es calcular la superficie necesaria. Aquí es donde aparecen las complicaciones, porque cada tipo de intercambiador tiene métodos de cálculos diferentes, algunos bastante engorrosos. La causa de este problema es el siguiente: la ecuación del intercambio de calor es un simple balance de energía basado en la primera ley de la termodinámica para sistemas abiertos, en el cual se fijan las fronteras para que contengan solo al equipo de intercambio y se desprecian las contribuciones de energía cinética y potencial. El balance de energía mecánica orientado a calcular la resistencia del flujo suele hacerse por separado, y debe coincidir con el de energía térmica en cuanto a las condiciones de flujo.

La forma integrada de la ecuación general de Fourier para el estado estable del balance de intercambio de calor se puede escribir:

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_e \quad (\text{Ec. 2.38})$$

donde:

Q: carga calórica a ser retirada o absorbida (kcal/h).

U_D : coeficiente global de transferencia de calor sucio (kcal/h·m²·°C).

A: área de transferencia de calor (m²).

ΔT_e : diferencia efectiva de temperaturas (°C).

Esta ecuación es engañosamente simple, porque no toma en cuenta las diferentes geometrías de los distintos equipos, que tienen una influencia enorme en la magnitud del intercambio de calor. Tampoco aparecen en ella las diferencias entre fluidos distintos, que sin duda tienen un comportamiento particular, ni el hecho que pueda existir cambio de fase durante el intercambio, por ejemplo, condensación o ebullición. Sin embargo, estas diferencias influyen en el cálculo del coeficiente global sucio U_D y de la diferencia de temperatura ΔT_e .

Una vez obtenida la carga calórica Q , con la diferencia efectiva de temperaturas y el coeficiente global de transferencia de calor U_D , se calcula la superficie de intercambio de calor A (Kern, 1999).

En el apéndice E.3, se desglosa la metodología de cálculo para determinar los parámetros mencionados. Igualmente se hace énfasis en las consideraciones que deben tenerse para dimensionar un intercambiador de calor y se presenta un método detallado para servicios en los que se desea condensar un vapor presente en una mezcla de gases no condensables.

2.11.4 Compresores

Tal como se describió en la sección 2.7.3, en cualquier proceso continuo de compresión la relación de la presión absoluta con el volumen se da por la ecuación 2.29. La gráfica de la presión en función del volumen, para cada valor del exponente n , se conoce como curva politrópica. La cantidad de trabajo necesaria para llevar un determinado gas desde una presión inicial hasta una presión final depende de la curva politrópica que se trate y aumenta al incrementarse los valores de n . La trayectoria que requiere la

cantidad menor de trabajo consumido es $n = 1$, que es equivalente a la compresión isotérmica. Para la compresión isentrópica o adiabática reversible, o sea, sin que se agregue o se retire calor del proceso, el exponente n es igual a la razón γ (ecuación 2.30).

Puesto que la mayor parte de las máquinas compresoras tienden a funcionar a lo largo de una trayectoria politrópica que se acerca a la adiabática, la mayoría de los cálculos de compresores se basan en la curva adiabática. En el apéndice E.4 se muestra la metodología respectiva.

2.11.4.1 Clasificación

Los principales tipos de compresores se dividen en dos grandes grupos: dinámicos y de desplazamiento positivo.

Los compresores dinámicos son máquinas rotatorias de flujo continuo en las cuales el cabezal de velocidad del gas es convertido en presión. Los compresores dinámicos se clasifican de acuerdo al flujo que manejan en centrífugos (flujo radial), axial y flujo mezclado.

Los compresores de desplazamiento positivo son unidades de flujo intermitente, donde sucesivos volúmenes de gas son confinados en un espacio y elevado a alta presión. Se dividen en dos grandes grupos: reciprocantes y rotatorios. Los primeros son máquinas en las cuales la compresión y el elemento desplazado es un pistón con un cilindro. Los compresores rotatorios son máquinas en las que la compresión y el desplazamiento son afectados por la acción positiva de los elementos que rotan (PDVSA, 1995).

2.11.4.2 Selección

La selección del tipo de compresor puede ser realizada por el ingeniero de proyecto. Para lograr una selección satisfactoria se deben considerar una gran variedad de tipos, cada uno de los cuales tiene ventajas peculiares para aplicaciones dadas. Entre los principales factores que se deben tomar en consideración, dispuestos hasta cierto punto en orden de importancia, se encuentran la velocidad de flujo, la carga o presión, las limitaciones de temperatura, el consumo de potencia, posibilidades de mantenimiento y el costo. En el apéndice E.4 se presenta la metodología respectiva.

2.11.5 Tambores de protección

Los tambores de protección son recipientes que permiten almacenar fluidos líquidos o gaseosos (o una mezcla de ambos) durante un corto período de tiempo. Generalmente están localizados entre equipos mayores o antes de la alimentación, para proporcionar estabilidad en las fluctuaciones del flujo; esto se hace almacenando un volumen suficiente de la sustancia a alimentar al proceso o equipo que le sigue y al mismo tiempo teniendo un espacio suficiente para seguir recibiendo el flujo de entrada. Entre los tipos de tambores y sus características se tienen:

- Tambores de alimentación. Se localizan al inicio del proceso; permiten proporcionar una alimentación constante aún cuando éste se alimente de forma variable.
- Tambores de protección. Se distinguen dos tipos, aquellos utilizados en las bombas “surge drums” y los utilizados en los compresores “knockout drums”.

- Tambores de reflujo. Se utilizan en las torres de destilación, colocándose entre el condensador, la torre y la corriente de salida. Si parte del flujo de entrada es gaseoso, estos tambores se colocan de manera horizontal.

Un “surge drum” es un recipiente que se ubica a la entrada de una bomba, diseñado para dar un tiempo de residencia al flujo líquido que pasa a través de él, para que en caso de fluctuaciones se evite la presencia de vacíos en la bomba. Un depurador se coloca antes de un compreso para recolectar cualquier líquido que se encuentre en la corriente de entrada. Esto lo hace eliminando cualquier gota de líquido con una malla que debe ser reemplazada periódicamente. Al igual que en los tanques, los parámetros principales para la selección de tambores son la longitud y el diámetro, además del tiempo de residencia del flujo dentro del tambor. En forma general se tienen los siguientes criterios:

- Los tambores de protección se diseñan para retener entre 10 y 20 minutos de flujo alimentado.
- Los tambores de líquido y reflujo son usualmente horizontales.
- Se requieren 5 minutos para que un tambor de reflujo se llene por la mitad.

Los tambores pueden ser horizontales o verticales. La selección de la orientación de un tambor depende de varios factores, y cada uno tiene sus ventajas dependiendo de su aplicación. Por ejemplo, los tambores de reflujo deben tener una orientación horizontal, mientras que un “knockout drums” y un tambor de condensador deben ir de manera vertical.

La relación entre la longitud y el diámetro de un tambor debe estar entre 2,5 y 5. Sin embargo, existe una dependencia entre dicha relación y la

presión de almacenamiento, por ejemplo: si la presión está entre 0 y 17,58 kgf/cm² la relación debe ser 3; si está entre 17,58 y 35,15 kgf/cm² la relación es 4; y si la presión es mayor a 35,15 kgf/cm² la relación debe ser 5.

El volumen de un tambor está relacionado con el flujo pero también depende de la clase de control y las consecuencias de la falta de fluido en el equipo que se encuentre aguas abajo del mismo. Normalmente, el volumen se expresa en términos del tiempo necesario para llenar la mitad del volumen total del tambor. Para muchos servicios, se estima un tiempo entre 5 y 10 minutos.

Para el dimensionamiento de un tambor de protección se elige previamente un valor de la relación longitud/diámetro dentro de los rangos antes descritos y se emplea posteriormente la siguiente ecuación:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + \frac{\pi \cdot D^3}{6} \quad (\text{Ec. 2.39})$$

donde:

D: diámetro interno del tambor de protección (m).

L: longitud tangente - tangente del tambor de protección (m) (Perry, 1992).

2.12 Análisis estadístico

La estadística es una herramienta con base matemática referente a la recolección, análisis e interpretación de datos, que busca explicar condiciones regulares en fenómenos de tipo aleatorio. Es transversal a una amplia variedad de disciplinas y pieza clave en la toma de decisiones.

Desde el punto de vista descriptivo, se dedica a los métodos de recolección, descripción, visualización y resumen de datos originados a partir de los fenómenos en estudio. Los datos pueden ser resumidos numéricamente o gráficamente, siendo ejemplos básicos de parámetros estadísticos: la media y la desviación estándar.

La media aritmética, también llamada promedio, de un conjunto finito de números es igual a la suma de todos sus valores dividida entre el número de sumandos. Cuando el conjunto es una muestra aleatoria, recibe el nombre de media muestral, siendo éste un factor principal en la estadística muestral. Expresada de forma más intuitiva, se dice que la media es la cantidad total de la variable distribuida a partes iguales entre cada observación. Se define matemáticamente como:

$$\bar{x} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} \quad (\text{Ec. 2.40})$$

donde:

\bar{x} : promedio aritmético muestral.

x_i : valor puntual de cada medición realizada.

n : número de muestras o tamaño total de la muestra.

La desviación estándar, o desviación típica, es una medida de centralización o dispersión para variables de razón (cociente) y de intervalo. Se define como la raíz cuadrada de la varianza. Junto con este valor, la desviación estándar es una medida cuadrática que informa de la media de distancias que tienen los datos respecto de su media aritmética, expresada en las mismas unidades que la variable. Para conocer con detalle un conjunto de datos, no basta con conocer las medidas de tendencia central,

sino que se debe conocer también la desviación que representan los datos en su distribución respecto de la media aritmética de dicha distribución, con objeto de tener una visión más acorde con la realidad a la hora de describirlos e interpretarlos para la toma de decisiones. Esta dada por la siguiente expresión:

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n - 1}} \quad (\text{Ec. 2.41})$$

donde:

s: desviación estándar muestral.

Esta puede ser interpretada como una medida de incertidumbre. La desviación estándar de un grupo repetido de medidas da la precisión de éstas. Cuando se va a determinar si un grupo de medidas está de acuerdo con el modelo teórico, la desviación estándar es de vital importancia: si la media está demasiado alejada de la predicción, entonces se considera que las medidas contradicen la teoría. Esto es coherente, ya que las mediciones caen fuera del rango de valores en el cual sería razonable esperar que ocurrieran si el modelo teórico fuera correcto. (Miller & Miller, 1993). Este criterio, se conoce como intervalo de confianza y puede expresarse de la manera siguiente:

$$P \left[\left(\bar{x} - t \cdot \frac{s}{\sqrt{n}} \right) \leq \mu \leq \left(\bar{x} + t \cdot \frac{s}{\sqrt{n}} \right) \right] = 1 - \alpha \quad (\text{Ec. 2.42})$$

donde:

μ : media de la población o valor real de la variable estudiada.

P: probabilidad de que el valor μ se encuentre dentro del intervalo de confianza (adimensional).

t: valor crítico de la distribución de la media.

α : nivel de significancia (adimensional).

La ecuación 2.42, representa la distribución t de Student, la cual es simétrica y se encuentra centrada en cero. Se utiliza para aplicaciones en las que el tamaño de muestra, es pequeño ($n < 30$). Esta es contundente, en el sentido de que incluso cuando las observaciones individuales, x_i , no se encuentran normalmente distribuidas, los promedios de las muestras, tendrán distribuciones que tienden a la normalidad, a medida que n se incrementa. Aun para valores pequeños de n (de 5 a 10), la aproximación, por lo general es bastante precisa.

La distribución t de Student, se basa en la desviación estándar de la muestra; por lo tanto la distribución resultante diferirá de acuerdo con el tamaño de la muestra. Para considerar esta diferencia, las distribuciones respectivas se clasifican de acuerdo con lo que se conoce como grados de libertad (gl), que en aplicaciones simples son iguales al tamaño de la muestra menos la unidad.

En la tabla A.3 se muestran los valores críticos de t para diferentes niveles de significancia, comprendidos entre 0,2 y 0,01, que equivalen respectivamente a un 80% y 99% de probabilidad de que el valor de la variable en estudio se encuentre dentro del intervalo de confianza (Perry, 1992).

CAPITULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Caracterización, en condiciones normales de operación, de la corriente venteada en la sección de remoción de dióxido de carbono

3.1.1 Determinación de la composición del gas a la salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308

Para caracterizar la corriente venteada, se determinó la composición de la mezcla gaseosa proveniente de los separadores de evaporación instantánea, del sistema de regeneración de la solución absorbidora de dióxido de carbono (figura 2.2).

Es importante destacar, que por tratarse de una emisión que no forma parte del producto terminado que comercializa la empresa, ésta no es sometida a un análisis rutinario que permita verificar los estándares de calidad y su especificación en función al diseño del proceso productivo. Por este motivo surgió la necesidad de determinar la composición y validar las condiciones actuales de operación para caracterizarla.

Debido a que el venteo es producto de la unión de dos corrientes, fue necesario estudiar independientemente cada una de ellas. Las muestras correspondientes se captaron directamente en las líneas que manejan el producto gaseoso, ubicadas en la salida de los separadores de ambas unidades, tal como se ilustra en la figura 3.1.

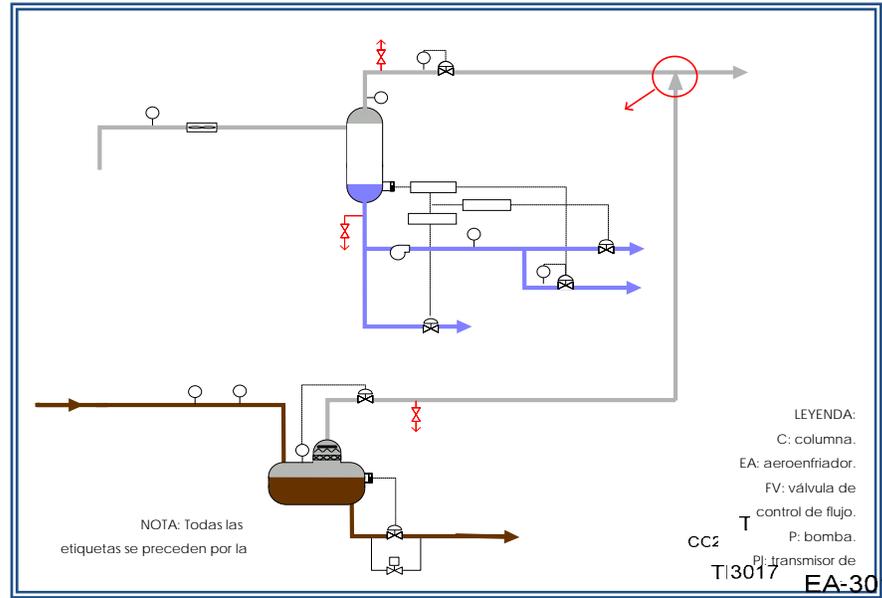


Figura 3.1. Separadores de evaporación instantánea asociados al venteo continuo en la sección de remoción de dióxido de carbono (RWD Technologies, 2008).

Estas muestras se tomaron durante un período de cinco meses, considerando las diferentes condiciones de operación posibles que pudiesen impactar en las características de la corriente venteadada, incluyendo:

- Presión de los gases de salida de los separadores 12/22-V-307, medida en los transmisores 12/22-PIC-3100.
- Temperatura de los gases de salida de los separadores 12/22-V-307, medida en los transmisores 12/22-TI-3102.
- Estatus de los aerofriadores 12/22-EA-301A/B/C/D.
- Presión de operación de los separadores 12/22-V-308, medida en los transmisores 12/22-PIC-3054.
- Temperatura de la solución rica a la entrada del 12/22-V-308, medida en los transmisores 12/22-TI-3052.

Punto de muestreo

TI3102

V-307
 2º Sep. OH
 2º Regen

Punto de muestreo de condensado

Absorbedor
 solución rica
 TI3052
 PI315
 PI3153
 Recipiente de Flasheo
 GV

PV-3

P

- Apertura de las válvulas 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054.
- Carga del *front-end* (sección 2.5.1) de las plantas de producción de amoníaco, medida en los puntos de cálculo 12/22-FK-2001.

Todos los parámetros anteriores se miden mediante transmisores electrónicos que envían continuamente la información al sistema de control distribuido “DCS”, donde se almacenan en el historiador de las variables de proceso, conocido como PHD (siglas en inglés de *Process History Data*). Mediante el empleo de esta herramienta se registraron los valores en las fechas y horas correspondientes a la captación de las muestras, reportándose en la tabla 3.1.

Se realizaron un total de diez tomas de muestras, cinco en cada tren de producción (unidad 12 y unidad 22). Los análisis de composición se efectuaron mediante técnicas de cromatografía de gases, registrándose en conjunto con las condiciones operacionales, el porcentaje molar base seca en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Condiciones operacionales y composición molar en base seca de las diferentes muestras captadas.

Muestra _b	Equipo	P (kgf/cm ² g)	T (°C)	OP (%)	Composición molar en base seca					
					% CO ₂	% N ₂	% Ar	% H ₂	% CO	% CH ₄
1	12-V-307	0,040	81,86 ^a	100,00	88,60	9,13	2,27	0,00	0,00	0,00
	12-V-308	8,51	114,40	76,58	50,41	11,28	0,65	37,31	0,17	0,18
2	12-V-307	0,035	80,29 ^a	100,00	89,68	8,29	2,03	0,00	0,00	0,00
	12-V-308	8,40	115,12	94,77	55,31	13,50	1,51	29,27	0,23	0,18
3	12-V-307	0,031	76,00	100,00	90,59	7,72	1,63	0,00	0,00	0,06
	12-V-308	8,97	114,19	100,00	49,81	15,80	1,64	32,36	0,21	0,18
4	12-V-307	0,033	73,84	100,00	92,64	5,86	1,50	0,00	0,00	0,00
	12-V-308	8,42	115,66	100,00	62,17	7,22	0,23	30,08	0,13	0,17
5	12-V-307	0,036	74,90	87,03	88,31	9,78	1,91	0,00	0,00	0,00
	12-V-308	8,43	115,22	100,00	53,82	12,52	1,22	32,21	0,07	0,16

Tabla 3.1. Condiciones operacionales y composición molar en base seca de las diferentes muestras captadas. (Continuación).

Muestra ^b	Equipo	P (kgf/cm ² g)	T (°C)	OP (%)	Composición molar en base seca					
					% CO ₂	% N ₂	% Ar	% H ₂	% CO	% CH ₄
6	22-V-307	0,044	80,41 ^a	73,10	96,90	2,46	0,64	0,00	0,00	0,00
	22-V-308	8,710	114,00	89,33	62,84	11,81	1,71	23,59	0,05	0,00
7	22-V-307	0,040	72,95	61,64	94,70	4,21	1,09	0,00	0,00	0,00
	22-V-308	8,43	114,16	88,19	59,83	10,44	1,40	28,22	0,11	0,00
8	22-V-307	0,038	70,82	60,95	97,25	2,20	0,55	0,00	0,00	0,00
	22-V-308	8,44	113,92	89,48	62,46	8,89	1,04	27,44	0,17	0,00
9	22-V-307	0,039	79,69 ^a	83,65	98,16	1,43	0,41	0,00	0,00	0,00
	22-V-308	8,81	113,86	100,00	59,53	9,10	0,82	30,42	0,13	0,00
10	22-V-307	0,041	68,89	60,76	99,70	0,21	0,09	0,00	0,00	0,00
	22-V-308	8,78	114,54	100,00	57,40	11,01	1,40	30,01	0,18	0,00

Leyenda:

^a Un aerofriador fuera de servicio.

^b Todas las tomas de muestras se realizaron con una carga en el *front-end* de 99%.

P: presión (kgf/cm²g); T: temperatura (°C); OP: apertura de las válvulas PV-3100 y PV-3054 (%).

Las técnicas cromatográficas aplicadas, tuvieron como base dos métodos de análisis: el primero fue el método de hidrógeno, cuyo fin es determinar la presencia de este elemento en la mezcla gaseosa así como pequeñas cantidades de otros gases como argón y nitrógeno. El segundo, llamado método de gas reformado, permite determinar la presencia de los reactivos y productos de la reacción de reformación, tales como el metano, monóxido de carbono y dióxido de carbono; sin embargo, los niveles de concentración de este último no entran dentro del rango de calibración del

método mencionado, por lo que su porcentaje se determinó por diferencia una vez obtenida la cantidad existente de los otros gases.

Los datos reportados en la tabla 3.1 se analizaron estadísticamente, con el objeto de establecer las características de la corriente a tratar. Las variables se estudiaron de manera independiente, estableciendo las condiciones extremas o promedios, de acuerdo a su criticidad e impacto en el desarrollo de las alternativas de recuperación de dióxido de carbono.

En cuanto a la composición, el cálculo estadístico se fundamentó en el criterio de la desviación estándar (ecuación 2.41), considerando para la determinación del promedio aquellos valores, expresados en fracción molar, que se encontraban dentro del rango delimitado por la ecuación 2.42, ya que se contaba con un tamaño de muestra menor a 30. Se seleccionó un nivel de significancia de 0,01, que equivale a una probabilidad de 99%, para un valor de la t de Student igual a 3,250 con 9 grados de libertad (tabla A.3). Este análisis se aplicó de manera independiente a cada componente tomando como conjunto todos los valores determinados en los diez muestreos realizados, para cada uno de los equipos asociados al sistema. En el apéndice A se detallan las tablas y gráficas correspondientes.

En el caso de la presión de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308, ésta se regula mediante dispositivos de control automático desde el DCS (figura 3.1), manteniéndose dentro de un rango normal de operación, por lo que el cálculo del promedio aritmético (ecuación 2.40) representó un valor óptimo para la caracterización, considerando, al igual que con las composiciones, el criterio de incertidumbre de la desviación estándar y el intervalo de confianza dado por la distribución t de Student (apéndice A).

En relación a la temperatura, para los 12/22-V-307, se midió directamente en la línea por la cual fluye la mezcla gaseosa. Al analizar este parámetro, es importante tener en cuenta el efecto que ejerce sobre la humedad del gas, ya que, como se describió en la sección 2.5.7, las emisiones tienen por diseño un alto contenido de vapor de agua, pero los estudios cromatográficos realizados (análisis base seca), no contemplan la determinación de este componente. Se sabe que al estar fuera de servicio uno de los aerofriadores 12/22-EA-301A/B/C/D la temperatura de operación de los separadores aumenta, y debido al equilibrio, el contenido de humedad es mayor en los gases de salida, por lo que fue necesario tomar para la evaluación lo siguiente:

- La temperatura normal de operación, que se obtuvo del promedio aritmético simple de las mediciones realizadas cuando todos los aerofriadores están en servicio.
- La máxima temperatura que se registró en los diez muestreos realizados, aproximándola por redondeo al número entero mayor. Esta condición es la que se alcanza cuando uno de los aerofriadores se encuentra fuera de servicio.

Por el contrario, en los 12/22-V-308 no se dispone de un medidor que registre esta variable en los gases de salida, sin embargo, por tratarse de un separador donde ocurre un equilibrio líquido - gas, se tomó como temperatura de operación el valor correspondiente a la temperatura de la solución que entra al equipo, determinando tanto el promedio como el valor máximo de todas las lecturas realizadas.

La última variable estudiada fue la apertura de las válvulas de control de presión. Como se explicó en la sección 2.11.1, a medida que abre la válvula, el flujo de circulación es mayor, por consiguiente, resultó necesario considerar tanto el promedio en condiciones de operación normal, como la máxima apertura registrada (redondeada al número entero mayor), para realizar los cálculos con el mayor flujo posible que se debe procesar, de manera que se evite el sub-dimensionamiento de los equipos del sistema de recuperación de dióxido de carbono (sección 3.2).

El promedio de las composiciones molares y las condiciones de operación de los separadores de evaporación instantánea, resultantes del análisis estadístico, se reportan en conjunto con los valores de diseño en la tabla 3.2.

Como se observa, las presiones de operación de los separadores son bajas (menores a $10,33 \text{ kgf/cm}^2$) y los componentes que se encuentran en mayor proporción son no polares, siendo despreciables las interacciones moleculares entre ellos. Por este motivo, se consideró para efectos de cálculo, que ambas corrientes asemejan su comportamiento al de una mezcla de gases ideales, cumpliendo de esta manera con las ecuaciones descritas en la sección 2.7.1.

Tabla 3.2. Valores estadísticos de las variables de operación y composiciones base seca del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308 y su comparación con los parámetros de diseño.

Equipo	Condición de Operación	P (kgf/cm ² g)	T (°C)	OP (%)	Composición molar en base seca					
					% CO ₂	% N ₂	% Ar	% H ₂	% CO	% CH ₄
12/22 V-307	Normal	0,040	72,90	61,12	93,66	5,12	1,22	0,00	0,00	0,00
	Máxima		82,00	93,84						
	Diseño ^a	0,017	70,00	84,00	100,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
12/22 V-308	Normal	8,52	114,5	100,0	57,69	11,01	1,22	29,84	0,15	0,09
	Máxima		116,0	58,00						
	Diseño ^a	8,37	115,0	65,00	47,53	11,17	0,00	41,30	0,00	0,00

Leyenda:

^a Los valores de diseño se obtuvieron de las tablas D.1, D.2 y de los diagramas de flujo de proceso del Apéndice I.

P: presión (kgf/cm²g); T: temperatura (°C); OP: apertura de la válvula (%).

Empleando los valores reportados en la tabla 3.2, se procedió a determinar la composición en base húmeda de los gases de salida de los separadores para la condición de operación.

En primera instancia, los componentes que constituyen la base seca, se consideran incondensables, ya que la temperatura de operación (tabla 3.2) se encuentra por encima de la temperatura crítica de dichos compuestos (tabla C.2). Como se trata de un sistema en equilibrio líquido - gas, la corriente de salida se encuentra saturada con vapor de agua, siendo este el único componente condensable, por lo que su presión parcial dentro de la mezcla gaseosa será igual a la presión de saturación correspondiente a la temperatura de operación de la misma sustancia considerándola pura. Estos

valores se determinaron mediante el uso de las tablas del apéndice B. Una vez obtenida la presión que ejerce el agua, por diferencia con respecto a la presión total (en unidades absolutas) se obtuvo la presión del resto de los componentes de la mezcla (base seca).

Luego mediante el arreglo de la ecuación 2.25, se calculó la presión parcial de cada uno de las sustancias que constituyen la base seca. Con estos valores y considerando la presión total de cada separador en unidades absolutas, se obtuvo finalmente la composición base húmeda del gas utilizando la ecuación 2.25. Los valores se registraron en la tabla 4.1.

Para verificar la exactitud del cálculo realizado, se empleó la siguiente expresión:

$$\% \text{Desviación} = \frac{\text{Valor}_{\text{calculado}} - \text{Valor}_{\text{referencia}}}{\text{Valor}_{\text{referencia}}} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

donde:

% Desviación: porcentaje de desviación (%).

Valor _{calculado}: valor de la variable calculada en operación o comprobación del diseño.

Valor _{referencia}: valor de diseño de las diferentes variables.

La ecuación 3.1 se aplicó para todos los valores de composición y parámetros de operación versus los de diseño, reportándose los resultados en la tabla 4.1.

Adicionalmente se realizaron cuatro muestreos para analizar los condensados que pudiesen arrastrar los gases de salida de los separadores (figura 3.1), con el objeto de determinar la concentración de metales

disueltos, como potasio y vanadio, que son indicadores claves de la presencia de solución GV, tal y como se describe en la sección 2.5.7. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Composición de los condensados de arrastre del gas de salida del 12/22-V-308 y de los condensados de salida del 12/22-V-307

Muestra	Equipo	Concentración de potasio, K (ppm)	Concentración de vanadio, V (ppm)
1	12-V-307	4,50	< 1
	12-V-308	203,80	2,15
2	12-V-307	5,36	< 1
	12-V-308	283,35	3,10
3	22-V-307	< 1	< 1
	22-V-308	19,50	17,20
4	22-V-307	< 1	0,02
	22-V-308	18,90	15,30

3.1.2 Cálculo del flujo de gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308

Para continuar con la caracterización de la corriente venteada fue necesario conocer el flujo de gas emitido, tanto a condición normal como en la máxima de operación. Sin embargo, en planta no existen medidores asociados a las líneas de salida de los separadores. Por este motivo se tuvo que determinar esta variable por medio de cálculos hidráulicos que consideran las ecuaciones de diseño de las válvulas de control 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054, definidas en el apéndice E.1.

Para los cálculos se emplearon las ecuaciones E.8 a la E.11, despejando según el caso el flujo másico (m) o volumétrico (Q), así que:

$$m = C_v \cdot N_6 \cdot F_P \cdot Y \cdot \sqrt{x \cdot P_1 \cdot \rho_1} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

$$m = C_v \cdot N_8 \cdot F_P \cdot P_1 \cdot Y \cdot \sqrt{\frac{x \cdot PM}{T_1 \cdot Z}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$$Q = C_v \cdot N_9 \cdot F_P \cdot P_1 \cdot Y \cdot \sqrt{\frac{x}{PM \cdot T_1 \cdot Z}} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

$$Q = C_v \cdot N_7 \cdot F_P \cdot P_1 \cdot Y \cdot \sqrt{\frac{x}{Gg \cdot T_1 \cdot Z}} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

El resultado obtenido con estas ecuaciones corresponde al flujo máximo que circula a través de la válvula, si se considera el Cv al 100% de apertura. Según lo observado en la tabla 3.2, existe la probabilidad que las válvulas operen a diferentes porcentajes, leyéndose los valores correspondientes en las figuras 3.2 y 3.3 para cada válvula en estudio.

La válvula PV-3100, es de tipo mariposa y se caracteriza por tener una relación de igual porcentaje entre el flujo que maneja y la apertura, tal y como se observa en la figura 3.2, gráfica construida directamente con los valores del catálogo que provee el fabricante, que se encuentran registrados en la tabla D.3.

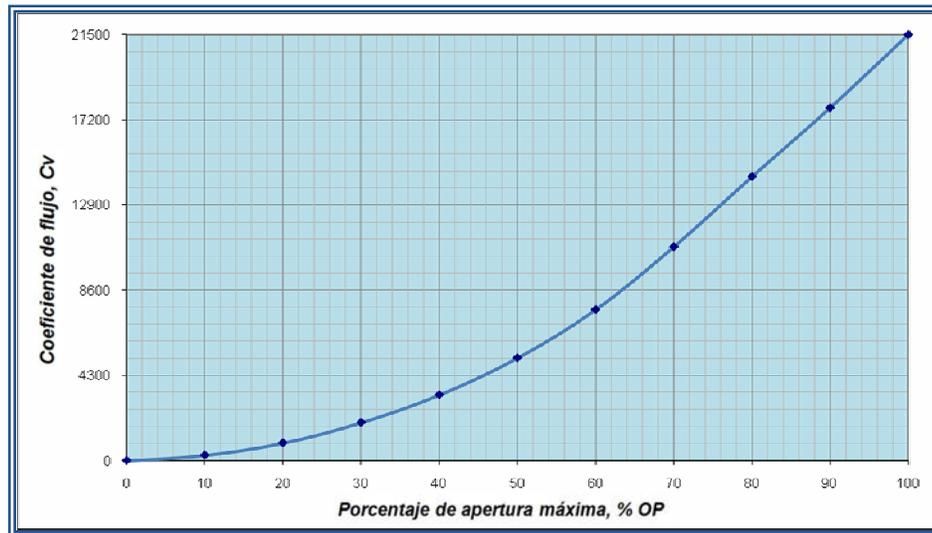


Figura 3.2. Curva característica de flujo de la válvula 12/22-PV-3100.

Por otra parte, la válvula PV-3054, es de tipo globo de simple asiento y tiene una característica lineal, por lo que la curva de flujo inherente se construyó directamente con los datos de la hoja de diseño (tabla D.2), representándose gráficamente en la figura 3.3.

De acuerdo al método de cálculo descrito en la sección E.1, se requiere conocer el factor de relación de presión diferencial de la válvula sin accesorios (x_T), el cual también es suministrado por el fabricante. Para la válvula PV-3100 se empleó la información contenida en la tabla D.3; sin embargo, fue imposible localizar la información de fábrica de la válvula PV-3054. En este caso, se empleó la tabla D.4, que corresponde a una válvula elaborada por otra compañía, pero que presenta las mismas dimensiones y características de flujo, hasta el punto de tener un Cv similar. Las curvas correspondientes al factor x_T se representan en las figuras 3.4 y 3.5.

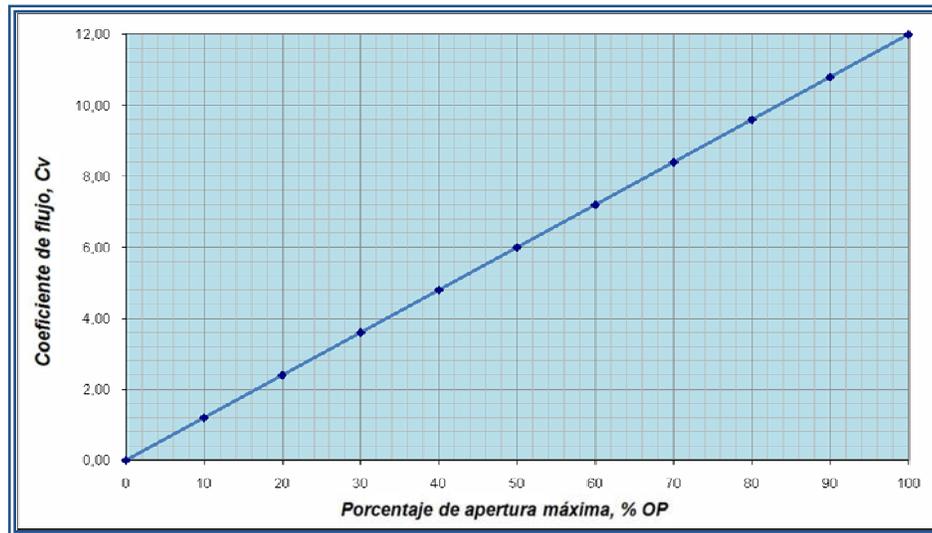


Figura 3.3. Curva característica de flujo de la válvula 12/22-PV-3054.

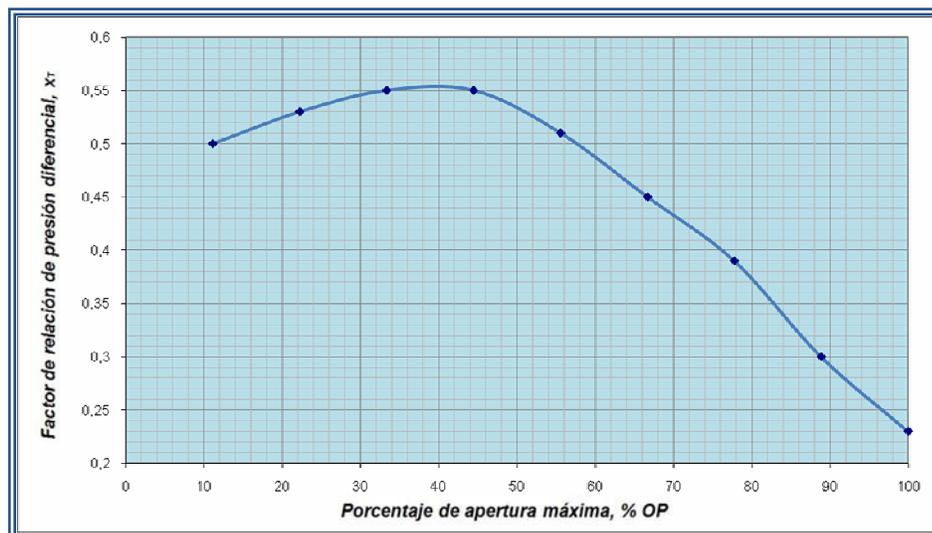


Figura 3.4. Factor de relación de presión diferencial de la válvula 12/22-PV-3100 sin accesorios incorporados.

Las propiedades físicas necesarias para desarrollar las ecuaciones 3.2 a la 3.5, se determinaron en función de las propiedades de cada componente

puro que constituye la mezcla de gases, mediante la utilización de la siguiente ecuación:

$$\overline{\text{Prop. física}} = \sum_{i=1}^n (\text{prop. física}_i \cdot y_i) \quad (\text{Ec. 3.6})$$

donde:

$\overline{\text{Prop. física}}$: propiedad física promedio de la mezcla gaseosa.

prop. física_i : propiedad física de cada componente de la mezcla gaseosa.

y_i : fracción molar de cada componente de la mezcla gaseosa (adimensional).

n : número de componentes de la mezcla gaseosa.

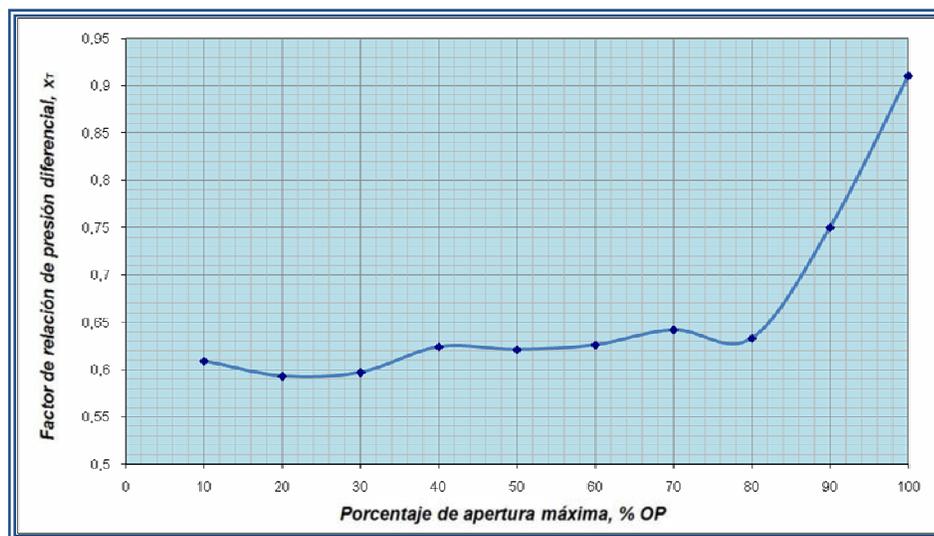


Figura 3.5. Factor de relación de presión diferencial de la válvula 12/22-PV-3054 sin accesorios incorporados.

Entre estas propiedades se encuentran el peso molecular \overline{PM} , la temperatura y presión pseudo críticas necesarias para determinar con la figura C.1 el factor de compresibilidad Z (sección 2.7.2) y las capacidades caloríficas a presión y a volumen constante empleadas para determinar la

relación γ (ecuación 2.30), reportándose los valores en la tabla 3.4. Todas las propiedades de las sustancias puras fueron tomadas de las tablas del apéndice C.

La densidad del gas a las condiciones de entrada de las válvulas (ρ_1), se calculó empleando la siguiente expresión, que se deriva de la ecuación 2.26:

$$\rho_1 = \frac{Z \cdot P_1 \cdot \overline{PM}}{R \cdot T_1} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Como el flujo de salida de la válvula PV-3100 se emite a la atmósfera, la presión aguas abajo es igual a 1,033 kgf/cm²; sin embargo, en la PV-3054 debido al efecto de contrapresión, aguas abajo se tiene un valor aproximado de 1,533 kgf/cm², tal como lo indican las hojas de diseño (tablas D.1 y D.2). Con este valor y aplicando la ecuación 2.36, se determinó la relación entre la caída de presión y la presión absoluta de entrada (x), mostrándose el valor en la tabla 3.4.

Específicamente la válvula 12/22-PV-3100, tiene incorporado un reductor aguas arriba y un expansor aguas abajo, por este motivo resultó necesario determinar los coeficientes de pérdidas del cabezal de velocidad, ζ , que generan estos accesorios, así como los factores de corrección respectivos, utilizando las ecuaciones E.4 a la E.7.

Para la aplicación de estas fórmulas es necesario calcular el diámetro interno de las líneas asociadas a las válvulas. Primero, se verificó en los diagramas de tuberías e instrumentación (apéndice I) la especificación

técnica de dichas líneas, para posteriormente ingresar en las tablas de diseño (tablas D.5 y D.6), donde se leyó el espesor, conocido previamente el diámetro nominal. Con estos dos parámetros se obtuvo el diámetro interno, empleando la tabla D.7. Los valores se reportan en la tabla 3.4.

Finalmente se determinaron para las válvulas de control todos los parámetros restantes, tales como el factor de relación de capacidades caloríficas F_y y el factor de expansión Y (ecuaciones E.1 y E.12 respectivamente), registrándose en conjunto en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Parámetros físicos e hidráulicos usados para el cálculo del flujo a través de las válvulas 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054.

Parámetro	12/22-PV-3100		12/22-PV-3054	
	Condición de operación		Condición de operación	
	Normal	Máxima	Normal	Máxima
PM (kg/kmol)	34,72	30,89	27,56	27,46
Z	0,994	0,994	0,985	0,984
γ	1,294	1,301	1,332	1,333
ρ (kg/m ³)	1,262	1,094	7,887	7,819
Gg	1,199	1,067	0,952	0,948
d (mm)	609,6		50,8	
d ₁ (mm)	711,2		50,8	
d ₂ (mm)	711,2		50,8	
D ₁ (mm)	695,4		54,79	
D ₂ (mm)	695,4		54,79	
Cv	7940	15749	11,24	12
x _T	0,47	0,34	0,80	0,91

Tabla 3.4. Parámetros físicos e hidráulicos usados para el cálculo del flujo a través de las válvulas 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054.

(Continuación).

Parámetro	12/22-PV-3100		12/22-PV-3054	
	Condición de operación		Condición de operación	
	Normal	Máxima	Normal	Máxima
ΔP (kgf/cm ²)	0,04		8,02	
x	0,0373		0,8394	
F_Y	0,9242	0,9293	0,9514	0,9521
Condición de flujo	No estrangulado	No estrangulado	Estrangulado	No Estrangulado ^a
Y	0,9713	0,9611	0,6667	0,6771
F_P	0,9915	0,9679	1	1
x_{TP}	0,4590	0,3297	-	-
Y_P	0,9707	0,9594	-	-
$\Sigma \zeta$	0,0803		-	

Leyenda:

^a Con aperturas menores a 98,5% cambia la condición a flujo estrangulado.

Con los valores de la tabla 3.4, se calculó el flujo a través de ambas válvulas empleando las ecuaciones 3.2 a la 3.5. Los resultados obtenidos con las expresiones basadas en unidades volumétricas se transformaron a unidades de masa empleando la equivalencia correspondiente y se calculó un promedio aritmético simple entre los valores resultantes. El cálculo final se expresa en la tabla 4.2 en diferentes unidades de flujo, reportándose con los porcentajes de desviación referidos al diseño.

3.1.3 Cálculo de la composición y el flujo total de la corriente venteada

Para conocer las características globales del venteo, se realizó un balance de materia en estado estacionario (ecuación 2.31), aplicado a los componentes de cada corriente y considerando como fronteras del sistema el punto de mezcla que se señala en la figura 3.1. Tomando las fracciones molares de la tabla 4.1 y multiplicándolas por el flujo molar total de la tabla 4.2, se determinó independientemente el flujo de cada componente en ambas corrientes. Realizando la suma algebraica respectiva se obtuvo el flujo total venteado y aplicando el concepto de la fracción molar (ecuación 2.28) se culminó de manera definitiva la caracterización, registrándose los resultados en la tabla 4.3.

Con el propósito de validar el flujo que en operación continua y estable se emite, se empleó un software, llamado Inlibra[®], cuya licencia fue adquirida por la empresa. Este programa realiza balances de materia basados en cálculos estadísticos de reconciliación de datos; sin embargo, se utilizó como marco referencial, ya que aun se encuentra en proceso de desarrollo (Inlibra[®], 2009), y hasta ahora el programa sólo brinda confiabilidad en los resultados del balance expresados en unidades de masa, motivo por el cual sólo se reportan dichos valores en la tabla 4.3.

Todos los cálculos descritos en las secciones 3.1.1, 3.1.2 y 3.1.3 se configuraron en hojas de cálculo desarrolladas con el programa Microsoft[®] Office Excel 2007, para poder analizar con mayor facilidad las variaciones y los efectos de las variables estudiadas. Un esquema de estas se muestra en el apéndice F.

3.2 Comprobación de la disponibilidad de amoníaco necesario para el incremento de la capacidad de producción de urea

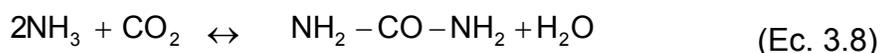
Para evitar el sub-dimensionamiento de los equipos, la propuesta de recuperación del dióxido de carbono está referida al tratamiento de la corriente generada en la condición máxima de operación del separador 12/22-V-307, cuyas características, luego de la corrección respectiva, se resumen en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Características generales de la corriente gaseosa a tratar.

Componente	Flujo				Composición (%)	
	m (kg/h)	n (kmol/h)	Q (Nm ³ /h)	m (TM/d)	Molar	Másica
CO ₂	25.324	575	12.897	608	47,98	68,36
N ₂	882	31	706	21	2,63	2,38
Ar	299	7	168	7	0,63	0,81
H ₂ O	10.537	585	13.109	253	48,77	28,45
Total	37.043	1.199	26.879	889	100	100

Esta corriente será reutilizada en las plantas de urea, incrementando la producción, y sólo se aprovechará el dióxido de carbono contenido en ella.

Para llevar a cabo la síntesis de urea líquida (sección 2.6), se requiere adicionar al reactor en conjunto con el CO₂ una cantidad proporcional de amoníaco, según la reacción química representada por la suma de las ecuaciones 2.20 y 2.21, resultando que:



Considerando lo anteriormente descrito, fue necesario determinar en qué porcentaje podría incrementarse la carga de las plantas y estudiar si existe disponibilidad de amoníaco para consumir todo el dióxido de carbono adicional. Para esto se empleó la tabla I.1, en la que se describen los flujos de las materias primas necesarias para producir una cantidad específica de urea granulada a diferentes cargas. Esta se basa en la estequiometría descrita en la ecuación 3.8, y los datos allí mostrados consideran, adicionalmente, el amoníaco en exceso que ingresa directamente al reactor de síntesis (producto de la recuperación dentro del sistema), el amoníaco proveniente de las unidades 12 ó 22 y la cantidad del compuesto urea - formaldehído (UFC-85), necesario para la granulación de la urea.

De acuerdo a la reacción 3.8, la relación molar estequiométrica NH_3/CO_2 es igual a 2. Tomando como base los $33.890 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de CO_2 para un 100% de carga (tabla I.1), adicionando los $12.897 \text{ Nm}^3/\text{h}$ disponibles (tabla 3.5) y realizando la conversión respectiva a unidades molares, se calculó el flujo másico de amoníaco necesario para convertir completamente el dióxido de carbono en urea líquida, mediante la ecuación:

$$\hat{m}_{\text{NH}_3} = \frac{Q_{\text{CO}_2}}{22,413} \cdot \text{Rel}_{\text{NH}_3/\text{CO}_2} \cdot \text{PM}_{\text{NH}_3} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

donde:

\hat{m}_{NH_3} : flujo másico de amoníaco requerido (kg/h).

Q_{CO_2} : flujo volumétrico de dióxido de carbono disponible (Nm^3/h).

$\text{Rel}_{\text{NH}_3/\text{CO}_2}$: relación molar estequiométrica amoníaco / dióxido de carbono (adimensional) = 2.

PM_{NH_3} : peso molecular del amoníaco = 17,03.

Una vez conocida la cantidad de amoníaco requerido, se procedió a verificar su disponibilidad. Para esto se consideró la capacidad máxima de producción de las plantas de amoníaco (1.800 TM/d de acuerdo a la sección 1.1), determinando el flujo másico por hora respectivo. Finalmente se estimó la cantidad de amoníaco que continuará enviándose a almacenaje (sección 2.5.10), realizando el balance de masa, dado por la siguiente ecuación:

$$\hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ total}} = \hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ urea}} + \hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ almacen}} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

donde:

$\hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ total}}$: flujo másico de amoníaco total producido en la unidad 12 ó 22 (kg/h).

$\hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ urea}}$: flujo másico de amoníaco requerido para producir urea en la unidad 11 ó 21 (kg/h).

$\hat{m}_{\text{NH}_3 \text{ almacen}}$: flujo másico de amoníaco enviado a almacenaje desde la unidad 12 ó 22 (kg/h).

Ya verificada la disponibilidad de amoníaco, se determinó la máxima capacidad de producción de urea líquida, que podría alcanzarse, si se procesan los flujos de materia prima calculados previamente. Para esto se empleó nuevamente la ecuación 3.8, considerando la relación estequiométrica molar existente entre el dióxido de carbono y la urea, desarrollándose la siguiente ecuación:

$$\hat{m}_{\text{urea liq}} = \frac{Q_{\text{CO}_2}}{22,413} \cdot \text{Rel}_{\text{urea liq}/\text{CO}_2} \cdot \text{PM}_{\text{urea liq}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

donde:

$\hat{m}_{urealiq}$: flujo másico de urea líquida a obtener (kg/h).

$Rel_{urealiq/CO_2}$: relación molar estequiométrica urea líquida / dióxido de carbono (adimensional) = 1.

$PM_{urealiq}$: peso molecular de la urea líquida = 60,06.

El resultado obtenido con la ecuación 3.11, se proyectó para determinar las toneladas métricas totales de urea líquida que se obtendrían, por día, en cada tren. Sin embargo, para estimar la capacidad de producción real de urea granulada, fue necesario considerar el aporte del compuesto UFC-85. De acuerdo al diseño, la relación UFC-85 respecto a la urea líquida es de 9,25 kg/TM (Snamprogetti S.p.A., 1999); por lo tanto, la cantidad requerida se determina a través de la ecuación:

$$\hat{m}_{UFC-85} = \frac{\hat{m}_{urealiq}}{1.000} \cdot Rel_{UFC-85/ urealiq} \quad (Ec. 3.12)$$

donde:

\hat{m}_{UFC-85} : flujo másico de urea formaldehído, UFC-85 (kg/h).

$Rel_{UFC-85/ urealiq}$: relación de UFC-85 / urea líquida = 9,25 kg/TM.

Finalmente, conociendo las cantidades totales de urea líquida y UFC-85, que ingresarían a la unidad de granulaci3n, se estimó la máxima capacidad de producción que se podría alcanzar, y en consecuencia, el incremento en el porcentaje de carga, mediante la ecuaci3n:

$$m_{urea gran} = \frac{(\hat{m}_{UFC-85} + \hat{m}_{urealiq}) \cdot 24}{1.000} \quad (Ec. 3.13)$$

donde:

$m_{\text{urea gran}}$: producción máxima de urea a alcanzar en cada tren (TM/d).

Los resultados respectivos a esta sección, se muestran en la tabla 4.5.

3.3 Desarrollo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono presente en la corriente estudiada

3.3.1 Caracterización de la corriente rica en dióxido de carbono, que se envía actualmente a las plantas de producción de urea

Como el dióxido de carbono recuperado en las plantas de amoníaco se mezclará en cada caso con la corriente que actualmente se envía a los compresores 11/21-K-101 de las plantas de urea y que proviene de los separadores 12/22-V-306, fue indispensable conocer las características de la misma. En la figura 3.6, se muestra un extracto de la figura 2.2, detallando los equipos del sistema de recuperación de condensados, en los que se despoja tanto el dióxido de carbono venteado, como el usado para la producción de urea.

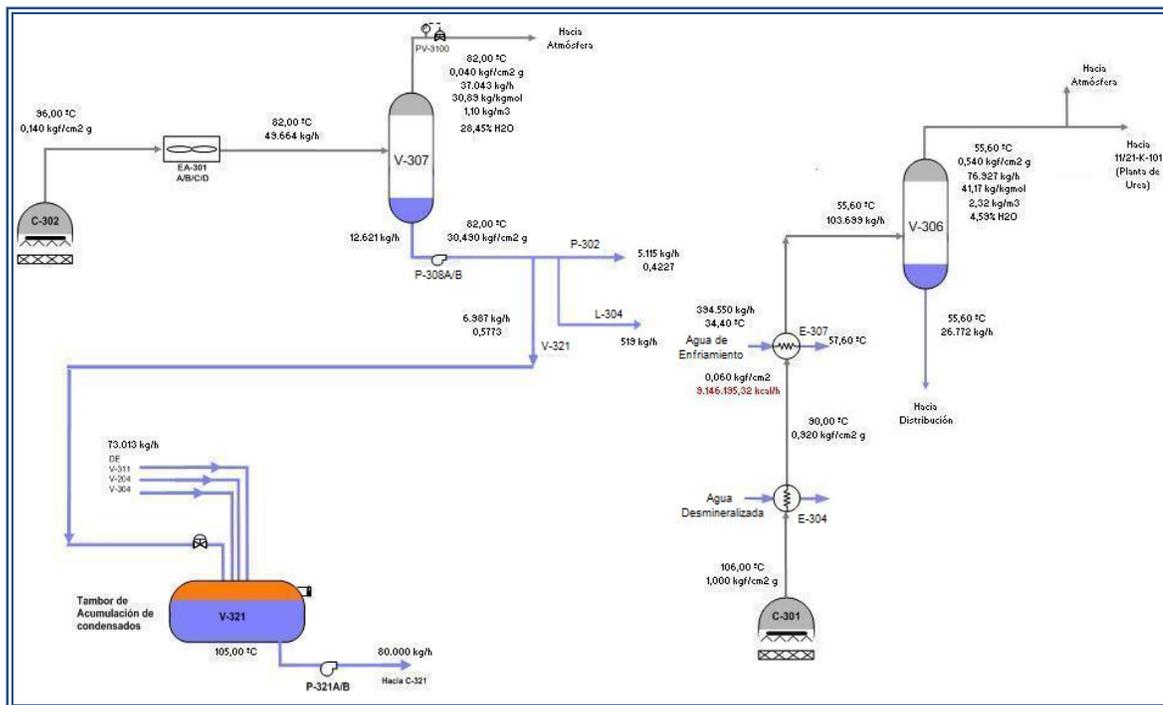


Figura 3.6. Sistema de recuperación de condensados de la unidad de remoción de dióxido de carbono en las plantas de producción de amoníaco.

A diferencia del gas proveniente de los separadores 12/22-V-307 (cuyas características se determinaron en la sección 3.1), la corriente enviada a síntesis de urea, es un parámetro de control, clave dentro del proceso productivo, ya que, al ser una de las materias primas impacta directamente en la calidad del producto final. Por este motivo es sometida a un muestreo rutinario, en el cual se determina por cromatografía su composición en base seca (tabla I.2).

En el caso del flujo, éste se mide mediante los instrumentos 11/21-FI-1022 conectados en línea con el “DCS”, sin embargo, su indicación es sólo referencial y el valor considerado como verdadero es el resultado de la

reconciliación estadística que se realiza con el software Inlibra[®] (sección 3.1.3), el cual estima la cantidad venteada para mantener constante la presión de succión del compresor.

De igual forma, mediante el empleo de este software, se obtuvieron los flujos máxicos del proceso detallado en la figura 3.6, representándose los valores en la siguiente tabla:

Tabla 3.6. Flujos máxicos del sistema de recuperación de condensados en la sección de remoción de dióxido de carbono.

Corriente	Flujo (kg/h)
Gas de salida en el tope de la C-302	45.456
Gas de salida en el tope de la C-301	103.699
Gas de venteo en la salida del 12/22-V-306	13.474
Gas desde el 12/22-V-306 hacia el 11/21-K-101	63.453
Condensados de salida del V-306	26.772
Condensados desde el 12/22-V-307 hacia el 12/22-L-304	519
Condensados desde el 12/22-V-307 hacia la succión de la 12/22-P-302	7.876
Condensados del 12/22-V-307 hacia el 12/22-V-321	5.436
Descarga de la 12/22-P-321	80.000

Como se observa en la tabla 3.5, además del dióxido de carbono, el otro componente que se encuentra en mayor proporción es el agua, por lo que la propuesta para la recuperación, partió de la premisa de eliminar la humedad hasta la cantidad mínima necesaria, para que al mezclarse con la

corriente que se alimenta al compresor 11/21-K-101, se mantengan los parámetros de la misma en especificación. Estos se muestran en la tabla 3.7, donde se comparan las condiciones de operación actual con las condiciones de diseño.

Tabla 3.7. Características de la corriente gaseosa proveniente del separador V-306.

Parámetro	Operación	Diseño ^a
Temperatura (°C)	55,60	45,00
Presión (kgf/cm ² g)	0,54	0,50
Peso molecular	41,17	42,17
Densidad (kg/m ³)	2,32	2,40
CO ₂ (% masa)	95,35	97,24
N ₂ (% masa)	0,05	0,02
H ₂ (% masa)	0,01	0,02
H ₂ O (% masa)	4,59	2,72
Flujo másico (kg/h)	76.927	71.079

Leyenda:

^a Calculados con los datos presentes en los diagramas de flujo de proceso del Apéndice I.

Los parámetros mostrados, se establecieron en función de los efectos que tienen sobre el proceso de compresión de gas (secciones 2.11.4 y E.4), siendo ésta, la limitante a la hora de seleccionar cual de las propuestas presenta la mayor factibilidad técnica. Para su obtención se empleó las hoja de diseño del equipo (figura D.1) y el historiador de las variables de proceso "PHD" El peso molecular, la densidad y el contenido de humedad se determinaron mediante el uso de la hoja de cálculo señalada en la figura F.6,

en la cual se emplea un método análogo al del 12/22-V-307 y que se encuentra descrito en la sección 3.1.2.

3.3.2 Planteamiento de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono venteado

La propuesta correspondiente, se sustenta, en el planteamiento realizado por el licenciante de la tecnología del sistema de lavado de gas “Giammarco - Vetrocoke” (figura I.1), que en rasgos generales consiste en el procesamiento de la corriente venteada en un sistema que considere el diseño de nuevos equipos, así como la reutilización de otros existentes en la planta.

Esta opción, representada gráficamente en la figura 3.7, propone tratar la corriente en una serie de equipos, teniendo como base las siguientes premisas:

Un intercambiador, denominado “intercambiador A-1” que recibe el flujo bifásico proveniente de la batería de aerofriadores 12/22-EA-301A/B/C/D, con el objetivo de condensar la mayor cantidad de vapor de agua enfriándolo hasta 45 °C, siendo ésta, la mínima temperatura que se puede alcanzar con agua de enfriamiento.

El separador 12/22-V-307, que recibe el flujo bifásico de la salida del “intercambiador A-1”, con el objeto de retirar la totalidad de los condensados formados. El flujo de condensados, se enviará al tambor de protección 12/22-V-321, para posteriormente ser procesado en la unidad de tratamiento respectiva.

Un compresor, denominado “compresor A-1” que succiona el gas saturado con vapor de agua, proveniente del separador 12/22-V-307 y eleva su presión hasta $1,0 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, para que pueda mezclarse, posteriormente, con el flujo bifásico de salida del 12/22-E-304 que opera a una presión máxima de $0,92 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$.

Luego de la mezcla de ambas corrientes (mezclador A-1), el flujo resultante, se envía al intercambiador 12/22-E-307, con el objeto de enfriar la corriente hasta $45 \text{ }^\circ\text{C}$, para propiciar la mayor formación de condensados.

El flujo bifásico que sale del 12/22-E-307, se incorpora al 12/22-V-306, con el objeto de retirar los condensados formados previamente, y a su vez permitir que el gas que sale de éste, alcance las condiciones mínimas requeridas (tabla 3.7) para que pueda ser procesada por el compresor de 11/21-K-101 de las plantas de producción de urea.

Debido a que la propuesta involucra la utilización de equipos ya existentes, se presenta, a lo largo de su desarrollo, la evaluación de los mismos y la alternativa correspondiente, de no resultar adecuados para la aplicación. Todos los cálculos descritos a continuación se configuraron en hojas de cálculo desarrolladas con el programa Microsoft® Office Excel 2007, para poder analizar con mayor facilidad las variaciones y los efectos de las variables estudiadas. Un esquema de éstas se muestra en el apéndice F.

3.3.2.1 Balance de materia y energía en el intercambiador A-1

En el intercambiador A-1 a pesar de que no ocurre una separación de fluidos en diferentes corrientes, es necesario realizar un balance de masa, debido a que el vapor de agua contenido en el flujo de alimentación, al entrar en contacto indirecto con la corriente de agua de enfriamiento, iniciará un proceso de condensación, y es indispensable conocer en qué proporción ocurre este fenómeno para determinar la cantidad de energía que se debe remover.

Primero se estableció el estado termodinámico del fluido que ingresa al intercambiador. Dado que se trata de una mezcla de componentes incondensables, como CO_2 , Ar y N_2 (tabla 3.5), más vapor de agua (H_2O), se determinó el contenido de humedad de saturación que debe tener la mezcla de gases secos mediante la hoja de cálculo mostrada en la figura F.1, empleando para este caso una temperatura de 82°C , que corresponde a la máxima condición alcanzada en la salida del intercambiador 12/22-EA-301A/B/C/D (tabla 3.2). Tal como se describió en la sección 3.1.1 este cálculo se basa en la ley de las presiones parciales (sección 2.7.1). Conocido el contenido de humedad y el flujo total se determinó la cantidad de agua que se mantiene en forma de vapor y por diferencia (ecuación 2.31) se calculó la cantidad total de agua condensada, reportándose los resultados en la tabla G.1.

Los cálculos del equilibrio líquido - gas en el punto de entrada se realizaron a una presión de $0,06 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, considerando la caída de presión máxima permitida en el EA-301A/B/C/D de $0,08 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$ (figura D.6).

Para establecer el estado termodinámico en la salida, se realizó el mismo procedimiento, con la diferencia de que los cálculos de equilibrio líquido - gas, se efectuaron a una temperatura de 45°C y a una presión de 0,04 kgf/cm²g, permitiendo una caída de presión máxima en el intercambiador A-1 de 0,02 kgf/cm²g.

Una vez definido el balance de masa, y conocidas las características del fluido a la entrada y salida del intercambiador, se procedió a realizar el balance de energía respectivo (ecuación 2.34), estableciendo una trayectoria hipotética en la que el conjunto de componentes de la mezcla gaseosa realizan su transición desde el estado final al estado inicial. La trayectoria se describe en la figura 3.8.

Dado que el conjunto CO₂, Ar y N₂, constituye una mezcla de gases incondensables, éstos experimentan únicamente un enfriamiento (ΔH_1) desde 82 °C hasta 45 °C. Este mismo fenómeno (ΔH_2) lo experimenta el agua que se mantiene en forma de vapor dentro del intercambiador. En cambio, buena parte del agua condensa (ΔH_3) inicialmente a 82 °C, para luego enfriarse (ΔH_4) en estado líquido hasta 45 °C. El flujo de agua que ingresa en forma líquida al equipo, se mantiene en esta condición hasta alcanzar los 45 °C presentes en la salida (ΔH_5).

El flujo de calor que se debe retirar durante el proceso de condensación, es una función del calor latente respectivo, teniéndose que:

$$\Delta H_{\text{cond}} = \dot{m} \cdot \lambda_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

donde:

ΔH_{cond} : flujo de calor de condensación (kcal/h).

\dot{m} : flujo másico de la sustancia que condensa (kg/h).

λ_{cond} : calor latente de condensación (kcal/kg).

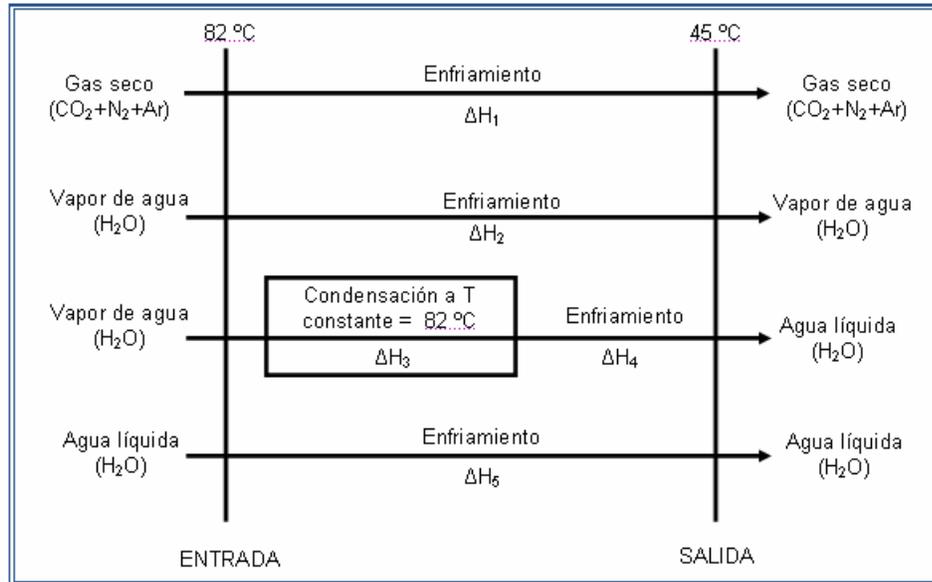


Figura 3.8. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el fluido lado proceso del intercambiador A-1.

Los calores de enfriamiento de las sustancias, son considerados calores sensibles, y se determinaron mediante el uso de la siguiente ecuación:

$$\Delta H_i = \dot{m} \cdot \int_{T_1}^{T_2} C_p \cdot dT \quad (\text{Ec. 3.15})$$

donde:

ΔH_i : flujo de calor sensible (kcal/h).

\dot{m} : flujo másico de la sustancia que se enfría (kg/h).

T_1 : temperatura de entrada del fluido lado proceso (°C).

T_2 : temperatura de salida del fluido lado proceso (°C).

C_p : capacidad calorífica a presión contante (kcal/kg °C), tomada de la tabla C.1, considerando el polinomio en función de la temperatura correspondiente.

Para el cálculo del calor sensible de la mezcla de gases incondensables, la

integral del C_p , se desarrolló, aplicando el criterio definido en la ecuación 3.6, pero empleando la fracción másica de los componentes, en lugar de la fracción molar.

Luego de calculados los cambios de entalpia correspondientes, el calor total que debe ser removido del fluido de proceso se determinó mediante la suma de los calores individuales correspondientes a cada trayectoria supuesta, reportándose los resultados en la tabla G.2.

Para conocer el requerimiento de agua de enfriamiento, se consideró que no existían pérdidas de calor al ambiente, por lo que todo el calor que desprende el fluido lado proceso es absorbido por el agua, despejándose de la siguiente ecuación el flujo másico correspondiente:

$$Q_{\text{proceso}} = Q_{\text{CW}} = \dot{m}_{\text{CW}} \cdot \int_{t_1}^{t_2} C_p \cdot dT \quad (\text{Ec. 3.16})$$

donde:

Q_{proceso} : calor desprendido por el fluido de proceso (kcal/h).

Q_{CW} : calor absorbido por el agua de enfriamiento (kcal/h).

\dot{m}_{CW} : flujo másico del agua de enfriamiento (kg/h).

C_p : capacidad calorífica del agua a presión contante (kcal/kg·°C), tomada de la tabla C.1, considerando el polinomio en función de la temperatura correspondiente.

t_1 : temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C).

t_2 : temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C).

El flujo obtenido se reportó en la tabla G.2. El calor de condensación para el agua a las condiciones dadas se tomó de la tabla B.1. Las

ecuaciones respectivas se configuraron en las hojas de cálculo mostradas en las figuras F.7 y F.8.

3.3.2.2 Evaluación del separador 12/22-V-307

En el separador 12/22-V-307, ocurre la división de las fases formadas en el intercambiador A-1 a una temperatura de 45 °C y una presión de 0,04 kgf/cm²g, por lo que el balance de materia corresponde al cálculo realizado en la sección anterior, quedando reportados los valores conjuntamente en la tabla G.1. Es importante señalar que para los cálculos de condensación se supone que todo el dióxido de carbono permanece en la fase gas, ya que a las condiciones de diseño, su solubilidad en agua es muy pequeña (Perry, 1992), y por ende resulta despreciable; por lo tanto la fase líquida está constituida en su totalidad por agua.

Por efecto de la propuesta planteada, la temperatura de operación del V-307, disminuye en relación a la de su diseño (figura D.2), trayendo como consecuencia la formación de un mayor volumen de condensados. Esta situación genera la necesidad de evaluar el desempeño del separador para las nuevas condiciones operativas.

En primer lugar debe determinarse la velocidad del flujo de gas en el interior de tambor y compararla con la velocidad permisible para este tipo de servicio (sección E.2). Para calcular la velocidad del gas es necesario conocer el área transversal del separador, empleando la ecuación E.16, donde el diámetro interno se obtiene de la figura D.2. Una vez conocido este parámetro se determina la velocidad mediante la siguiente ecuación:

$$Vr_{\text{Gas}} = \frac{Q_G}{3600 \cdot A_{\text{Tseparador}}} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

donde:

Vr_{Gas} : velocidad real del gas en el separador (m/s).

$A_{\text{Tseparador}}$: área de sección transversal del separador (m²).

Q_G : flujo volumétrico de gas (m³/h).

El flujo volumétrico requerido, se calcula dividiendo el flujo másico de gas en la salida del separador (tabla G.1), entre la densidad de la fase gaseosa calculada con la ecuación 3.7 y aplicada a las condiciones correspondientes del proceso.

La velocidad permisible, Vc'_{gas} , es un porcentaje de la velocidad crítica (ecuación 2.37), y para su estimación se deben considerar los criterios de la carga líquida, Q_L' , (ecuación E.14). Como la carga líquida calculada (tabla 3.8) es mayor de $0,68 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2$ de área horizontal del separador, la velocidad permisible queda definida por:

$$Vc'_{\text{gas}} = 100\% \cdot Vc_{\text{gas}} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

La velocidad crítica, a la vez, es función del factor de diseño de la velocidad del gas, K , el cual depende de la tasa de flujos másicos, R_M (ecuación E.13), que para este caso particular, está comprendida en el rango de 0,1 a 1 (tabla 3.8) y por lo tanto el valor de K es igual a 0,0762 m/s. Los resultados de la velocidad crítica, permisible y real del gas en el separador se reportan en la tabla 4.7.

En segundo lugar, se evaluó el posible arrastre de líquido en la boquilla de entrada del recipiente. Para esto, se determinó la velocidad real de la mezcla, V_{rE} , empleando la ecuación 3.17, pero utilizando el área transversal y flujo volumétrico de la boquilla de alimentación. El diámetro correspondiente se tomó de la figura D.2 y la densidad respectiva se calculó empleando las ecuaciones E.23 y E.24.

La velocidad real de la mezcla de entrada se comparó con la velocidad máxima permisible en el mismo punto, V_E , (ecuación E.21). La tensión superficial del líquido, σ , y la viscosidad del gas, μ , se obtuvieron del apéndice C, y el factor de disipación de la velocidad de chorro, f ; se obtuvo de acuerdo a lo descrito en la figura E.2, considerando la distancia x igual al diámetro de la boquilla, siendo éste el criterio para separadores verticales de boquilla simple (PDVSA, 1995). Los resultados de la velocidad máxima permisible, y la velocidad real del flujo bifásico que ingresa el separador se reportan en la tabla 4.7.

Para finalizar la evaluación del V-307, se determinó el comportamiento de la fase líquida. En esta etapa se estimó el tiempo de residencia del líquido en el separador entre los niveles alto (NAL) y bajo (NBL) señalados en la figura E.1 y se comparó con el indicado en la tabla E.2 para servicios específicos. Se empleó la siguiente expresión, derivada de la ecuación E.17:

$$t_R = \frac{(V_{NAL} - V_{NBL}) \cdot 60}{Q_L} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

donde:

t_R : tiempo de residencia en operación normal (min).

Q_L : flujo volumétrico de líquido (m^3/h).

V_{NAL} : volumen en el punto de nivel alto de líquido (m^3).

V_{NBL} : volumen en el punto de nivel bajo de líquido (m^3).

Los volúmenes NAL y NBL, se determinaron considerando las alturas respectivas indicadas de la hoja de diseño (figura D.2). Igualmente se determinó el tiempo de residencia para el flujo volumétrico de la fase líquida establecido en el diseño, con el objeto de tener otro patrón de comparación al momento de desarrollar la evaluación respectiva. Los resultados correspondientes se reportaron en la tabla 4.7.

Tabla 3.8. Parámetros empleados para la evaluación del 12/22-V-307.

Parámetro	Magnitud
A_T separador (m^2)	3,14
A_T boquilla (m^2)	0,40
ρ_{Gas} (kg/m^3)	1,63
$\rho_{líquido}$ (kg/m^3)	990
ρ_{Mezcla} (kg/m^3)	2,92
$\sigma_{líquido}$ (mN/m)	68,6
μ_{Gas} (mPa·s)	$1,48 \cdot 10^{-2}$
Q_G (m^3/h)	16.992
Q_L (m^3/h)	22,3
Q_M (m^3/h)	17.014
R_M	0,798
K (m/s)	0,0762
Q_L' ($m^3/s \cdot m^2$)	$1,97 \cdot 10^{-3}$
f	0,91
V_{NAL} (m^3)	2,98
V_{NBL} (m^3)	2,04

3.3.2.3 Evaluación del tambor de protección 12/22-V-321

Como se indica en la sección 4.3.1.2, la utilización del separador 12/22-V-307 resulta factible para la condición propuesta. En función a esto, se procedió a evaluar si el tambor de protección 12/22-V-321 se encontraba en capacidad de recibir el exceso de condensado de proceso generado (producto del enfriamiento en el intercambiador A-1), y de esta manera, poder enviarlo a la unidad de tratamiento respectiva.

En primera instancia, fue necesario determinar el nuevo flujo másico de entrada al V-321, tomando como base las relaciones de los flujos que salen del V-307 (tabla 3.6) en la operación actual. El balance de masa, basado en la figura 3.7, es el siguiente:

$$\hat{m}_{V-321} = \hat{m}_{\text{proceso}} + \hat{m}_{V-307} - \hat{m}_{L-304} - \hat{m}_{P-302} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

donde:

\hat{m}_{V-321} : flujo másico total que entra al V-321 (kg/h).

\hat{m}_{proceso} : flujo másico que entra al V-321 desde otras etapas del proceso (kg/h).

\hat{m}_{V-307} : flujo másico de salida del V-307 (kg/h) (tabla G.1).

\hat{m}_{L-304} : flujo másico hacia el L-304 desde el V-307 (kg/h).

\hat{m}_{P-302} : flujo másico hacia la P-302 desde el V-307 (kg/h).

El flujo que se envía hacia el L-304 forma parte de un lazo de control que no se ve afectado por el proceso propuesto, y el mismo permanece constante respecto a la condición actual (519 kg/h); en cambio el que se envía hacia la succión de la P-302 depende de la filosofía de control de nivel

del propio V-307; por lo tanto, seguirá enviándose en cantidades proporcionales respecto al recibido por el V-321. En la tabla 3.9 se muestran los parámetros empleados en la resolución del balance de materia.

Tabla 3.9. Parámetros empleados para la evaluación del 12/22-V-321.

Parámetro	Magnitud
\hat{m}_{proceso} (kg/h)	73.013
$\hat{m}_{\text{P-302}}$ (kg/h)	9.100
$\hat{m}_{\text{V-321}}$ (kg/h)	85.444
T Operación (°C)	105
P Operación (kgf/cm ² g)	25,0
$\rho_{\text{líquido}}$ (kg/m ³)	954
Q _L (m ³ /h)	89,6
V _{Total} (m ³)	8,98

Una vez conocido el flujo de alimentación al V-321, de acuerdo a lo descrito en la sección 2.11.5, es necesario determinar el tiempo que tarda en llenarse la mitad del volumen total del tambor, empleando la ecuación 2.39. Dicho volumen (tabla 3.9) se calculó con el diámetro interno y la longitud tangente - tangente leídos en la hoja de diseño (figura D.4). Finalmente el tiempo de llenado se obtuvo mediante una expresión análoga a la ecuación 3.19.

Como patrón adicional de comparación, se determinó el tiempo de llenado en las condiciones de diseño, tomando el flujo másico y la densidad del líquido reportados en la figura D.4. Los resultados de esta sección, se muestran la tabla 4.8.

3.3.2.4 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-1

Para determinar la potencia requerida por el compresor A-1 se empleó la metodología de cálculo descrita en la sección E.4.

Como la evaluación del 12/22-V-307, arrojó resultados positivos (sección 4.3.1.2), la presión y temperatura de succión, corresponden a la nueva presión y temperatura de operación del separador.

La presión de descarga se estableció en $1,00 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, dado que el punto del proceso, en el que se alimentará el gas comprimido, se encuentra a $0,92 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, permitiéndole de esta forma al fluido tener una caída de presión de $0,08 \text{ kgf/cm}^2$ en toda la trayectoria.

Debido a que la presión de succión y de descarga presentan valores levemente superiores a la presión atmosférica (máximo $2,0 \text{ kgf/cm}^2$) y aunado a que el gas está constituido principalmente por componentes no polares, el proceso de compresión puede modelarse considerando el sistema como una mezcla de gases ideales.

Ya que se trata de una estimación inicial de la potencia requerida en el proceso, el método isentrópico tiene elevada aplicación, por lo que inicialmente se determinó la carga adiabática de la máquina mediante la ecuación E.65. Posteriormente se calculó la potencia de compresión del gas a través de la ecuación E.66.

Para determinar la temperatura de descarga (ecuación E.67) y la potencia desarrollada realmente en el compresor (ecuación E.68), fue

necesario establecer la eficiencia isentrópica. Se sabe, que de forma general, para los compresores que manejan relaciones de presión superiores a los 1,50, la eficiencia es de aproximadamente 70% (Walas, 1990), siendo ésta una buena estimación para cálculos preliminares.

Tabla 3.10. Parámetros empleados para determinar la potencia requerida por el compresor A-1.

Parámetro	Magnitud
Flujo másico (kg/h)	27.615
Presión de succión (kgf/cm ² g)	0,04
Presión de descarga (kgf/cm ² g)	1,00
Relación de presión	1,89
Temperatura de succión (°C)	45,0

Tabla 3.10. Parámetros empleados para determinar la potencia requerida por el compresor A-1. (Continuación).

Parámetro	Magnitud
Relación de capacidades caloríficas	1,29
Eficiencia isentrópica (%)	70,0
Eficiencia mecánica (%)	95,0

Por otra parte fue necesario establecer la eficiencia mecánica con el objeto de determinar la potencia que debe ser suministrada a la máquina para que cumpla con los requerimientos del proceso, siendo un porcentaje típico para la mayoría de los compresores 95% (tabla E.9).

Finalmente, se determinó la temperatura de rocío del gas de salida con el objeto de verificar su estado termodinámico, empleando para ello la hoja

de cálculo mostrada en la figura F.1. Un compendio de los datos empleados se muestra en la tabla 3.10. Los resultados correspondientes se reportaron en la tabla G.3.

3.3.2.5 Balance de materia y energía en el mezclador A-1

El mezclador A-1, representa un punto de convergencia o unión de dos corrientes del sistema propuesto (figura 3.7). La primera, es la correspondiente a la salida del compresor A-1 y que se caracterizó en la sección 3.3.2.4. La segunda, proviene de la salida del E-304, y de acuerdo al diseño (figura 3.6), ingresa directamente al E-307. Para poder realizar el balance de materia y energía respectivo, fue necesario caracterizar dicha corriente.

El flujo de gases secos (CO_2 , H_2 y N_2) que circula por el E-304, corresponde al mismo que sale del V-306 (sección 3.3.1), y por balance de masa se le adiciona el vapor y el agua líquida que salen de dicho separador (tabla 3.6); sin embargo se encuentra a diferentes condiciones de presión y temperatura ($0,92 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$ y $90 \text{ }^\circ\text{C}$; según datos de PHD); por lo tanto, se determinó en primera instancia, el estado termodinámico del mismo y el porcentaje de vapor de agua de saturación que posee, utilizando la hoja de cálculo mostrada en la figura F.6. En la tabla 3.11 se muestran los flujos de entrada al mezclador A-1 y sus composiciones respectivas.

Una vez caracterizada cada corriente, se procedió a realizar el balance de masa respectivo, tanto global como por componentes (ecuación 2.32), reportándose los resultados en la tabla G.4. Sin embargo, la relación de fases debe ser definida en función del estado termodinámico del fluido, siendo proporcionado por el balance de energía.

Como la corriente de salida del mezclador ingresará al E-307, es clave para la evaluación de este intercambiador, determinar la temperatura resultante del fluido. Para esto se planteó el balance de energía correspondiente a un proceso de mezclado adiabático, quedando que:

$$\bar{Q} = \Delta H = (m_{E-304} \cdot H_{E-304}) + (m_{CA-1} \cdot H_{CA-1}) - (m_{MA-1} \cdot H_{MA-1}) = 0 \quad (\text{Ec. 3.21})$$

donde:

E-304: subíndice referido a la corriente de entrada desde el 12/22-E-304.

C_{A-1}: subíndice referido a la corriente de entrada desde el compresor A-1.

M_{A-1}: subíndice referido a la corriente de salida del mezclador A-1.

m: flujo másico de la corriente (kg/h).

H: entalpía específica de la corriente (kcal/kg).

Tabla 3.11. Características de las corrientes que ingresan al mezclador A-1.

Comp.	Flujos de entrada (kg/h)				Composición másica (%)			
	Desde 12/22-E-304			Desde Compresor A-1	Desde 12/22-E-304			Desde Compresor A-1
	Total	G	L		Total	G	L	
CO ₂	73.347	73.347	0	25.324	70,72	80,80	0,00	91,71
N ₂	37	37	0	880	0,04	0,04	0,00	3,19
H ₂	9	9	0	0	0,01	0,01	0,00	0,00
Ar	0	0	0	299	0,00	0,00	0,00	1,08
H ₂ O	30.306	17.392	12.914	1.109	29,23	19,15	100	4,02
Total	103.699	90.785	12.914	27.615	100	100	100	100
Rel. G-L (%)	-	87,55	12,45	100	-	-	-	-
T (°C)	90,0			115,2	-	-	-	-
P (kgf/cm ² g)	0,92			1,0	-	-	-	-

Leyenda:

Comp.: componentes; G: fase gas; L: fase líquida; Rel. G-L: Relación de fases gas – líquido;
T: temperatura (°C); P: presión (kgf/cm²g).

Para encontrar una solución a la ecuación 3.21, es indispensable establecer un punto de referencia para el cálculo de las entalpías específicas, pero por tratarse de flujos multicomponentes y bifásicos, resulta complejo establecer con certeza, un estado termodinámico referencial. No obstante, la corriente de salida del mezclador A-1 posee todos los componentes presentes en el sistema (tabla G.4), por lo que su capacidad calorífica está relacionada directamente con la propiedad equivalente de cada una de las corrientes de alimentación. Debido a esto, se seleccionó como punto de referencia la temperatura de rocío del fluido de salida del mezclador, la cual se determinó usando los resultados del balance global de la tabla G.4 y aplicándolos a la hoja de cálculo mostrada en el apéndice F.6. Un diagrama de la trayectoria hipotética planteada se presenta en la figura 3.9.

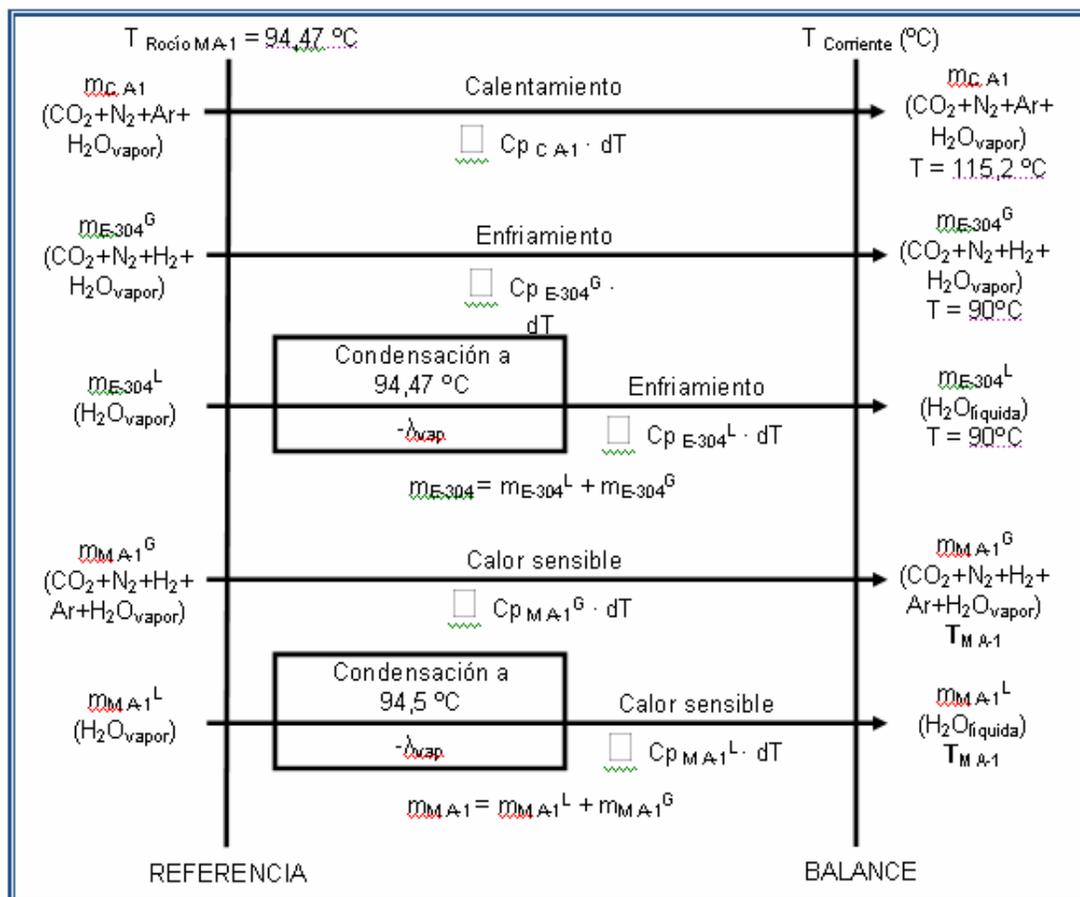


Figura 3.9. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el mezclador A-1.

En la figura 3.9, los flujos indicados como $m_{E,304}^G$ y $m_{M,A1}^G$, representan la fase gaseosa (gas seco / vapor de agua) de cada corriente, mientras que $m_{E,304}^L$ y $m_{M,A1}^L$, representan la fase líquida (condensado de vapor de agua). Los calores sensibles y calores latentes de condensación se dan por las ecuaciones 3.15 y 3.14, respectivamente, tomando los polinomios de la capacidad calorífica indicados en la tabla C.1.

En el planteamiento de la trayectoria hipotética de la figura 3.9, es necesario para la determinación de la entalpía específica de la fase líquida, incluir el calor de condensación, dado que la referencia es vapor saturado a las mismas condiciones de presión y temperatura. Igualmente se supone que la corriente de salida del mezclador podría ser bifásica, dado que el aporte en términos de flujo, de la corriente proveniente del E-304, es mucho mayor que la del compresor A-1.

La solución al balance de energía, se logra suponiendo valores de la temperatura de la corriente de salida del mezclador A-1, $T_{M A-1}$, hasta que se satisfaga la ecuación 3.21. Para el caso particular, se empleó la hoja de cálculo mostrada en la figura F.10, donde automáticamente se desarrolló el proceso iterativo. Los resultados respectivos se reportan en la tabla G.4.

3.3.2.6 Evaluación del intercambiador 12/22-E-307

Como se indicó en la sección 3.3.2, la corriente de salida del mezclador A-1 ingresará al 12/22-E-307, con el propósito de ser enfriada hasta 45 °C. Dado que este equipo ya se encuentra instalado en planta, es necesario verificar si se puede utilizar para satisfacer el servicio deseado.

En primer lugar, se identificaron las condiciones actuales de operación; las temperaturas y presión de salida lado proceso se obtuvieron mediante PHD, y las presión y temperatura lado agua de enfriamiento, así como las presión lado proceso se midieron a través los manómetros locales y el uso de un medidor portátil infrarrojo de temperatura (tabla I.3), resumiéndose los datos en la siguiente tabla:

Tabla 3.12. Condiciones promedio de la operación actual del intercambiador E-307.

Parámetro	Lado proceso		Lado agua de enfriamiento	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Temperatura (°C)	90,00	55,6	34,4	57,6
Presión (kgf/cm ² g)	0,92	0,54 ^a	4,50	3,80

Leyenda:

^a Corresponde al promedio de la presión de operación actual del 12/22-V-306 (figura 3.6).

Conocidas las condiciones de la tabla 3.12, se procedió a realizar el balance de masa respectivo, aplicando el procedimiento descrito para el intercambiador A-1 en la sección 3.3.2.1, pero empleando, en este caso, la composición base seca del gas de salida del V-306 y el flujo total de salida en el tope de la 12/22-C-301 (tabla 3.6), con el propósito de determinar la relación de fases gas - líquido en cada punto. Los resultados se muestran en la tabla G.5.

De igual forma se definió el balance de energía, señalado en la figura 3.10 (a), para determinar la carga térmica actual que se retira en el intercambiador.

Los calores latentes y sensibles se determinaron a través de las ecuaciones 3.14 y 3.15, respectivamente. Luego de conocida la carga térmica, se calculó el flujo de agua de enfriamiento que circula en el

intercambiador a través de la ecuación 3.16. Los resultados se reportaron en la tabla G.6.

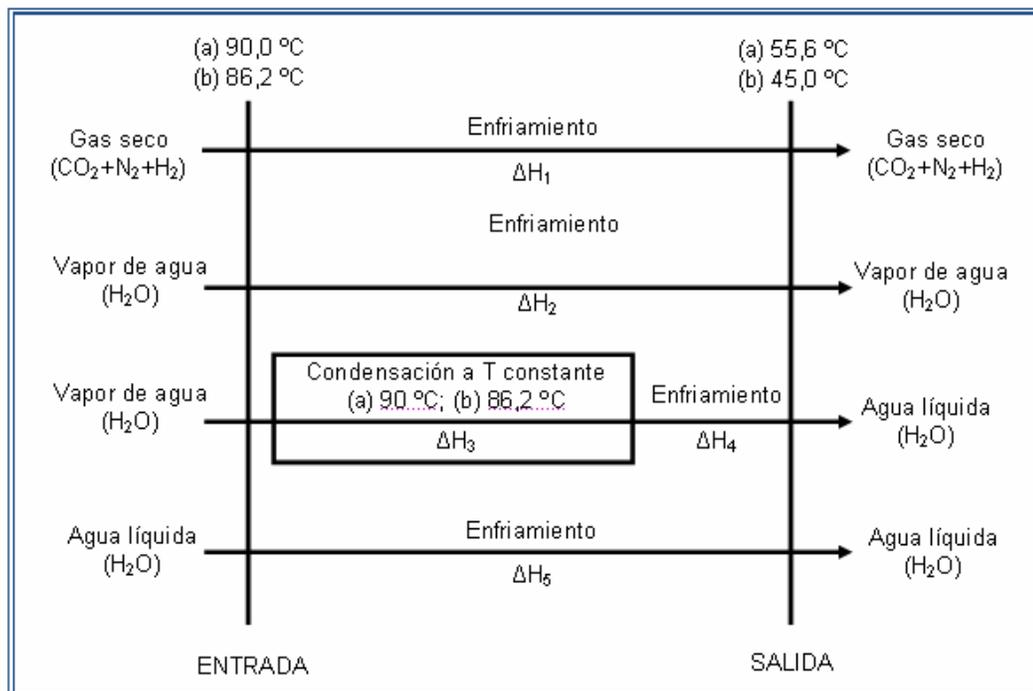


Figura 3.10. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía (lado proceso) del Intercambiador 12/22-E-307
(a) Operación actual (b) Sistema propuesto.

Una vez determinado el flujo de agua, se procedió a evaluar el E-307 para la condición de proceso del sistema propuesto. Los balances de masa y energía se realizaron para el cambio de estado que sufre el fluido de salida del mezclador A-1, desde 0,92 kgf/cm²g y 86,2 °C hasta 0,54 kgf/cm²g y 45 °C.

De igual forma se definió el balance de energía, señalado en la figura 3.10 (b), para determinar la carga térmica actual que se retira en el

intercambiador y posteriormente calcular la temperatura de salida del agua de enfriamiento, mediante el despeje respectivo en la ecuación 3.16 (figura F.14). Los resultados se reflejaron en las tablas G.7 y G.8.

Para verificar, si el intercambiador es capaz de retirar la carga térmica indicada, se determinó el área de transferencia de calor limpia requerida, basado en lo descrito en el apéndice E.3, y reordenando la ecuación 2.38:

$$A = \frac{Q}{U_C \cdot \Delta T_e} \quad (\text{Ec. 3.22})$$

donde:

Q: carga calórica del 12/22-E-307 (kcal/h).

U_C : coeficiente global de transferencia de calor limpio (kcal/h·m²·°C).

A: área requerida para la transferencia de calor (m²).

ΔT_e : diferencia efectiva de temperaturas (°C).

El coeficiente U_C , se obtuvo aplicando el siguiente procedimiento:

1. Se determinó el nuevo coeficiente de transferencia de calor para el agua de enfriamiento (lado tubos), mediante la ecuación 3.23, siendo ésta la correlación de Eagle y Ferguson (Sinnott, 1999), representada gráficamente en la figura E.5:

$$h_{i_{\text{Propuesta}}} = \frac{3.614 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T_{CW}) \cdot v_{CW}^{4/5}}{d_i^{1/5}} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

donde:

$h_{i_{\text{Propuesta}}}$: coeficiente de transferencia de calor lado agua de enfriamiento, para el sistema propuesto (kcal/h·m²·°C).

T_{CW} : promedio de la temperatura del agua de enfriamiento entre la entrada y la salida del E-307 ($^{\circ}\text{C}$).

d_i : diámetro interno de los tubos del E-307 (mm).

v_{CW} : velocidad de flujo del agua de enfriamiento en el interior de los tubos (m/s).

2. Se calculó el nuevo coeficiente de transferencia de calor para el proceso (lado coraza), que resulta del cociente de la ecuación E.54, aplicada para la condición de diseño (figura D.5) y la condición propuesta, quedando que:

$$\frac{h_{o_{\text{Propuesta}}}}{h_{o_{\text{Diseño}}}} = \left(\frac{m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{Diseño}}}}{m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{Propuesta}}}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Ec. 3.24})$$

donde:

$h_{o_{\text{Propuesta}}}$: coeficiente de transferencia de calor lado proceso, para el sistema propuesto ($\text{kcal}/\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$).

$h_{o_{\text{Diseño}}}$: coeficiente de transferencia de calor lado proceso, para el diseño ($\text{kcal}/\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$).

$m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{Propuesta}}}$: flujo másico del vapor que condensa en el lado proceso para el sistema propuesto (kg/h).

$m_{\text{H}_2\text{O}_{\text{Diseño}}}$: flujo másico del vapor que condensa en el lado proceso para diseño (kg/h).

En este paso, se supuso que las propiedades físicas del flujo que ingresa al E-307 en el sistema propuesto, son similares a las de la condición actual de operación, fundamentándose en el hecho de que la composición de

ambas corrientes (tablas G.5 y G.7) es para fines prácticos muy similar (26% H₂O, 73% CO₂ y 1% otros gases).

La ecuación E.54, es aplicable para condensación de vapores puros, pero para el caso en estudio se tiene una mezcla de gases no condensables con vapor de agua; no obstante; al observar las cargas térmicas de las tablas G.6 y G.8, se tiene que el mayor aporte energético, está dado por la condensación del vapor de agua puro, por lo que emplear la ecuación mencionada para estimar el coeficiente de transferencia de calor, constituye una buena aproximación para fines prácticos.

3. Con la ecuación E.36 se determinó el coeficiente global de transferencia de calor, despreciando la resistencia que ofrece la pared de los tubos, dada su alta conductividad del material (leída en la figura D.5).

La diferencia efectiva de temperaturas (sección E.3.5), debe determinarse en función del balanceo de las cargas térmicas distribuidas en diferentes intervalos de temperatura (ecuación E.61), ya que se trata de la condensación de un vapor en una mezcla de gases no condensables y la expresión para la media logarítmica de temperaturas no es de total aplicabilidad (ecuación E.28). No obstante, como se dispone de la hoja de diseño del intercambiador, se determinó la relación existente entre los resultados obtenidos por ambas ecuaciones. Dicha relación se aplicó para las condiciones del sistema propuesto. Un resumen de los datos empleados para la evaluación se presenta en la tabla 3.13.

Tabla 3.13. Parámetros de diseño y variables utilizadas para la evaluación del intercambiador 12/22-E-307.

Parámetro	Magnitud ^a
$h_{o_{\text{Diseño}}}$ (kcal/h·m ² ·°C)	935
$m_{H_2O \text{ Diseño}}$	10.145
ΔT_e (°C)	25,1
ΔT_{ml} (°C)	20,9
Relación $\Delta T_e / \Delta T_{ml}$ (adimensional)	1,20
Área instalada (m ²)	854
d_i (mm)	17,4
T_{CW} (°C)	48,5
v_{CW} (m/s)	0,78

Leyenda: ^a Obtenidos de la hoja de diseño del equipo (figura D.5).

Finalmente se determinó el factor de obstrucción, R_d (ecuación E.37), para la nueva condición, resaltando el porcentaje de área de ensuciamiento disponible. En la tabla 4.9 se reportan los resultados de la evaluación respectiva.

3.3.3 Redefinición de la propuesta planteada para la recuperación del dióxido de carbono venteado

De acuerdo a lo indicado en la sección 4.3.1.4, el intercambiador 12/22-E-307 no resultó apto para el servicio requerido, por lo tanto fue necesario replantear la propuesta original (sección 3.3.2) e incluir un intercambiador de calor adicional, con el propósito de recuperar efectivamente el dióxido de

carbóno venteado. El nuevo proceso (figura 3.11), se modifica desde el aparte 3 de la sección 3.3.2, quedando constituido por los siguientes equipos:

1. Un compresor, denominado “compresor A-2” que succiona el gas saturado con vapor de agua, proveniente del separador 12/22-V-307 y eleva su presión hasta $0,95 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, para que pueda mezclarse, posteriormente, con el flujo bifásico de salida del 12/22-E-307.
2. Un intercambiador, denominado “intercambiador A-2” que recibe el gas de salida del “compresor A-2” y lo enfría hasta $45 \text{ }^\circ\text{C}$, con el objetivo de alcanzar la temperatura, que tiene por diseño, el fluido que se alimenta al separador 12/22-V-306 y que sale del 12/22-E-307, propiciando la formación de condensados de vapor de agua presente en la corriente. Para esto emplea agua de enfriamiento en el rango de $35 \text{ }^\circ\text{C}$ a $45 \text{ }^\circ\text{C}$.
3. Un punto de unión, llamado “mezclador A-2” que recibe los flujos provenientes tanto del “intercambiador A-2”, como del 12/22-E-307 para posteriormente ingresar al 12/22-V-306, con el objeto de retirar los condensados formados previamente, y a su vez permitir que el gas que sale de éste, alcance las condiciones mínimas requeridas (tabla 3.7) para que pueda ser procesada por el compresor de 11/21-K-101 de las plantas de producción de urea.

3.3.3.1 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-2

El “compresor A-2”, no es más que un equipo alternativo al “compresor A-1”, cuya principal diferencia es la presión de descarga, siendo para este caso menor, e igual a $0,95 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$. Esta diferencia se establece, debido a que en el nuevo planteamiento, el punto donde converge la corriente de salida, está ubicado aguas abajo del 12/22-E-307, que tiene por diseño una

presión máxima de 0,89 kgf/cm²g (figura D.5), permitiéndole de esta forma al fluido tener una caída de presión de 0,06 kgf/cm² en toda la trayectoria.

Tabla 3.14. Parámetros empleados para determinar la potencia requerida por el compresor A-2.

Parámetro	Magnitud
Presión de descarga (kgf/cm ² g)	0,95
Relación de presión	1,85
Relación de capacidades caloríficas	1,27

Por lo tanto, los cálculos asociados son análogos a los descritos en la sección 3.3.2.4, manteniéndose el mismo criterio para la definición de las eficiencias de compresión. En la tabla 3.14 se presentan los parámetros correspondientes y que difieren del compresor A-1. Los resultados se reportaron en la tabla G.9.

3.3.3.2 Balance de materia y energía en el intercambiador A-2

En el intercambiador A-2, ocurre un fenómeno termodinámico similar al descrito para el intercambiador A-1 y para el 12/22-E-307, ya que, el fluido circulante consiste en una mezcla de gases secos más vapor de agua condensable. No obstante, la diferencia principal que tiene este equipo respecto a los otros, es que el fluido de alimentación se encuentra por encima de su punto de saturación, es decir, como gas sobrecalentado (tabla G.9), por lo tanto, para realizar el balance de energía será necesario adicionar un calor sensible de enfriamiento a toda la masa del vapor de agua que condensará (ΔH), cuando alcance su temperatura de rocío. Las trayectorias hipotéticas se describen la figura 3.12.

Respecto al balance de masa, la relación de fases no cambia hasta que se inicia la condensación, por lo que a partir de este punto la composición de las fases líquida y gaseosa se determina según el procedimiento descrito en la sección 3.3.2.1, aplicado a las condiciones de proceso respectivas. Los resultados se reportan en las tablas G.10 y G.11.

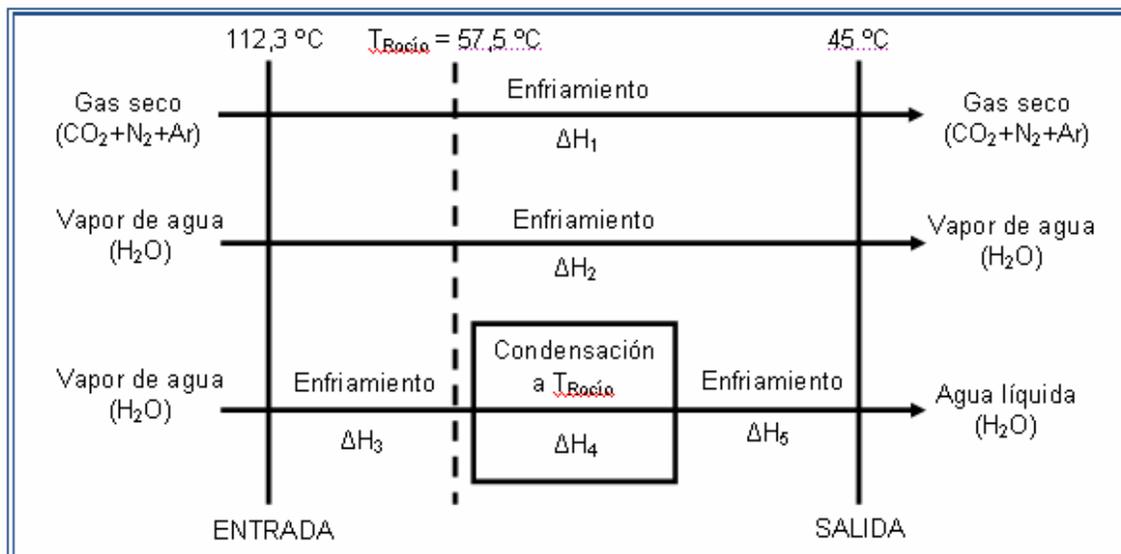


Figura 3.12. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el fluido lado proceso del intercambiador A-2.

3.3.3.3 Balance de materia y energía en el mezclador A-2

El desarrollo de los balances de materia y energía correspondientes al mezclador A-2, parte de las mismas premisas establecidas para el mezclador A-1 (sección 3.3.2.5), dado que se trata de los mismos componentes, con la salvedad, de que en este caso ambas corrientes presentan flujo bifásico.

Las características de los fluidos que se mezclan se muestran en las tablas G.10 y G.7, para el flujo de salida del intercambiador A-2 y del 12/22-E-307, respectivamente, reportándose el resultado del balance de masa en la tabla G.12.

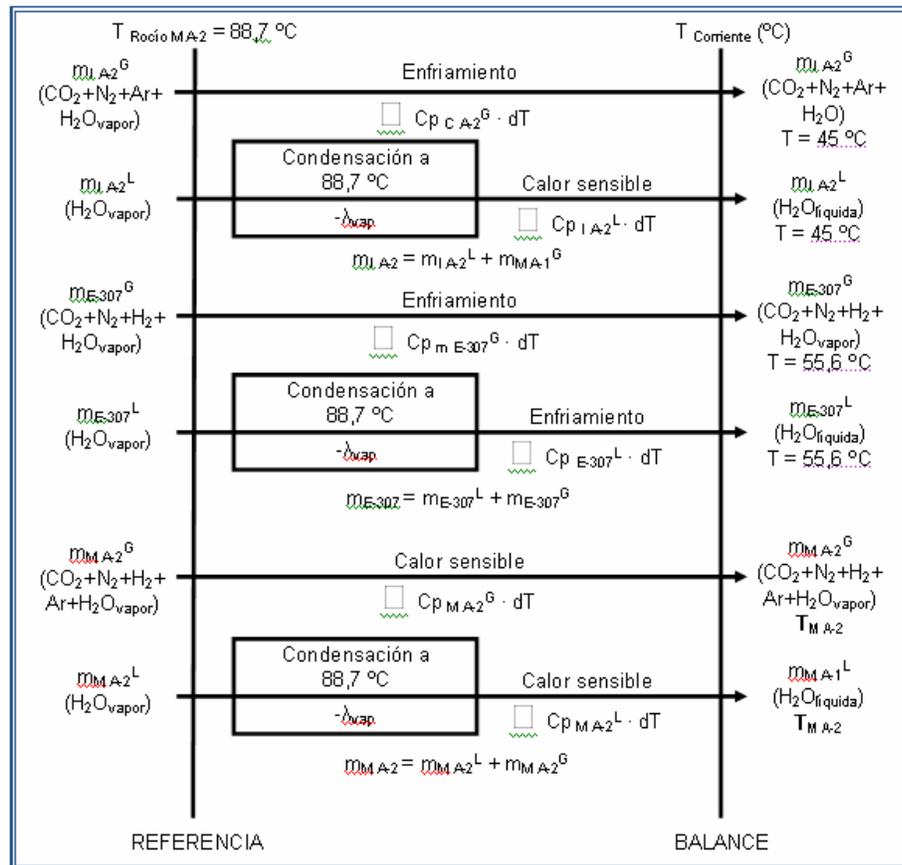


Figura 3.13. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el mezclador A-2.

Al plantear el balance de energía para determinar la temperatura resultante del proceso de mezclado, T_{MA-2} , la ecuación 3.21, se transforma en:

$$\bar{Q} = \Delta H = (m_{E-307} \cdot H_{E-307}) + (m_{IA-2} \cdot H_{IA-2}) - (m_{MA-2} \cdot H_{MA-2}) = 0 \quad (\text{Ec. 3.25})$$

donde:

E-307: subíndice referido a la corriente de entrada desde el 12/22-E-307.

I_{A-2} : subíndice referido a la corriente de entrada desde el intercambiador A-2.

M_{A-2} : subíndice referido a la corriente de salida del mezclador A-2.

m : flujo másico de la corriente (kg/h).

H : entalpía específica de la corriente (kcal/kg).

Las trayectorias hipotéticas respectivas, se describen en la figura 3.13. El resultado del balance se muestra en la tabla G.12.

3.3.3.4 Evaluación del separador 12/22-V-306

En el Separador 12/22-V-306, ocurre la división de las fases presentes en la corriente de salida del mezclador A-2 a una temperatura de 52,9 °C y una presión de 0,54 kgf/cm²g, por lo que el balance de materia corresponde al cálculo realizado en la sección anterior, quedando reportados los valores conjuntamente en la tabla G.12.

Debido a que bajo este escenario, el separador manejará un flujo mucho mayor que en el diseño (figura D.1), se realizó una evaluación análoga a la descrita en la sección 3.3.2.2, determinando la velocidad de la fase gaseosa, la velocidad de la mezcla en la boquilla de alimentación y el tiempo de residencia de la fase líquida en el separador. Los parámetros utilizados se muestran en la tabla 3.15.

Tabla 3.15. Parámetros empleados para la evaluación del separador 12/22-V-306.

Parámetro	Magnitud
A_T separador (m^2)	5,11
A_T boquilla (m^2)	0,46
ρ_{Gas} (kg/m^3)	2,35
$\rho_{líquido}$ (kg/m^3)	987
ρ_{Mezcla} (kg/m^3)	2,97
$\sigma_{líquido}$ (mN/m)	67,35
μ_{Gas} (mPa·s)	$1,51 \cdot 10^{-2}$
Q_G (m^3/h)	44.267
Q_L (m^3/h)	27,6
Q_M (m^3/h)	44.295
R_M	0,262
K (m/s)	0,0762
Q_L' ($m^3/s \cdot m^2$)	$1,50 \cdot 10^{-3}$
f	0,91
V_{NAL} (m^3)	4,09
V_{NBL} (m^3)	3,06

Los resultados referentes a la evaluación se muestran en la tabla 4.10.

3.3.4 Planteamiento definitivo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono

Como se indica en la sección 4.3.2.1, el uso del separador 12/22-V-306, no resultó factible para la condición propuesta. En función a esto, se planteó la incorporación de un separador adicional, para concretar la propuesta

definitiva de recuperación. Este proceso (figura 3.14) modifica completamente los tres apartes señalados en la sección 3.3.3, quedando que:

1. Un compresor, denominado “compresor A-3” que succiona el gas saturado con vapor de agua, proveniente del separador 12/22-V-307 y eleva su presión hasta $0,70 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$, para que pueda superar las pérdidas que se generan aguas abajo del sistema.
2. Un intercambiador, denominado “intercambiador A-3” que recibe el gas de salida del “compresor A-3” y lo enfría hasta $45 \text{ }^\circ\text{C}$, con el objetivo de alcanzar la temperatura, que tiene por diseño, el gas de salida del separador 12/22-V-306, propiciando la formación de condensados de vapor de agua presente en la corriente. Para esto emplea agua de enfriamiento en el rango de $35 \text{ }^\circ\text{C}$ a $45 \text{ }^\circ\text{C}$.
3. Un separador, denominado “separador A-1” que recibe el flujo de salida del “intercambiador A-3”, con el propósito de retener los condensados producidos por el enfriamiento y a su vez permitir que el gas que sale de éste alcance las condiciones mínimas requeridas (tabla 3.7). Tanto el condensado como el gas que abandona este equipo, se mezclan con los flujos respectivos que salen del separador 12/22-V-306, enviándose la corriente gaseosa resultante (mezclador A-3) hacia la succión de los compresores de dióxido de carbono en las plantas de producción de urea.

3.3.4.1 Cálculo de la potencia requerida por el compresor A-3

Al igual que el “compresor A-2”, El “compresor A-3”, es un equipo alternativo al “compresor A-1”, que tiene como diferencia principal, la presión de descarga, siendo para este caso igual a $0,70 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$. Esta diferencia se establece, debido a que en el planteamiento final, el punto donde converge la corriente de salida, está ubicado aguas abajo del 12/22-V-306, que tiene por

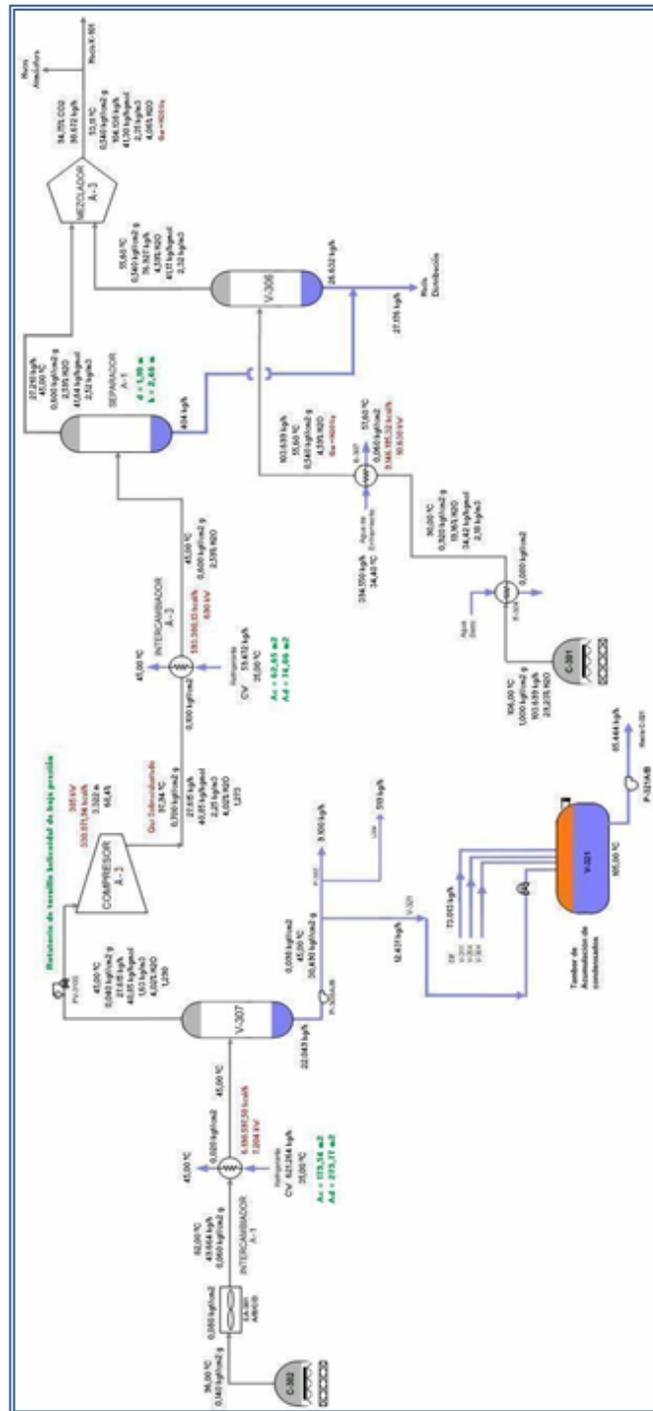


Figura 3.14 Esquema del proceso desarrollado para el planteamiento definitivo de la propuesta de recuperación del dióxido de carbono

diseño una presión de 0,54 kgf/cm²g (tabla 3.7), permitiéndole de esta forma al fluido tener una caída de presión de 0,16 kgf/cm² en toda la trayectoria.

Por lo tanto, los cálculos asociados son análogos a los descritos en la sección 3.3.2.4, manteniéndose el mismo criterio para la definición de las eficiencias de compresión. En la tabla 3.14 se presentan los parámetros correspondientes y que difieren del compresor A-1. Los resultados se reportaron en la tabla G.13.

Tabla 3.16. Parámetros empleados para determinar la potencia requerida por el compresor A-2.

Parámetro	Magnitud
Presión de descarga (kgf/cm ² g)	0,70
Relación de presión	1,62
Relación de capacidades caloríficas	1,27

3.3.4.2 Balance de materia y energía en el intercambiador A-3

En el intercambiador A-3, ocurre el mismo fenómeno termodinámico señalado para el intercambiador A-2 (sección 3.3.3.2), siendo la diferencia principal, la presión en la entrada del equipo, y por ende, la temperatura de rocío del gas. Las trayectorias hipotéticas para el balance de energía se describen la figura 3.15.

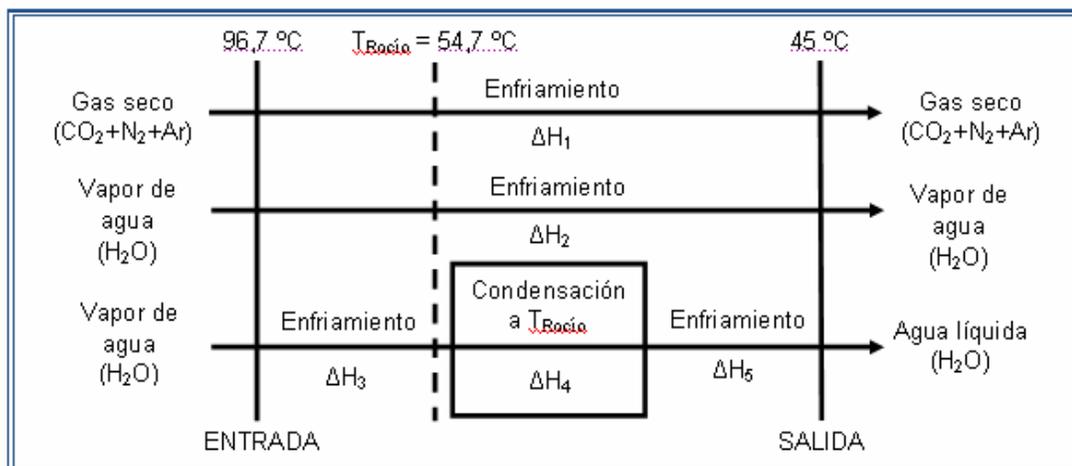


Figura 3.15. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el fluido lado proceso del intercambiador A-3.

En cuanto al balance de masa, la relación de fases no cambia hasta que se inicia la condensación, por lo que a partir de este punto la composición de las fases líquida y gaseosa se determina según el procedimiento descrito en la sección 3.3.2.1, aplicado a las condiciones de proceso respectivas. Los resultados se reportan en las tablas G.14.

3.3.4.3 Balance de materia en el separador A-1

En el separador A-1, ocurre la división de las fases formadas en el intercambiador A-3, a una temperatura de 45 °C y una presión de 0,06 kgf/cm²g, por lo que el balance de materia corresponde al cálculo realizado en la sección anterior, quedando reportados los valores conjuntamente en la tabla G.14.

Como de este equipo se obtiene el producto final del sistema propuesto, las características de la fase gaseosa resultante se presentan en la tabla 4.11 para realizar el análisis respectivo.

3.3.4.4 Balance de materia y energía en el mezclador A-3

El desarrollo de los balances de materia y energía correspondientes al mezclador A-3, parte de las mismas premisas establecidas para el mezclador A-1 (sección 3.3.2.5), dado que se trata de los mismos componentes, con la diferencia de que, en este caso ambas corrientes corresponden a gases en su punto de saturación, ya que provienen de la salida de los separadores A-1 y 12/22-V-306. Las trayectorias hipotéticas respectivas, se describen en la figura 3.16.

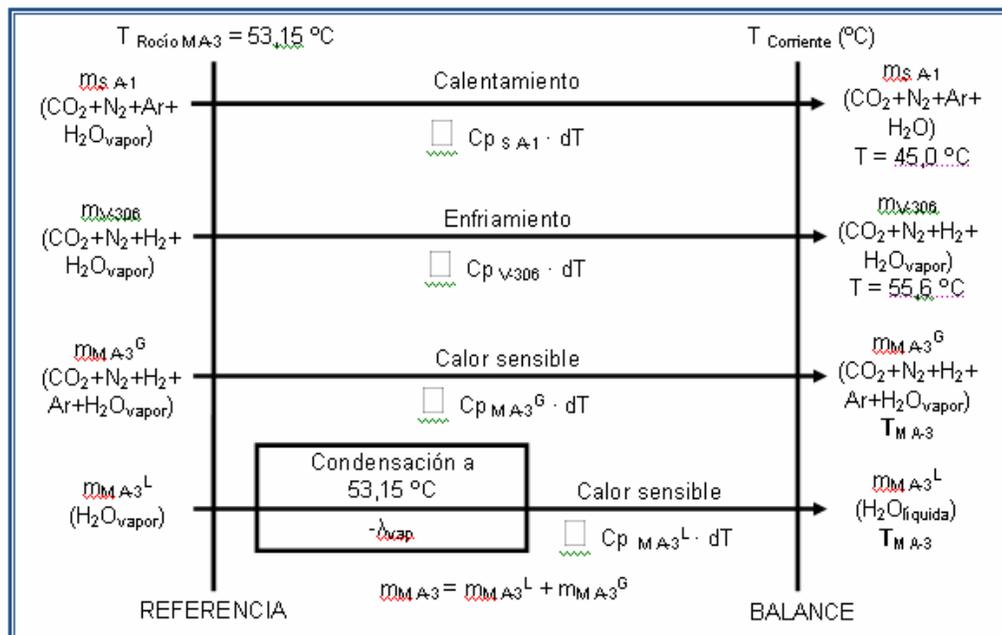


Figura 3.16. Trayectoria hipotética planteada para realizar el balance de energía en el mezclador A-3.

Las características de los fluidos que se mezclan se muestran en las tablas G.14 y 3.7, para el flujo de salida del separador A-1 y del 12/22-V-306, respectivamente, reportándose el resultado del balance de masa en la tabla 4.12.

Al plantear el balance de energía para determinar la temperatura resultante del proceso de mezclado, T_{MA-3} , la ecuación 3.21, se transforma en:

$$\bar{Q} = \Delta H = (m_{V-306} \cdot H_{V-306}) + (m_{SA-1} \cdot H_{SA-1}) - (m_{MA-3} \cdot H_{MA-3}) = 0 \quad (\text{Ec. 3.26})$$

donde:

$V-306$: subíndice referido a la corriente de entrada desde el 12/22-V-306.

S_{A-1} : subíndice referido a la corriente de entrada desde el separador A-1.

M_{A-3} : subíndice referido a la corriente de salida del mezclador A-3.

m : flujo másico de la corriente (kg/h).

H : entalpía específica de la corriente (kcal/kg).

El resultado del balance se muestra en la tabla 4.12.

3.4 Realización del diseño preliminar de los equipos principales del sistema propuesto para el tratamiento de la corriente liberada a la atmósfera

De acuerdo a lo planteado en la sección 4.3.3, el sistema propuesto para la recuperación del dióxido de carbono venteado, requiere la instalación de cuatro equipos principales; estos son: el intercambiador A-1, el compresor A-3, el intercambiador A-3 y el separador A-1, presentándose, a continuación los diseños preliminares.

3.4.1 Dimensionamiento del intercambiador A-1

El diseño del intercambiador A-1, se realizó siguiendo las metodologías descritas en las secciones E.3.4 y E.3.5. Las características de las corrientes terminales y la carga térmica, se toman de la sección 3.3.2.1 y de las tablas G.1 y G.2.

Se consideró el diseño de un intercambiador de tubos y coraza (sección 2.11.3.2), donde el fluido de proceso, pasa por el lado de la coraza y el agua de enfriamiento circula por el interior de los tubos. Esta configuración se escoge para evitar riesgos por inundación durante la operación del equipo, como consecuencia de la condensación de un alto porcentaje de vapor al enfriar el fluido de proceso.

La suposición inicial del intercambiador se basó en los datos mostrados en la tabla 3.17.

El coeficiente global de transferencia de calor limpio se tomó de la tabla E.5, considerando el valor máximo del rango para intercambiadores de tubos y coraza que manejan en el lado proceso un fluido bifásico donde ocurre condensación de vapor.

El factor de ensuciamiento se tomó de los valores típicos indicados en las hojas de diseño de los equipos E-304 y E-307 (figuras D.5 y D.7), dado que se utilizan para un servicio similar.

Tabla 3.17. Parámetros utilizados para la fase inicial del dimensionamiento del intercambiador A-1.

Parámetro	Magnitud
Carga térmica (kcal/h)	6.198.598
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	977,1
R_d (h·m ² ·°C /kcal)	0,0004
U_D (kcal/h·m ² ·°C)	702,5
ΔT_{ml} (°C)	20,6
A_T (m ²)	427,5

Leyenda:

U_C : coeficiente global de transferencia de calor limpio (kcal/h·m²·°C).

U_D : coeficiente global de transferencia de calor sucio (kcal/h·m²·°C).

R_d : factor de ensuciamiento (h·m²·°C/ kcal).

ΔT_{ml} : diferencia media logarítmica de temperaturas (°C).

A_T : área de transferencia de calor (m²).

La diferencia efectiva de temperaturas, se consideró igual a la media logarítmica (ecuación 2.28), despreciándose el factor de corrección, debido a que se trata de una estimación inicial y la verdadera diferencia de temperaturas estará dada por la ecuación E.61.

En función al área requerida por la estimación inicial, se seleccionó una configuración genérica del intercambiador, siguiendo los pasos descritos en la sección E.3.4. Posteriormente se evaluó la caída de presión lado tubos y lado coraza de acuerdo a la metodología citada en la sección E.3.3. Los límites máximos para la caída de presión se consideraron en 0,703 kgf/cm² para el lado de los tubos (Kern, 1999), y 0,02 kgf/cm² para el lado coraza;

este último, se estableció en función a la mínima presión que puede tenerse en el 12/22-V-307 (sección 3.3.2.2).

Igualmente se determinó la velocidad del agua en el interior de los tubos, para verificar si se encontraba dentro del rango de 0,91 m/s a 2,13 m/s (Kern, 1999).

Luego de suponer diferentes configuraciones, el arreglo que se adaptó a los requerimientos de velocidad en los tubos y de caída de presión en ambos lados del intercambiador, se muestra la tabla 3.18.

Como el fluido de proceso está constituido por una mezcla de gases secos más vapor de agua, es necesario realizar los cálculos del área limpia de transferencia de calor, basándose en el método que considera el potencial de condensación de un vapor presente en una mezcla de otros componentes no condensables (sección E.3.5).

Tabla 3.18. Configuración interna, caídas de presión y velocidad lado tubos obtenidas para el dimensionamiento inicial del intercambiador A-

1.

Parámetro	Magnitud
Número de tubos	1.044
Diámetro externo de los tubos (mm)	19,05
BWG de los tubos	16
Longitud de tubos (mm)	4.877
Número de pasos por los tubos	2
Número de pasos por la coraza	1
Arreglo del haz tubular	Triangular, Δ
Pitch (mm)	25,4
Diámetro interno de la coraza (mm)	939,8
Espaciado entre deflectores (mm)	939,8
Velocidad lado tubos (m/s)	1,71
Caída de presión lado tubos (kgf/cm ²)	0,36
Caída de presión lado coraza (kgf/cm ²)	0,01
Área instalada (m ²)	304,7

De acuerdo al método, el área de transferencia (ecuación 2.38), debe resolverse dividiendo el intercambiador en intervalos finitos, seleccionándose cinco zonas identificadas en función a la temperatura del fluido de proceso a medida que fluye a través del intercambiador.

A cada zona se le aplicó el balance de energía correspondiente (ecuaciones 3.14, 3.15 y 3.16) para determinar el calor absorbido, el flujo de vapor condensado y las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento. En la tabla 3.19 se muestran las características respectivas.

Los cálculos correspondientes se programaron en la hoja de cálculo mostrada en la figura F.15.

Posteriormente, se obtuvieron las propiedades físicas, los coeficientes de transferencia de calor lado tubos y lado coraza (sección E.3.2), y coeficientes de difusión de masa, necesarios para cerrar el balance de transferencia de calor, dado por la ecuación E.60, y determinar de esta manera la temperatura de la película del condensado formado y el coeficiente global en cada punto. El cálculo iterativo correspondiente se configuró en la hoja de cálculo F.17.

Tabla 3.19 Característica de las diferentes zonas del intercambiador A-1

Zona	T_{g1} (°C)	T_{g2} (°C)	t_{cw1} (°C)	t_{cw2} (°C)	Q (kcal/h)	Cond. H ₂ O (kg/h)
1	82,0	80,0	43,6	45	850.947	1.414
2	80,0	76,0	41,5	43,6	1.309.493	2.124
3	76,0	70,0	39,3	41,5	1.357.887	2.097
4	70,0	60,0	37,0	39,3	1.425.794	1.997
5	60,0	45,0	35,0	37,0	1.254.477	1.427
Total					6.198.598	9.058

Leyenda:

T_{g1} : temperatura de entrada del fluido de proceso (°C).

T_{g2} : temperatura de salida del fluido de proceso (°C).

t_{cw1} : temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C).

t_{cw2} : temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C).

Q: carga térmica en cada zona (°C); Cond. H₂O: condensado de vapor de agua generado (kg/h).

Con los coeficientes y temperaturas determinadas, se realizó el balance por zonas para determinar las áreas de transferencia de calor y la diferencia efectiva de temperatura balanceada, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 3.20. Valores obtenidos en el cálculo inicial de dimensionamiento del intercambiador A-1.

Parámetro	Magnitud
ΔT_e (°C)	26,3
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	1.216,9
U_D (kcal/h·m ² ·°C)	774,1
A_T (m ²)	193,8
R_d (h·m ² ·°C /kcal)	0,0005

Leyenda:

ΔT_e : diferencia de temperaturas balanceada (°C).

A_T : área de transferencia limpia (m²).

Debido a que el R_d obtenido (tabla 3.20), fue mayor al requerido en este tipo de servicios (tabla 3.17), aunado a que aun se tiene holgura en los límites correspondientes a la caída de presión y velocidad de flujo, se supuso una nueva configuración del intercambiador de calor, repitiendo todos los pasos anteriores, hasta lograr el diseño estándar que llene los requerimientos de caída de presión y de factor de obstrucción.

Los resultados del diseño final se reportan en la tabla 4.13, en conjunto con las curvas características del intercambiador (figuras 4.2 y 4.3).

3.4.2 Selección del compresor A-3

Para seleccionar el tipo de compresor, se llevó a cabo el procedimiento descrito en la sección E.4.5. En primera instancia, se convirtió flujo másico a unidades de volumen (m^3/s) y se transformó la presión de succión manométrica a kPa, teniéndose $4,72 \text{ m}^3/\text{s}$ y $68,7 \text{ kPa g}$, respectivamente.

Luego, mediante el uso de las gráficas de rango de aplicación (figuras E.13 a E.15), se obtuvo, que la utilización de los siguientes tipos de compresores es factible:

- De lóbulo recto.
- De tornillo helicoidal.
- De anillo líquido.
- Dinámico axial.
- Reciprocante sin lubricante.

Empleando la potencia de compresión obtenida en la sección 3.3.4.1 (tabla G.13), y comparándola con los rangos establecidos en la tabla E.10, se descartó el compresor dinámico axial.

Luego, el análisis consistió en comparar los compresores restantes, con los servicios típicos, para los que comúnmente son utilizados (tabla E.9), hasta seleccionar el que más se adaptó a los requerimientos y características del proceso.

Una vez elegido el tipo de máquina a utilizar, se recalculó la potencia que se debe suministrar (ecuación E.68) y la temperatura real de descarga (ecuación E.69), en función a las eficiencias mecánicas y de compresión

señaladas en la tabla E.9, y haciendo uso de la figura E.12 para realizar la conversión respectiva entre las eficiencias politrópica e isentrópica.

El análisis detallado de los criterios utilizados se desglosa en la sección 4.4.2.

3.4.3 Dimensionamiento del intercambiador A-3

El diseño del intercambiador A-3, se realizó siguiendo las metodologías descritas en las secciones E.3.4 y E.3.5. Las características de las corrientes terminales y la carga térmica, se toman de la sección 3.3.4.2 y de las tablas G.14 y G.15.

Al igual que para intercambiador A-1, se seleccionó la configuración de tubos y coraza, circulando el agua de enfriamiento por el lado de tubos y el fluido de salida del compresor A-3 por el lado de la coraza. No obstante, estos intercambiadores difieren en su función, ya que el intercambiador A-3, no sólo debe condensar parte del vapor de agua presente en el gas, sino que previamente debe enfriarlo hasta su punto de rocío (figura 3.15). Por este motivo, el esquema de cálculo consistió en determinar por separado las áreas de transferencia de calor, tanto para la zona de sobrecalentamiento como para la zona de condensación.

Consecuentemente, fue necesario replantear el balance de energía realizado en la sección 3.3.4.2, para obtener de forma independiente las cargas térmicas de cada zona, incluyéndose en este caso, el incremento de temperatura hasta 98 °C (tabla 4.14), producto del reajuste en la eficiencia del compresor A-3. Igualmente se determinó el flujo de agua de enfriamiento

y la temperatura intermedia (ecuación 3.16), para el punto en el cual el gas de proceso alcanza su punto de rocío.

La suposición inicial, para el diseño del intercambiador, se basó en los datos mostrados en la tabla 3.21, donde el coeficiente total sucio y la media logarítmica se obtuvieron mediante el balanceo por las cargas térmicas de cada zona, usando las ecuaciones E.64 y E.63, respectivamente.

Tabla 3.21. Parámetros utilizados para la fase inicial del dimensionamiento del intercambiador A-3.

Parámetro	Zona		
	Desobrecalentamiento	Condensación	Total
Carga térmica (kcal/h)	266.121	327.259	593.380
t_{cw1} (°C)	40,5	35,0	35,0
t_{cw2} (°C)	45,0	40,5	45,0
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	264,1	977,1	442,0
R_d (h·m ² ·°C /kcal)	0,0003	0,0004	0,0003
U_D (kcal/h·m ² ·°C)	244,3	728,1	385,6
F_T	0,959	-	-
ΔT_e (°C)	28,4	12,05	16,4
A_T (m ²)	81,8		

Leyenda:

U_C : coeficiente global de transferencia de calor limpio (kcal/h·m²·°C).

U_D : coeficiente global de transferencia de calor sucio (kcal/h·m²·°C).

R_d : factor de ensuciamiento (h·m²·°C/ kcal).

ΔT_e : diferencia efectiva de temperaturas (°C).

F_T : factor de corrección de la diferencia media logarítmica de temperaturas (adimensional).

A_T : área de transferencia de calor (m^2).

$t_{cw 1}$: temperatura de entrada del agua de enfriamiento ($^{\circ}C$).

$t_{cw 2}$: temperatura de salida del agua de enfriamiento ($^{\circ}C$).

Con la información mostrada en la tabla 3.21, se aplicó el procedimiento descrito en la sección 3.4.1, para determinar la configuración óptima del intercambiador que satisfaga los requerimientos de velocidad y máxima caída de presión, con la salvedad de que este último parámetro se fijó para el lado proceso en $0,1 \text{ kgf/cm}^2$. Los cálculos se configuraron en la hoja mostrada en la figura F.16. El arreglo obtenido se muestra en la tabla 3.22.

Tabla 3.22. Configuración interna, caídas de presión y velocidad lado tubos obtenidas para el dimensionamiento inicial del intercambiador A-

3.

Parámetro	Magnitud
Número de tubos	342
Diámetro externo de los tubos (mm)	19,05
BWG de los tubos	16
Longitud de tubos (mm)	3658
Número de pasos por los tubos	6
Número de pasos por la coraza	1
Arreglo del haz tubular	Triangular, Δ
Pitch (mm)	25,4
Diámetro interno de la coraza (mm)	590,1
Espaciado entre deflectores (mm)	295,3
Velocidad lado tubos (m/s)	1,50
Caída de presión lado tubos (kgf/cm^2)	0,70
Caída de presión lado coraza (kgf/cm^2)	0,07
Área instalada (m^2)	74,9

Seguidamente, se inició el cálculo en la zona de sobrecalentamiento. Puesto que durante el proceso sólo ocurre transmisión de calor sensible, se emplearon los métodos de cálculos descritos en las secciones 2.11.3.3, E.3.1 y E.3.2, para determinar los coeficientes de película, lado tubos y lado coraza, así como también el factor de corrección y la diferencia efectiva de temperaturas. El área requerida para la transferencia de calor se presenta en la tabla 4.15.

Para el cálculo del área de transferencia de calor, requerida en la zona de condensación, se empleó una metodología análoga a la descrita en la sección 3.4.1. Dividiendo el intercambiador, en lo que para este caso, se denominó sub-zona, puesto que ya existen dos zonas de mayor jerarquía definidas previamente.

Aplicando los balances de masa y energía respectivos, se determinó el calor absorbido, el flujo de vapor condensado y las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento. Los rangos de temperatura correspondientes se presentan en la tabla 3.23.

Luego de cerrar el balance de transferencia de calor y masa (ecuación E.60), mediante el uso de la hoja visualizada en la figura F.17, se determinó el área requerida en la zona de condensación, sumando las áreas obtenidas para cada una de las sub-zonas. Posteriormente se calculó el coeficiente global de transferencia de calor limpio y la diferencia efectiva de temperaturas, por la ecuación E.61.

Tabla 3.23. Característica de las diferentes sub-zonas de condensación del intercambiador A-3.

Sub-zona	T_{g1} (°C)	T_{g2} (°C)	t_{cw1} (°C)	t_{cw2} (°C)	Q (kcal/h)	Cond. H ₂ O (kg/h)
1	54,9	53,0	35,0	35,5	72.527	93
2	53,0	51,0	35,5	36,7	71.372	90
3	51,0	48,5	36,7	38,1	81.526	100
4	48,5	46,0	38,1	39,3	74.116	89
5	46,0	45,0	39,3	40,5	27.718	32
Total					327.259	404
Flujo de agua de enfriamiento (kg/h)					59.472	

Leyenda:

T_{g1} : temperatura de entrada del fluido de proceso (°C).

T_{g2} : temperatura de salida del fluido de proceso (°C).

t_{cw1} : temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C).

t_{cw2} : temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C).

Q: carga térmica en cada zona (°C); Cond. H₂O: condensado de vapor de agua generado (kg/h).

Con el propósito de reportar un valor único, se balanceó el coeficiente global limpio en función de las áreas de transferencia obtenidas para la zona de condensación y desobrecalentamiento (ecuación E.62). El mismo procedimiento se aplicó para la diferencia efectiva de temperaturas, pero balanceando respecto a las cargas térmicas (ecuación E.63). Finalmente, se calculó el factor de obstrucción en relación al área instalada (tabla 3.22), reportándose los valores en la tabla 4.15.

3.4.4 Dimensionamiento del separador A-1

En función a la relación de fases del fluido que ingresa al separador A-1 (tabla G.14), se definió el diseño de un separador vertical. Como se indicó en la sección 2.11.2, este tipo de equipo se recomienda para servicios en los que la carga de líquido es baja, siendo equivalente, en este caso, al 1,5% del flujo total manejado.

La metodología de cálculo aplicada se describe en la sección E.2 y los parámetros utilizados para el diseño se muestran en la tabla 3.24.

Como el gas será enviado a la succión de un compresor (11/21-K-101), se considera un servicio crítico; por lo tanto debe asegurarse un arrastre

menor a 1 kg de líquido por cada 100 kg de gas, seleccionándose para tal fin, una malla con densidad de 80 kg/m^3 . En relación a esto, se establecieron los criterios de la velocidad permisible de la fase gaseosa (ecuación 3.18), siendo correspondiente a 150% de la velocidad crítica, debido a que la carga líquida es menor a $0,34 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2$ (según norma PDVSA MDP-03-S-03, 1995). Posteriormente se determinó el diámetro del separador, combinando las ecuaciones E.15 y E.16.

Puesto que los cálculos corresponden a un dimensionamiento preliminar, se escoge la boquilla de alimentación del tipo simple sin entrada tangencial; con el propósito de determinar el diámetro de la misma, se empleó el criterio de la velocidad máxima permisible de la mezcla alimentada (ecuación E.22).

En la determinación de la altura efectiva de separación, se estableció un tiempo de residencia de 2 min (tabla E.2) para el volumen normal de operación, debido a que el servicio a prestar implica el envío del condensado directamente hacia el 12/22-V-306, sin el uso de una bomba (sección 4.3.3.1).

Se seleccionó 5 minutos como tiempo de respuesta ante emergencias, por cada alarma de nivel alto-alto de líquido y de nivel bajo-bajo de líquido. Los criterios restantes utilizados, en la estimación de la altura, se muestran en la figura E.1.

Finalmente, el diámetro de la boquilla de salida de gas se calculó en función a la velocidad máxima permitida en este punto (ecuación E.27).

Las dimensiones definitivas del separador A-1 se reportan en la tabla 4.16.

Tabla 3.24. Parámetros empleados para el diseño del separador A-1.

Parámetro	Fase	
	Gas	Líquido
ρ (kg/m ³)	2,52	990
μ (mPa·s)	1,53	-
σ (mN/m)	-	68,6
PM	41,6	18,0
Q (m ³ /h)	10.794	0,41
R_M	0,015	
Q_L' (m ³ /s·m ²)	$1,20 \cdot 10^{-4}$	
K (m/s)	16.992	
V _c (m/s)	2,11	
V _{c'} (m/s)	3,17	
V _s	46,1	
ρ_M (kg/m ³)	2,56	
Q _M (m ³ /h)	3,02	
V _E (m/s)	15,8	
t _R Operación (min)	2	
t _R Emergencia (min)	10	

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Caracterización, en condiciones normales de operación, de la corriente venteada en la sección de remoción de dióxido de carbono

4.1.1 Análisis de la composición y flujo del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308

El estudio de las características de la corriente venteada, permitió definir de manera general dos condiciones operacionales que se presentan aleatoriamente cuando el proceso de producción se encuentra estable. Tal como se definió en la sección 3.1.1, estas se identificaron como condición normal y condición máxima de operación.

Para ambas situaciones los análisis de laboratorio arrojaron resultados de composición base seca (tabla 3.1) similares dentro de una misma unidad de producción (12 ó 22), por lo que esta variación no influye significativamente en las características de los gases no condensables a la presión y temperatura del venteo. Sin embargo al comparar una unidad con otra, se observaron diferencias leves en los gases emitidos, escenario lógico, ya que, a pesar de ser plantas idénticas teóricamente, en la práctica existen diferencias a largo de todo el proceso productivo, debido principalmente a la distribución hidráulica no uniforme de corrientes de enfriamiento y calentamiento que ocasionan que la eficiencia energética de una planta, con respecto a la otra, varíe.

Esto genera que ciertas corrientes, principalmente las de desecho (como es el caso del venteo en estudio) tengan características ligeramente diferentes, como consecuencia de mantener en especificación las corrientes principales del proceso. En el caso específico, esta emisión, al ser producto de la regeneración de la solución GV (sección 2.5.7), variará en función de las características del gas de proceso que se requiera lavar, de las condiciones de las columnas regeneradoras, así como de la concentración de los componentes de la solución en sí, siendo éstos los que le proporcionan su capacidad de absorción.

Con el objeto de establecer un valor acorde que incluya las condiciones operacionales de ambas plantas se realizó un análisis estadístico (apéndice A), que se basó, tal como se describió en la sección 3.1.1, en el intervalo de confianza que brinda la desviación estándar y la distribución t de Student. En éste se definió un nivel de significancia de 0,05 (ecuación 2.42), que equivale a un 99% de probabilidad de que el valor verdadero de las variables estudiadas se encuentre dentro del intervalo de confianza determinado. Esta consideración se realizó, ya que se tiene un tamaño de muestra pequeño ($n = 10$), y para el caso la aproximación es bastante precisa (Perry, 1992). La presión de operación de los separadores (tabla 3.2) fue sometida al mismo estudio.

La variable principal que permitió definir cuando el venteo se encontraba en una condición normal o en una condición máxima de operación fue la temperatura de trabajo de los separadores 12/22-V-307. Sin importar la carga de la planta, es común que se presente de manera aleatoria el paro programado o no de uno de los aerofriadores 12/22-EA-301A/B/C/D, bien sea por fallas mecánicas o por trabajos de mantenimiento preventivo, lo que trae como consecuencia un incremento de hasta 10 °C en

la temperatura de equilibrio líquido - gas (tabla 3.1), y por consiguiente un aumento de alrededor de 15% molar, en la humedad de las emisiones provenientes del separador mencionado, tal y como se observa en la tabla 4.1.

En el caso del gas de salida de los separadores 12/22-V-308, la temperatura de operación no presentó variaciones importantes, sin embargo, también se consideró el valor máximo para conocer la mayor cantidad de vapor de agua que pudiese estar presente en esa corriente.

Definidos los parámetros que establecen las diferentes condiciones, se determinó la composición molar base húmeda de cada corriente, siguiendo el procedimiento descrito en la sección 3.1.1. Los valores se reportaron en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Composición molar en base húmeda y condiciones de proceso del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308 y su comparación con los parámetros de diseño.

Equipo	Condición	P (kgf/cm ²)	T (°C)	Composición molar en base húmeda						
				% CO ₂	% N ₂	% Ar	% H ₂	% CO	% CH ₄	% H ₂ O
V-307	Normal	1,07	72,90	62,26	3,41	0,81	0,00	0,00	0,00	33,52
	Máxima		82,00	47,98	2,63	0,63	0,00	0,00	0,00	48,77
	Diseño ^a	1,05	70,00	69,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	30,76
V-308	Normal	9,5	114,51	47,44	9,05	1,01	24,54	0,12	0,07	17,77
	Máxima		116,00	46,93	8,96	1,00	24,27	0,12	0,07	18,65
	Diseño ^a	9,4	115,00	40,85	9,60	0,00	35,49	0,00	0,00	14,06
V-307	Desviación normal vs. diseño (%)	1,90	4,14	-10,08	∞	∞	-	-	-	8,97
V-308		1,06	-0,43	16,13	-5,73	∞	-30,85	∞	∞	26,39
V-307	Desviación máxima vs. diseño (%)	1,90	17,14	30,70	∞	∞	-	-	-	58,55
V-308		1,06	0,87	14,88	6,67	∞	31,61	∞	∞	32,65

Leyenda:

^a Los valores de diseño se obtuvieron de las tablas D.1, D.2 y de los diagramas de flujo de proceso del apéndice H; P: presión (kgf/cm²); T: temperatura (°C).

En la tabla anterior se observa claramente que en condición normal de operación, la presión y la temperatura se mantienen cercanas a lo establecido en el diseño del proceso, teniéndose para todos los equipos una desviación menor al 5%, en cambio para la condición máxima de operación la temperatura en los separadores 12/22-V-307, se desvió un 17,14% del diseño como producto del efecto que se genera cuando un aerofriador se encuentra fuera de servicio, tal y como se describió en párrafos previos.

Al analizar los resultados de la composición de los gases se observan variaciones notorias. En primera instancia, no se consideró por diseño la presencia de algunos componentes en la corriente, tal es el caso del nitrógeno y el argón para el gas efluente del 12/22-V-307, y del argón, monóxido de carbono y metano para el gas del 12/22-V-308, motivo por el cual presentaron desviaciones infinitas.

Estudiando el comportamiento de los otros componentes de la mezcla gaseosa, se tiene que para el V-307 en condición normal de operación, el contenido de humedad se desvió menos del 10% respecto al diseño, debido a que la temperatura se mantiene dentro de los valores esperados; sin embargo en la condición de operación máxima, este efecto tomó auge y la desviación se incrementó casi a un 60%. En relación al dióxido de carbono, la desviación se mantuvo en el orden del 10% para la condición normal, producto de la presencia de los compuestos no considerados en el diseño;

pero en condición máxima se desvió alrededor de un 30% por debajo del diseño como resultado del aumento del contenido de vapor de agua.

En cuanto a la composición del V-308, se presentaron desviaciones moderadas (entre 15 y 30%), producto de la presencia de los componentes mencionados con anterioridad, aunado a que en base seca (tabla 3.2) el contenido de hidrógeno respecto al diseño fue menor y el de dióxido de carbono mayor.

Es importante señalar que en el método de cálculo aplicado para conocer el contenido de vapor de agua de saturación de los gases emitidos, se consideró mezclas de gases ideales, debido a las bajas presiones y características fisicoquímicas de los componentes, así como se describió en la sección 3.1.1. Sin embargo, al observar los porcentajes de desviación se detalla que los cálculos fueron mucho más precisos para el gas del V-307, que para el del V-308, ya que, el primero presenta una presión de operación mucho menor, sumado al hecho de que la presión del segundo ($9,5 \text{ kgf/cm}^2$) se encuentra cercana al límite máximo permitido para ser considerada una mezcla de gases ideales ($10,33 \text{ kgf/cm}^2$).

Otro factor que influye en la desviación obtenida en el V-308 es la característica de las fases que intervienen en el equilibrio líquido - gas, ya que, la fase líquida es una solución compleja rica en dióxido de carbono disuelto, a diferencia del V-307, donde la fase líquida, está constituida en su totalidad por condensados de vapor de agua que presentan trazas despreciables de otros componentes disueltos.

La otra variable que permitió definir la condición normal o máxima de operación, fue la apertura de las válvulas de control 12/22-PV-3100 y 12/22-

PV-3054. De acuerdo a lo detallado en la sección 3.1.1, esta es directamente proporcional al flujo, con mucho mayor efecto en la PV-3100, debido a su característica inherente de igual porcentaje, donde a aperturas mayores los incrementos en el flujo son más significativos que a aperturas menores (figura 3.2), a diferencia de la PV-3054 que presenta una característica lineal. Por esta condición resultó necesario estudiar su comportamiento.

Al observar los datos de la tabla 3.1 se detalla que la válvula PV-3100 de la unidad 12, presentó en la mayoría de las mediciones realizadas una apertura del 100%, en comparación con la equivalente de la unidad 22 en donde se registraron aperturas mucho menores con un valor promedio en operación normal de 61,12%, teniéndose condiciones de presión y temperatura similares y cuyas diferencias se consideran insignificantes para generar una variación de tal magnitud en la variable estudiada. Es importante destacar que la apertura registrada en la recolección de los datos no corresponde al valor que ésta tiene físicamente en planta, sino al valor que el controlador le escribe desde el DCS en función del requerimiento de presión que tenga fijado. Esta condición lleva a inferir que la 12-PV-3100 presenta problemas en su funcionamiento que no afectan directamente su papel en el proceso pero que si generan datos incoherentes a la hora de procesarlos dentro de la metodología para el cálculo del flujo.

El principal de estos problemas podría ser la calibración de la válvula, lo que generaría aperturas incongruentes entre el valor físico y el del DCS, sin embargo, ésta presenta un indicador local de posición, que permitió descartar dicha posibilidad, ya que las aperturas eran consistentes. La situación reduce el problema a dos factores, bien sea errores de calibración en el transmisor de presión asociado al lazo o, en un peor escenario, desperfectos en el estado físico de los internos de la válvula, que por ser de tipo mariposa existe

la posibilidad de presentarse la ruptura de algún pasador interno lo que ocasionaría un manejo defectuoso de la veleta de regulación de flujo. Este escenario es probable, ya que, no se tienen registros de que en alguna oportunidad se le hayan realizado trabajos de mantenimiento mayor.

Por los motivos expuestos, se excluyeron del cálculo de flujo los valores correspondientes a la apertura de la válvula 12-PV-3100, determinándose el valor promedio y el valor máximo (tabla 4.2), únicamente con la data de la unidad 22, siendo ésta más cercana a lo establecido en el diseño.

En el caso de la PV-3054, no se observaron variaciones significativas entre ambas unidades, comportándose de la misma forma respecto al diseño, por lo que todos los datos recolectados se consideraron para la determinación del flujo en condición normal y en condición máxima de operación.

Para la determinación de los flujos observados en la tabla 4.2, fue necesario aplicar la metodología descrita en la sección 3.1.2.

Con el objeto de incrementar la rigurosidad del cálculo, debido a las desviaciones presentadas en la composición (tabla 4.1), se consideró para estos efectos la estimación del factor de compresibilidad, cuantificándose así la desviación que los gases tienen respecto al comportamiento ideal, notándose que el gas que fluye a través de la PV-3100 presenta una desviación despreciable ($Z = 0,994$) a diferencia del gas que circula por la PV-3054 que tiene una variación mayor ($Z = 0,985$) pero igualmente despreciable para fines prácticos. Este valor se encuentra reportado en la tabla 3.4 en conjunto con el resto de las propiedades físicas.

Tabla 4.2. Flujos másicos, volumétricos y molares que circulan a través de las válvulas 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054.

Válvula	Condición	OP (%)	m (kg/h)	n (kmol/h)	Q (Nm ³ /h)	m (TM/d)
PV-3100	Normal	61,12 ^b	46.643	1.343	30.111	1.119
	Máxima	84,00	83.111	2.691	60.307	1.995
	Diseño ^a	58,00	31.850	884	19.823	764
PV-3054	Normal	93,66	1.556	56	1.266	37
	Máxima	100,00	1.760	64	1.437	42
	Diseño ^a	65,00	1.000	42	937	24
PV-3100	Desviación normal vs. diseño (%)	5,38	46,45	51,92	51,90	46,47
PV-3054		44,15	55,60	33,33	35,11	54,17
PV-3100	Desviación máxima vs. diseño (%)	44,83	160,95	204,41	204,23	161,13
PV-3054		53,85	76,00	52,38	53,36	75,00

Leyenda:

^a Los valores de diseño se obtuvieron de las tablas D.1, D.2 y de los diagramas de flujo de proceso del apéndice I.

^b Calculado únicamente con los datos de la 22-PV-3100 de la tabla 3.1.

m: flujo másico (kg/h ó TM/d); n: flujo molar (kmol/h); Q: flujo volumétrico (Nm³/h); OP: apertura (%)

Profundizando en el análisis de los flujos, se nota claramente que tanto en la operación normal, como en la condición máxima de operación existe una diferencia considerable entre los valores obtenidos para ambas válvulas en función del diseño, acentuándose la situación para la válvula PV-3100. Sin embargo, se mantiene la proporcionalidad de los flujos, es decir, la válvula PV-3100 maneja mayor cantidad de gas que la PV-3054.

Estudiando de forma independiente los cálculos asociados a la PV-3100 en la condición normal, se observa que a pesar de manejar una apertura similar al diseño (5,38 % de desviación), el flujo de circulación se desvía

aproximadamente un 50% por encima, debido al aumento en la caída de presión de la válvula, teniéndose $0,04 \text{ kgf/cm}^2$ (tabla 3.4) en comparación con el valor original de $0,017 \text{ kgf/cm}^2$ (tabla D.1), lo que equivale a un 135,3% de aumento en esta variable.

En cuanto a la condición de operación máxima, las desviaciones se incrementan en gran proporción, como consecuencia principal del aumento abrupto de la apertura, además de los motivos descritos anteriormente. Dicho aumento se debe a que por encontrarse operando el separador V-307 a una temperatura mayor, la válvula PV-3100 abre más para desalojar el exceso de vapor de agua que se genera, y de esta manera se mantenga la presión de operación del equipo, que se encuentra establecida en el punto de ajuste del controlador correspondiente. No obstante, el incremento del flujo es de gran magnitud, situación que se aleja de la realidad operativa de la planta. Este aspecto se analiza más adelante en la sección 4.1.2.

Otro factor que contribuyó, pero en menor proporción, a que surgieran estas desviaciones fue el hecho de que el coeficiente de flujo máximo establecido en el diseño para la válvula (tabla D.1) difiere del suministrado por el fabricante (tabla D.3). En la tabla D.1 se muestra la información correspondiente a los cálculos originales de dimensionamiento y en base a éstos, se realizó en su momento la selección de la válvula más acorde a los requerimientos del proceso.

En relación a la PV-3054, la desviación en operación normal fue de menor magnitud (alrededor de 40%), incrementándose levemente en la condición máxima, ya que, en general las variables de proceso del V-308 no se ven afectadas de manera significativa. A diferencia de la PV-3100, al comparar los valores de las tablas 3.4 y D.2, el ΔP no presentó variación

aparente, por lo que se descarta su influencia en las variaciones del flujo respecto al diseño. La causa principal que origina esta desviación, es la relacionada con los datos de fabricación de la válvula que, como se resaltó en la sección 3.1.2, no pudieron localizarse, por lo que resultó necesario tomar el factor de relación de presión diferencial en la válvula sin accesorios de la tabla D.4, correspondiente a otro fabricante.

De igual forma, el flujo de circulación, también se ve afectado por las variaciones que, operacionalmente, presentó la composición del gas de salida de los separadores, tal y como se describió en los párrafos iniciales de esta sección, ya que al variar las propiedades físicas del fluido, cambian las relaciones y los parámetros de flujo de las válvulas (tabla 3.4).

Un punto que vale resaltar, es el referente a la condición del flujo de las válvulas. En el caso de la PV-3100, se tiene en todo el rango de aperturas la presencia de flujo no estrangulado, hecho que se demuestra al ver la baja caída de presión que ésta produce, donde las perturbaciones en el sistema afectan la tasa de flujo (sección 2.11.1). En cambio, la PV-3054, si genera estrangulamiento, situación marcada por el alto ΔP que ésta maneja. Sin embargo, con aperturas mayores a 98,5 % (tabla 3.4), para efectos de cálculo esta condición se pierde, pero observando el factor de expansión del gas ($Y = 0,6771$), se infiere que para fines prácticos aun existe flujo estrangulado ($Y \leq 0,6667$) debido a la cercanía entre estos valores.

Una variable que corrobora esta situación es que al momento de captar las muestras, se detectó la generación de vibraciones en la estructura de la válvula y la emisión de ruido desde el interior de ella, consecuencias irrefutables de la ocurrencia de este fenómeno en válvulas que manejan gases (Janvier & Deepak, 2005).

Es natural que una válvula presente estrangulamiento y la otra no, ya que esto va atado a su papel dentro del proceso. Ambas deben controlar la presión de operación de un separador cuyo gas de salida se ventea; no obstante, el V-307 trabaja a una presión levemente superior a la atmosférica, por lo que la PV-3100 no necesita estar en capacidad de generar una caída brusca de presión, en cambio, el V-308 trabaja a una presión nueve veces superior (en términos absolutos) a la atmosférica, por lo que la PV-3054 sí debe producir una caída de presión drástica.

En general, tanto para la condición normal como máxima de operación, las desviaciones reportadas en la tabla 4.2 indican que los resultados de los flujos se alejan en buena proporción de la realidad, debido a que las variables del proceso han cambiado en muchos aspectos, a tal punto que los factores de diseño de las válvulas, principalmente los coeficientes de flujo, no son los correctos para representar el fenómeno en estudio.

4.1.2 Análisis de la composición y flujo total del gas venteado

Los resultados del balance de masa descrito en la sección 3.1.3, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.3. Flujo y composición molar base húmeda de la corriente de venteo.

Variable ^b	Condición			Datos obtenidos con Inlibra [®]
	Normal de operación	Máxima de operación	Diseño ^a	
% CO ₂	61,66	47,96	68,61	-
% N ₂	3,63	2,77	0,21	-
% Ar	0,82	0,63	0,00	-
% H ₂	0,99	0,56	0,79	-
% CO	0,00	0,00	0,00	-
% CH ₄	0,00	0,00	0,00	-
% H ₂ O	32,89	48,07	30,39	-
m (kg/h)	48.199	84.871	32.850	32.874
n (kmol/h)	1.400	2.755	926	-
Q (Nm ³ /h)	31.376	61.744	20.760	-
m (TM/día)	1.157	2.037	788	789

Leyenda:

^a Los valores de diseño se obtuvieron de las tablas D.1, D.2 y de los diagramas de flujo de proceso del Apéndice I.

^b La composición se da en porcentaje molar.

m: flujo másico (kg/h ó TM/d); n: flujo molar (kmol/h); Q: flujo volumétrico (Nm³/h).

Al observar el porcentaje molar de los componentes, se resalta la particularidad que, para ambas condiciones, la composición del venteo se ve influenciada directamente por las características de la corriente proveniente del V-307 (tabla 4.1), hasta el punto de ser muy cercanas, como

consecuencia del aporte que, en términos de flujo, ésta le proporciona al gas emitido en comparación con el V-308 (situación descrita en la sección 4.1.1).

Es de señalar que la mayor contribución dada por el V-308 a la corriente total, está referida al hidrógeno, aportando aproximadamente entre un 0,5 y 1% dependiendo de la condición de operación. Los efectos del monóxido de carbono y del metano contenido en el gas de salida de este equipo se hacen despreciables al balancear las corrientes, aspecto que se corrobora al compararlo con la condición de diseño.

Un factor importante que se consideró, es el efecto que tienen los condensados que arrastran los gases de salida de ambos separadores. En la tabla 3.3, se ve que éstos presentan trazas de metales como potasio y vanadio, que como se indicó en la sección 3.1.1, son componentes clave que caracterizan a la solución GV. Sin embargo, la concentración de éstos en los condensados provenientes del V-308 es mucho mayor que la del condensado contenido en el V-307, situación lógica debido a las características de la fase líquida que participa en el equilibrio líquido - gas que ocurre en cada equipo. Es claro que en el V-308 existe un arrastre significativo de solución GV, por lo que cualquier sistema que se instale aguas abajo de este equipo con el propósito de someter al gas a algún tipo de tratamiento deberá estar en capacidad de resistir los efectos que estas partículas puedan ocasionar. En el apéndice H se muestran fotografías con la coloración de las muestras captadas.

Los aspectos antes mencionados permiten definir, que el gas del V-308, a pesar de contribuir, en términos de flujo, con menor proporción al venteo total, constituye una fuente clara de contaminantes cuando se analiza en relación al objetivo principal de este proyecto, que no es otro, que el emplear

el dióxido de carbono para incrementar la producción de las plantas de urea, reduciendo, a la vez, las emisiones de este compuesto. Dichos contaminantes limitarían la propuesta planteada (sección 3.3), al desarrollar el sistema de recuperación en función de la utilización que pueda dársele al producto terminado.

De acuerdo al objetivo anteriormente mencionado, de alimentarse esta corriente en su totalidad al compresor de dióxido de carbono en las plantas de urea, el contenido de hidrógeno ocasionaría variaciones en la densidad del gas y claramente problemas al procesarlo en la máquina existente; no obstante, la presencia de trazas de vanadio instantáneamente anularía las posibilidad de emplearlo en la elaboración de productos relacionados con el área alimenticia, tales como fertilizantes, dada las implicaciones negativas que tiene en la salud de los seres humanos.

Por los argumentos expuestos se descartó la utilización del gas de salida del V-308 en el desarrollo de este proyecto, aprovechando la alta pureza en CO₂ (base seca) que por sí sólo tiene el gas proveniente del V-307, lo que simplifica el diseño de las diferentes opciones para su tratamiento y posterior recuperación. Realizando esta consideración se minimizan aproximadamente en un 97 % las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera, porcentaje que se obtuvo al relacionar los flujos máscicos independientes de cada separador (tabla 4.2) respecto al flujo total venteado (tabla 4.3).

Por otra parte, al comparar los resultados del balance con la información obtenida mediante el empleo del software Inlibra[®], se observa que en operación normal existe más cercanía entre los resultados, que en la condición máxima; sin embargo, en ninguna de las dos condiciones la

diferencia es lo suficientemente pequeña como para considerar que los flujos calculados son los correctos, corroborándose de esta forma lo descrito en la sección 4.1.1. Esta divergencia es tal, que en la segunda condición, el flujo prácticamente se triplica, situación que resulta incongruente al momento de adaptar estos valores al comportamiento de la planta, ya que para alcanzar un flujo de tal magnitud se debería operar a una carga muy por encima del 100%, lo que no es posible en la realidad.

Es importante resaltar que el software Inlibra[®] brinda en sus resultados gran confiabilidad en términos de flujos másicos totales, y si se compara con lo establecido en el diseño, la desviación es mínima; sin embargo, a nivel de composición de las corrientes o cálculos de flujo en otras unidades aun se encuentra en etapa de desarrollo (sección 3.1.3).

Dadas las circunstancias, se tomó como flujo real en condiciones normales de operación, el determinado mediante el uso del software y como composición, presión y temperatura real se mantuvieron las descritas en el análisis estadístico de la sección 3.1.1. De aquí surgió la necesidad de desglosar los flujos másicos por componente para ambas condiciones operacionales, con el objeto de estudiar la contribución independiente de cada uno de ellos y posteriormente ajustar los flujos calculados a los reales, para determinar los parámetros de diseño de las válvulas que se adapten a las condiciones de trabajo actuales. Este desglose se desarrolló únicamente para el V-307, porque como se expuso anteriormente el tratamiento del gas del V-308 se descartó. Los resultados se exponen en la tabla 4.4.

Tabla 4.4 Flujos máxicos de los componentes que constituyen la mezcla gaseosa a la salida de los separadores 12/22-V-307

Variable	Normal	Máxima	Normal corregida	Máxima corregida
OP (%)	61,12	84,00	51,09	56,77
Cv	7.940	15.749	5.417	6.751
Flujo de CO ₂ (kg/h)	36.811	56.818	25.324	25.324
Flujo de N ₂ (kg/h)	1282	1.979	882	882
Flujo de Ar (kg/h)	435	672	299	299
Flujo de H ₂ O (kg/h)	8.114	23.642	5.582	10.537
Flujo Total (kg/h)	46.643	83.111	32.088 ^a	37.043

Leyenda:

^a Determinado con Inlibra[®].

OP: apertura de la válvula PV-3100; Cv: coeficiente de flujo de la válvula.

Para realizar el ajuste de los flujos en condición normal de operación, se empleó una metodología iterativa mediante el uso de la hoja de cálculo desarrollada en Microsoft[®] Office Excel 2007 (apéndice F). En ésta se fijó el flujo total dado por Inlibra (tabla 4.4), manteniéndose las condiciones correspondientes, hasta obtener el coeficiente de flujo con el cual debe estar trabajando la válvula en la condición actual de operación.

Al comparar ambas condiciones operativas, se observan variaciones significativas entre los flujos de los componentes que constituyen la base seca del gas. La corriente que sale del V-307 proviene originalmente de la segunda columna regeneradora de solución GV (figura 2.2), para pasar posteriormente por los aroenfriadores 12/22-EA-301A/B/C/D, por lo que el efecto del aumento de temperatura que ocurre cuando uno de estos equipos

se encuentra fuera de servicio (sección 4.1.1), en teoría no debe afectar la composición en base seca del gas, solamente se incrementa la cantidad de agua en forma de vapor que se desaloja a través de la PV-3100. Partiendo de esta premisa, la corrección de la condición de operación máxima, se realizó empleando la misma hoja de cálculo (figuras F.3 y F.5), en la que se mantuvo constante la composición del gas en base húmeda (tabla 4.1) y se fijó el flujo de dióxido de carbono, argón y nitrógeno correspondiente a la condición normal de operación corregida, obteniéndose así la cantidad real que se ventea.

Obviamente el cálculo alteró las aperturas determinadas inicialmente en ambas condiciones, que variaron como resultado del cómputo para poder reducir el flujo hasta un valor lógico y acorde al balance de materia. Sin embargo, estas aperturas no representan la realidad, más bien, los coeficientes de flujo correspondientes a esas aperturas son los valores verdaderos con los cuales operan las válvulas de control, por lo que la curva trazada en las figuras 3.2 y 3.3, no describe la condición actual.

4.2 Comprobación de la disponibilidad de amoníaco necesario para el incremento de la capacidad de producción de urea

En la tabla 4.5, se observa con certeza que se dispone del amoníaco suficiente para utilizar todo el CO₂ disponible en la salida del 12/22-V-307. De los 75.000 kg/h producidos en cada planta, sólo se requieren 71.100 kg/h, por lo que se continuarían enviando a almacenaje 3.900 kg/h.

Esto significa, en términos porcentuales, que la producción de amoníaco, del tren correspondiente, sería destinada en un 94,8% para la producción de urea, a diferencia del 69% establecido en el diseño (sección

2.5.10). Al incorporar al sistema, las cantidades proporcionales de reactivos, se podrían producir 125.376 kg/h de urea líquida, equivalentes a 3.009 TM/d.

Según el balance de materia para la granulación de la urea, se requiere, como se mencionó anteriormente, la adición de UFC-85, resultando un flujo de 1.159,7 kg/h, para la cantidad de urea líquida correspondiente. De acuerdo a esto, la máxima producción de urea granulada que se alcanzaría, es de 3.037 TM/d (126.535,7 kg/h), representando, una posibilidad máxima de incremento de capacidad del 38%, en función de la cantidad de materia prima que se encuentra disponible.

No obstante, de acuerdo a la concepción original, las plantas sólo pueden operar a un máximo de 110% de la carga nominal (Snamprogetti S.p.A., 1999), por lo que de los 12.897 Nm³/h disponibles de CO₂ (tabla 3.5), sólo podrían usarse 3.389 Nm³/h, sin necesidad de realizar modificaciones en los equipos e instalaciones de las unidades 11 y 21. Esto, equivale a una reducción inmediata del 26,3% del CO₂ ventado en cada planta de amoníaco, luego de instalar el sistema propuesto y diseñado en las secciones 3.3 y 3.4.

En consecuencia, para poder procesar todo el CO₂ disponible, es indispensable, iniciar un proyecto de incremento de capacidad de la plantas de producción de urea "*revamping*", que involucra la evaluación y rediseño de los equipos principales, tales como, el compresor de dióxido de carbono, las bombas de suministro de amoníaco y carbamato de alta presión, el descomponedor de alta presión, el condensador de carbamato, el reactor de síntesis de urea, el sistema de vacío, el reactor de hidrólisis de urea, el absorbedor de media presión, el despojador de condensados de proceso, y la unidad de granulación y enfriamiento final del producto (Testa & Gianazza, 2008).

Tabla 4.5. Condición máxima de carga a alcanzar en las plantas de urea con la utilización del dióxido de carbono recuperado.

Parámetro	Condición	
	Actual	Propuesta
Carga de la planta	100%	138%
CO ₂ al reactor de síntesis de urea (Nm ³ /h)	33.890	46.787
NH ₃ total producido en las unidades 12 ó 22 (kg/h) ^a	75.000	75.000
NH ₃ a almacenaje (kg/h)	23.500	3.900
NH ₃ hacia las plantas de síntesis de urea, 11 ó 21 (kg/h)	51.500	71.100
Producción de urea líquida (kg/h)	90.816	125.376
UFC - 85 requerido (kg/h)	840,0	1.159,7
Producción de urea granulada (TM/d)	2.200	3.037

Leyenda:

^a Para una producción diaria de 1.800 toneladas métricas de amoníaco por planta (12 ó 22).

4.3 Desarrollo de la propuesta para la recuperación del dióxido de carbono presente en la corriente estudiada

La propuesta desarrollada en la sección 3.3, involucró la realización de una serie de balances de materia y energía, destinados a determinar las condiciones de proceso (temperatura, presión y composición), que deben tener cada una de las corrientes asociadas al sistema, para recuperar efectivamente el dióxido de carbono venteado. Los resultados detallados de los balances, se muestran en el apéndice G, mientras que en las secciones

siguientes, se desglosan los puntos más resaltantes y criterios utilizados para seleccionar cuales, de los equipos existentes, podrían ser reutilizados. Igualmente se presentan las características de la corriente rica en CO₂, que se obtendría, al procesar el venteo en el sistema propuesto definitivamente.

4.3.1 Análisis de la propuesta planteada inicialmente para la recuperación del dióxido de carbono

4.3.1.1 Estudio del intercambiador A-1

En relación a la propuesta planteada en la sección 3.3.2, para llevar la corriente de salida de los aroenfriadores EA-301A/B/CD, hasta la nueva condición operativa del V-307, se requieren retirar 6.198.598 kcal/h en el intercambiador A-1, lo que equivale a un flujo de agua de enfriamiento de 621.264 kg/h (tabla G.2). Por lo tanto, es importante verificar si existe disponibilidad, en planta, de este fluido refrigerante.

El análisis correspondiente se basó en un cálculo práctico, asociado a un balance energético global en el sistema de agua de enfriamiento, que consistió en determinar un estimado del flujo actual que circula en la red, tomando como referencia las condiciones de diseño (apéndice I).

En la tabla 4.6, se observa que el sistema de enfriamiento fue diseñado para operar con un rango de 10 °C; no obstante, actualmente la diferencia de temperatura se encuentra en 8,52 °C. Esta condición, puede ser producto de tres fenómenos. El primero, un exceso en el flujo de agua de enfriamiento circulante; el segundo, una disminución en la carga térmica retirada por los enfriadores en la operación actual; y el tercero, una combinación de los dos factores antes mencionados.

Actualmente los principales consumidores de agua de enfriamiento en la planta (condensadores de superficie, que utilizan el 43% del agua circulante) se encuentran trabajando a su máxima carga, siendo mayor a la condición normal de operación, producto de las deficiencias existentes en las turbinas que generan un consumo de vapor superior al diseño, por lo tanto el agua que circula en estos equipos debe retirar mayor calor.

Igualmente se conoce que las plantas alcanzan su máxima capacidad de producción, por lo tanto es notorio que para obtener los productos en especificación se logra satisfacer la demanda de enfriamiento en las distintas secciones más importantes del sistema. Por lo tanto, el primero de los fenómenos adquiere mayor relevancia, debido a que la carga térmica actual del sistema de enfriamiento difícilmente resultaría ser menor a la de diseño.

Al suponer despreciable la variación en la carga térmica global que debe ser retirada del proceso y aplicando la definición de calor sensible (ecuación 3.15) al agua de enfriamiento circulante, tanto para la condición actual, como la de diseño, se tiene, al igualar ambas ecuaciones, que:

$$\dot{m}_A = \dot{m}_D \cdot \frac{(T_{\text{descarga}} - T_{\text{retorno}})_D}{(T_{\text{descarga}} - T_{\text{retorno}})_A} \quad (\text{Ec. 4.1})$$

donde:

\dot{m} : flujo másico de agua de enfriamiento (kg/h).

T_{descarga} : temperatura del agua en descarga de las bombas de alimentación (°C).

T_{retorno} : temperatura del agua que retorna al sistema (°C).

D, A: subíndices que denotan el diseño y la operación actual, respectivamente.

Esta consideración, se traduce en un estimado del flujo de agua en exceso igual a 10.661.000 kg/h. Si se compara este valor, con el requerido por el intercambiador A-1, sólo se consumiría 5,83% del flujo disponible.

Sin embargo, su aprovechamiento no puede ser de manera inmediata, sino que, previamente debe realizarse un estudio de la distribución del agua en los diferentes consumidores del sistema, para así determinar el punto óptimo en el que puede elaborarse la conexión respectiva, y a la vez, evaluar cómo se afectaría la eficiencia de intercambio de calor, en los equipos cercanos a dicho punto, de manera que se tomen las acciones correctivas y preventivas pertinentes.

Tabla 4.6 Variables utilizadas para verificar la disponibilidad de agua de enfriamiento.

Parámetro	Magnitud ^a
\dot{m}_D (kg/h)	61.375.000
$(T_{\text{descarga}})_D$	35,00
$(T_{\text{retorno}})_D$	45,00
$(T_{\text{descarga}})_A$	35,04
$(T_{\text{retorno}})_A$	43,56
\dot{m}_A (kg/h)	72.036.000
$\dot{m}_{\text{Disponible}}$	10.661.000

Leyenda:

^a Tomados de la tabla I.4, y de los diagramas de proceso del apéndice

I.

4.3.1.2 Evaluación del separador 12/22-V-307

Como se mencionó en la sección 3.3.1, la condición operativa propuesta para el V-307, trajo como resultado una variación significativa en los flujos que maneja. En la tabla G.1, se observa para el caso de la fase gas, que el flujo disminuyó 9.428 kg/h, respecto a la condición máxima de operación (tabla 3.5), producto del enfriamiento que sufre desde 82 °C a 45 °C. Por ende, dicho flujo se adicionó a la fase líquida que abandona el separador. En función a esto, se determinaron los parámetros mostrados en la tabla 4.7, para comprobar la factibilidad de reutilización del equipo.

Tabla 4.7. Velocidades y tiempos de residencia obtenidos en la evaluación del V-307.

Parámetro	Magnitud
$V_{r_{Gas}}$ (m/s)	1,50
V_c (m/s)	1,88
$V_{c'}$ (m/s)	1,88
V_{r_E} (m/s)	11,9
V_E (m/s)	20,3
$t_{R \text{ Propuesta}}$ (min)	2,54
$t_{R \text{ Diseño}}$ (min)	2,68

Leyenda:

$V_{r_{Gas}}$: velocidad real del gas (m/s); V_c : velocidad crítica del gas (m/s).

$V_{c'}$: velocidad permisible del gas (m/s);

V_{r_E} : velocidad real de la mezcla bifásica alimentada al separador (m/s).

V_E : velocidad permisible de la mezcla bifásica alimentada al separador (m/s).

$t_{R \text{ Propuesta}}$: tiempo de residencia de la fase líquida en el sistema propuesto (min).

$t_{R \text{ Diseño}}$: tiempo de residencia de la fase líquida en el diseño (min).

En relación a la evaluación correspondiente a la fase gas, se tiene que la velocidad real del gas circulante, es 0,38 m/s menor a la velocidad máxima permisible; por lo tanto se asegura que la velocidad superficial, es lo suficientemente baja para prevenir arrastre de líquido, lo que da el tiempo necesario para que las gotas dispersas en la fase gas, coalescan y por gravedad pasen a formar parte del volumen de líquido retenido en el separador.

Con respecto al comportamiento del fluido de alimentación, dada la nueva relación de fases en el separador (tabla G.1), se obtuvo que la velocidad real de la mezcla bifásica en la boquilla de entrada, es 9,21 m/s menor a la velocidad máxima permisible, lo que garantiza, que bajo estas condiciones operativas, no existirá arrastre desde la superficie del líquido.

La razón principal para que las velocidades lineales calculadas presenten este comportamiento, se basa en la reducción significativa del flujo volumétrico del gas (tabla 3.8) como consecuencia del aumento de su densidad, al bajar en 25 °C respecto al diseño (figura D.2), la temperatura de operación del separador.

En cuanto al desempeño de la fase líquida, se tiene que el tiempo de residencia correspondiente al volumen de operación, es 2,46 minutos menor a lo indicado en la norma (tabla E.2) para este tipo de servicios en particular. No obstante, desde la concepción original, el tiempo de residencia del líquido, era 2,32 minutos inferior a lo indicado en la norma citada.

Este parámetro depende de las mejores prácticas que cada licenciante o diseñador establezca de acuerdo a su experiencia; por consiguiente, los 5 minutos establecidos en la norma, no son factor clave para evaluar el equipo.

Mayor importancia tiene la reducción que experimenta el tiempo de residencia respecto al diseño, siendo esta, apenas de un 5,2%, lo que para fines prácticos es despreciable.

En base a lo mencionado en los párrafos anteriores, se establece que la reutilización del separador 12/22-V-307 en el sistema propuesto es técnicamente factible.

4.3.1.3 Evaluación del separador 12/22-V-321

De acuerdo a los cálculos desarrollados en la sección 3.3.2.3, el estudio para utilizar el 12/22-V-321, como equipo acumulador de los condensados generados al cambiar la temperatura de operación del 12/22-V-307, se basó en la estimación del tiempo de llenado.

Los criterios más comunes de diseño (sección 2.11.5), establecen que se requieren 5 minutos para llenar la mitad de volumen del tambor de protección; sin embargo, los resultados de la tabla 4.8, muestran que el valor para la condición propuesta es igual a 3 minutos, restando 2 minutos para poder estar considerado dentro de la norma.

En este caso se presenta una situación similar a la descrita con el tiempo de residencia del líquido en el V-307 (sección 4.3.1.2), donde se resalta que el tiempo teórico establecido, forma parte de un compendio de las mejores prácticas de dimensionamiento, motivo por el cual se considera como criterio más relevante, el comparar la reducción del tiempo de llenado respecto al diseño.

Al realizar este análisis, se observa que dicha reducción es de 0,30 min, lo que se traduce, en términos porcentuales, en un 9%, siendo éste un valor aceptable para verificar el funcionamiento operacional del equipo, ya que aún mantienen en rango los criterios originales considerados, para que en el caso de emergencia el operador disponga del tiempo suficiente para tomar las medidas de seguridad pertinentes.

Tabla 4.8. Volúmenes y tiempos de llenado del tambor de protección 12/22-V-321.

Parámetro	Magnitud
$V_{\text{Total}} / 2 \text{ (m}^3\text{)}$	4,49
$t_{\text{Llenado propuesta}} \text{ (min)}$	3,00
$t_{\text{Llenado diseño}} \text{ (min)}$	3,30
L / D (adimensional)	4,54

Leyenda:

$V_{\text{Total}} / 2$: mitad del volumen (m^3); L / D: relación longitud / diámetro (adimensional).

t_{Llenado} : tiempo de llenado de la mitad del volumen de tambor (min).

Otro factor que se consideró en la evaluación, fue la relación longitud/diámetro, siendo equivalente a 4,54. Este valor se encuentra dentro del rango establecido (4 - 5) para tambores de protección que operan a una presión comprendida entre 16,55 $\text{kgf/cm}^2\text{g}$ y 34,12 $\text{kgf/cm}^2\text{g}$.

Finalmente se verificó si la bomba (12/22-P-321), que desaloja los condensados acumulados en el V-321, tiene la capacidad de procesar el volumen adicional generado. Para esto se comparó el caudal máximo de

diseño (figura D.8), con el caudal que se manejaría en el sistema propuesto (tabla 3.9), siendo el segundo $10,4 \text{ m}^3/\text{h}$ inferior al primero.

Por lo descrito anteriormente, se considera técnicamente factible la utilización del 12/22-V-321 para las nuevas condiciones operativas.

4.3.1.4 Evaluación del intercambiador 12/22-E-307

- **Condición actual de operación**

Como se observa en la tabla 4.9, el intercambiador retira $9.146.195 \text{ kcal/h}$, lo que representa un $27,6\%$ de carga térmica adicional, a lo estipulado en el diseño.

Este fenómeno, tiene su explicación en las condiciones del fluido que ingresa al intercambiador. En la hoja de diseño (figura D.5), se observa que la temperatura de esta corriente debe ser de $82,9 \text{ }^\circ\text{C}$; no obstante, el fluido está a $90 \text{ }^\circ\text{C}$, por lo tanto su nivel energético es mayor, principalmente por el aumento en el contenido de vapor de agua que tiene la fase gas en el equilibrio, incrementándose el calor absoluto de condensación (tabla G.6) que debe ser retirado.

Los $7,1 \text{ }^\circ\text{C}$ de temperatura en exceso, son consecuencia de los problemas de enfriamiento arrastrados desde el 12/22-E-304, el cual al disminuir su eficiencia, le traslada parte de su carga térmica de diseño al E-307. Estos problemas se deben a la alta temperatura que tiene el agua desmineralizada que se envía desde la unidad de servicios industriales, y que actúa como fluido refrigerante en el intercambiador mencionado.

Por otra parte, al tomar en consideración los 23,2 °C de diferencia de temperatura, que tiene actualmente el lado agua de enfriamiento del E-307 (tabla 3.12), a través del balance de energía, se obtuvo un equivalente en flujo de 394.550 kg/h, siendo 45,1% inferior al valor para el cual fue diseñado.

Sumado a esto, se tiene el hecho de que en el equipo, se debería enfriar el fluido de proceso hasta 45,0 °C; sin embargo, la temperatura promedio en la salida, oscila alrededor de los 55,6 °C (tabla 3.12).

Además del calor adicional que se debe retirar, la razón por la cual, no se alcanza la temperatura especificada en el fluido de proceso, está asociada al bajo flujo de agua de enfriamiento. Esta condición genera un calentamiento de 13,2 °C, por encima de los 10,0 °C originales, ocasionando que el refrigerante abandone el equipo con 57,6 °C, lo que evidencia un claro cruce de temperaturas en la operación, y consecuente utilización del 37,3% de área en exceso (figura D.5), con la cual el equipo fue diseñado.

- **Factibilidad de uso en el sistema propuesto**

En las secciones 3.3.2.4 y 3.3.2.5, se desarrollaron los balances de materia y energía correspondientes, para determinar las características de la corriente que ingresa al 12/22-E-307 en el sistema propuesto. Esta información se encuentra resumida en las tablas G.3 y G.4.

La evaluación se realizó desde el punto de vista termodinámico, verificando si el equipo actualmente instalado, es capaz de remover el calor que demanda el proceso en la nueva condición operativa.

Tabla 4.9. Carga térmica, coeficientes de transferencia de calor y área requerida para las nuevas condiciones de proceso del 12/22-E-307.

Parámetro	Magnitud
Carga térmica diseño (kcal/h)	7.170.000
Carga térmica actual (kcal/h)	9.146.195
Carga térmica propuesta (kcal/h)	11.111.819
Flujo de agua de enfriamiento actual (kg/h)	394.550
$m_{H_2O\text{Propuesta}}$ (kg/h)	16.282
Temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C)	62,57
$h_{i\text{Propuesta}}$ (kcal/h·m ² ·°C)	3.898
$h_{o\text{Propuesta}}$ (kcal/h·m ² ·°C)	799
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	663
ΔT_{ml} (°C)	16,2
ΔT_e (°C)	19,5
Área requerida (m ²)	861
R_d (h·m ² ·°C/ kcal)	0,0000
Déficit de área (%)	0,87

Legenda:

$h_{i\text{Propuesta}}$: coeficiente de transferencia de calor lado agua de enfriamiento (kcal/h·m²·°C).

$h_{o\text{Propuesta}}$: coeficiente de transferencia de calor lado proceso (kcal/h·m²·°C).

$m_{H_2O\text{Propuesta}}$: flujo de vapor de agua que condensa (kg/h).

U_C : coeficiente global de transferencia de calor (kcal/h·m²·°C).

ΔT_{ml} : diferencia media logarítmica de temperaturas (°C).

ΔT_e : diferencia efectiva de temperaturas balanceada (°C).

R_d : factor de obstrucción (h·m²·°C/ kcal).

En la tabla 4.9, se observa que para el sistema descrito en la figura 3.7, el E-307 debe estar en capacidad de retirar 11.111.819 kcal/h, siendo equivalente a un 55,0% de carga térmica adicional, respecto al diseño.

Si bien, bajo la condición actual de operación, el equipo se encontraba limitado retirando un tope máximo de 27,6% de calor en exceso, es lógico suponer que para la condición propuesta, por tratarse de un mayor porcentaje, sería imposible lograr el objetivo; no obstante, debido a que ocurren cambios en el flujo de proceso, producto de la mezcla con el gas recuperado del V-307, fue necesario determinar el efecto sobre los coeficientes de transferencia de calor.

Como en el planteamiento original, no está contemplado el mejoramiento de la distribución de agua hacia el intercambiador, se considera que el flujo de agua de enfriamiento se mantendrá constante, y por ende, el balance de energía resulta en una temperatura de salida de 62,57 °C.

Definidas las condiciones terminales de las corrientes, se realizó la evaluación de los coeficientes de transferencia de calor individuales, de acuerdo a lo descrito en la sección 3.3.2.6, arrojando que tanto el correspondiente al lado agua, como el correspondiente al lado proceso disminuyen. El primero, producto del menor flujo de agua que maneja el equipo, lo que se traduce en una menor velocidad lineal y consecuente disminución del número de Reynolds (sección 2.10), mermando la capacidad intrínseca del fluido para absorber calor. En el segundo caso, el fenómeno es más complejo, y la disminución es resultado de la proporcionalidad inversa que existe entre el flujo de vapor que se condensa y dicho coeficiente (sección E.3.5).

Una vez evaluado el coeficiente global y la diferencia efectiva de temperaturas, se aplicó la Ley de Fourier (ecuación 2.38), para determinar el área total requerida para llevar a cabo la transferencia de calor de manera efectiva, obteniéndose un valor de 861 m², respecto a los 854 m², que están realmente instalados. Esto significa que existe un déficit de área limpia para intercambio del 0,87%; resultando en un factor de ensuciamiento nulo. En términos prácticos, implica, que al cambiar las condiciones de proceso, el 37,3% de área en exceso concebida en el diseño original, se usa en su totalidad, y aun así el intercambiador no es apto para la aplicación.

Otro factor, que resulta importante considerar en la evaluación, es el cruce de temperaturas que tendría el equipo, si operara bajo las condiciones propuestas. En la figura 4.1, se tiene una representación gráfica de este fenómeno.

En la gráfica, la longitud es simplemente referencial. Las líneas trazadas sólo constituyen una aproximación del comportamiento de las temperaturas a lo largo de la longitud del intercambiador, basadas en la figura E.3-h. No obstante, son representativas de la limitación de área descrita en párrafos anteriores.

Desde este punto de vista, se tiene en el área derecha de la gráfica, luego del punto de intersección de ambas líneas, la ocurrencia de un fenómeno de inversión térmica, debido a que en esa zona del intercambiador, el calor se transferirá desde el agua de enfriamiento hacia el fluido de proceso, provocando el recalentamiento del mismo en lugar de propiciar el enfriamiento y condensación del vapor que contiene. Este fenómeno se conoce como “*reflashig*” (Kern, 1999). Por lo tanto, en lugar de

aprovechar toda el área para el servicio requerido, una buena parte se pierde, realizando la función opuesta, a la que fue diseñado el equipo.

Finalmente, se detalla en la gráfica, que en las zonas muy cercanas al punto de intersección, el área requerida tiende, en términos matemáticos, a infinito, debido a que la diferencia efectiva de temperaturas, que constituye el potencial para la transferencia de calor, tiende a cero, demostrándose de manera definitiva, que para las condiciones propuestas el uso del E-307, no es técnicamente factible.

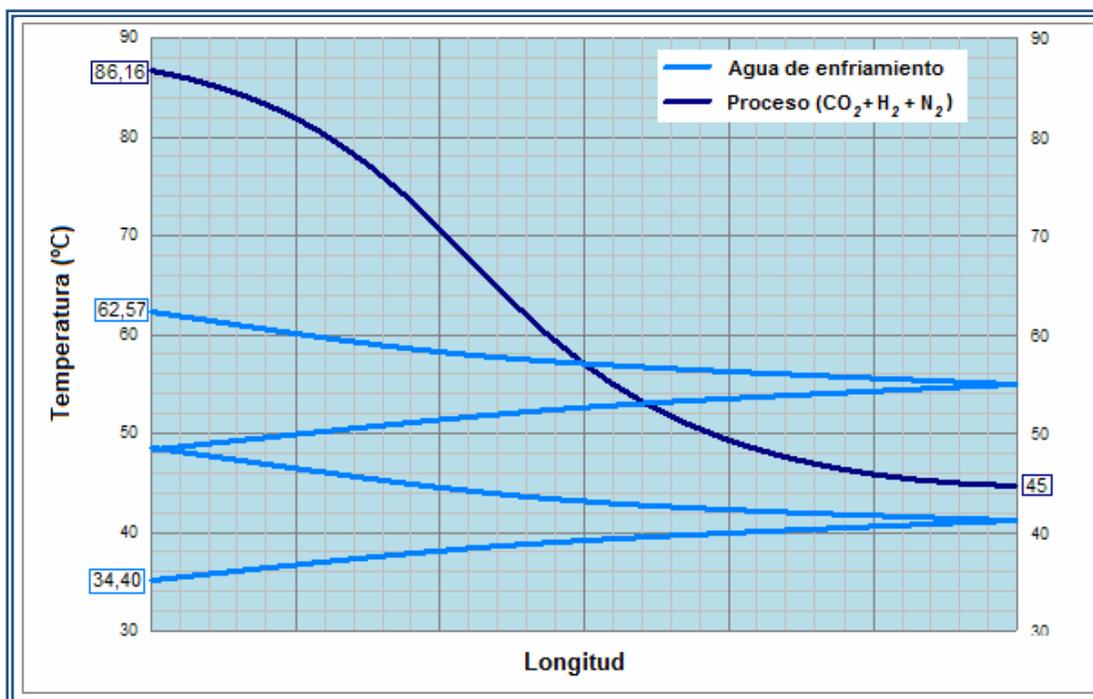


Figura 4.1. Perfil de temperatura de los fluidos del intercambiador 12/22-E-307 para las condiciones del sistema propuesto.

4.3.2 Análisis de la propuesta replanteada para la recuperación del dióxido de carbono

Como se mencionó en la sección 3.3.3, producto del resultado negativo, que se obtuvo de la evaluación del 12/22-E-307, fue necesario replantear la propuesta original (figura 3.11), con el objeto de incluir un intercambiador de calor alternativo (intercambiador A-2), cuya salida convergiera en un punto de mezcla (mezclador A-2), situado aguas abajo del E-307. Debido a esto, se redefinió la presión de descarga del compresor A-1, dando origen al compresor A-2.

Los balances de materia y energía se desarrollaron con el propósito de determinar las características de la corriente (presión, temperatura y composición), que ingresará al 12/22-V-306 para, posteriormente, evaluar el comportamiento de este equipo bajo las condiciones de proceso definidas. El resultado de los balances se presenta en el apéndice G.

4.3.2.1 Evaluación del separador 12/22-V-306

En la tabla G.12, se observan las variables de operación que tiene el V-306 en el sistema propuesto. De acuerdo a lo allí descrito, el equipo operará a una temperatura 2,69 °C más baja, y manejará un flujo másico total, 26,6% superior a la condición actual. La presión, se mantiene en 0,54 kgf/cm²g producto del balance en el mezclador A-2, donde predomina, por ser la presión más baja, la correspondiente a la salida del E-307.

Considerando las fases de forma independiente, la relación está dada por 79,26% la fase gas y 20,74% la fase líquida, expresándose en unidades de flujo másico como 104.086 kg/h y 27.229 kg/h, respectivamente.

En relación a la evaluación correspondiente a la fase gas, se tiene que la velocidad real del gas circulante (tabla 4.10), es 0,85 m/s mayor a la velocidad máxima permisible, que en términos porcentuales, representa un 54,5%; por lo tanto la velocidad superficial, no es lo suficientemente baja para prevenir arrastre de líquido, ni brindar el tiempo necesario para que las gotas dispersas en la fase gas, coalescan y por gravedad pasen a formar parte del volumen de líquido retenido.

Tabla 4.10. Velocidades y tiempos de residencia obtenidos en la evaluación del V-306.

Parámetro	Magnitud
$V_{r_{Gas}}$ (m/s)	2,41
V_c (m/s)	1,56
$V_{c'}$ (m/s)	1,56
V_{r_E} (m/s)	27,0
V_E (m/s)	16,3
$t_{R \text{ Propuesta}}$ (min)	2,22
$t_{R \text{ Diseño}}$ (min)	2,28

Leyenda:

$V_{r_{Gas}}$: velocidad real del gas (m/s); V_c : velocidad crítica del gas (m/s).

$V_{c'}$: velocidad permisible del gas (m/s);

V_{r_E} : velocidad real de la mezcla bifásica alimentada al separador (m/s).

V_E : velocidad permisible de la mezcla bifásica alimentada al separador (m/s).

$t_{R \text{ Propuesta}}$: tiempo de residencia de la fase líquida en el sistema propuesto (min).

$t_{R \text{ Diseño}}$: tiempo de residencia de la fase líquida en el diseño (min).

De igual forma, resulta conveniente analizar el comportamiento del fluido de alimentación bajo esta condición. Dada la nueva relación de fases existente, se obtuvo que la velocidad real de la mezcla bifásica en la boquilla de entrada, es 10,7 m/s mayor a la velocidad máxima permisible, lo que afirma, que de operarse el equipo bajo estas condiciones, existirá un arrastre significativo desde la superficie del líquido.

El motivo por el cual, las velocidades lineales calculadas presentan este comportamiento, se basa en el aumento significativo del flujo másico del gas, ya que, aun en la condición propuesta, el equipo operaría 7,91 °C por encima del diseño (figura D.1), lo que disminuye considerablemente la densidad del fluido gaseoso, y genera un incremento proporcional en el flujo volumétrico manejado.

En cuanto al desempeño de la fase líquida, se tiene que el tiempo de residencia, correspondiente al volumen de operación, para este tipo de servicios, es 0,22 minutos mayor a lo indicado en la norma (tabla E.2), y a su vez es un 2,7% menor que el tiempo de diseño, indicando que los cambios en el proceso no afectan el comportamiento de esta fase.

Lo anteriormente expuesto, referente a las velocidades de la fase gas y del fluido bifásico en la alimentación, permite descartar técnicamente la reutilización del 12/22-V-306 en el sistema de recuperación de dióxido de carbono.

4.3.3 Análisis de la propuesta definitiva para la recuperación del dióxido de carbono

Tal y como se mencionó en la sección anterior, la evaluación del 12/22-V-306, no arrojó resultados satisfactorios en relación a su posibilidad de utilización, por lo que surgió la necesidad de añadir a la propuesta un equipo adicional, que cumpla con el servicio requerido.

De acuerdo a lo descrito en la sección 3.3.4, este equipo se identificó como separador A-1, y la incorporación del mismo, trajo consigo la reducción en la presión de descarga fijada en el compresor A-2, ya que, para este caso, el punto de mezcla (mezclador A-3), se encuentra ubicado aguas abajo del V-306, donde se maneja una presión de 0,54 kgf/cm²g. En consecuencia, la carga térmica del intercambiador A-2, también disminuyó.

Para diferenciar los equipos, en función a los cambios realizados, se identificaron como compresor A-3 e intercambiador A-3, respectivamente (figura 3.14). En el apéndice G, se muestran los resultados de los balances realizados.

4.3.3.1 Estudio del intercambiador A-3

En relación a la propuesta planteada en la sección 3.3.4, para llevar la corriente de salida del compresor A-3, hasta la condición operativa del separador A-1, se requieren retirar 585.188 kcal/h en el intercambiador A-3, lo que equivale a un flujo de agua de enfriamiento de 58.651 kg/h (tabla G.15), para una diferencia de temperatura de 10 °C.

Claramente esta cantidad se encuentra disponible en planta, ya que, de acuerdo al desarrollo de la sección 4.3.1.1, sólo se aprovecharía un 5,83% del exceso de agua de enfriamiento circulante en el sistema; por lo tanto, al incorporar al balance total, el flujo requerido por el intercambiador A-3, el porcentaje se incrementa a 6,38%.

4.3.3.2 Estudio de las características resultantes de la corriente rica en dióxido de carbono

Después del enfriamiento hasta 45 °C, de la corriente que circula a través del intercambiador A-3, el fluido bifásico formado ingresa directamente al separador A-1, donde la fase gaseosa, luego de la división respectiva, presenta las características indicadas en la tabla 4.11. Debido al bajo flujo de la fase líquida, ésta puede incorporarse fácilmente, en la tubería equivalente que sale del V-306.

Al comparar los resultados mostrados en la tabla 4.11, con los correspondientes a la corriente que sale actualmente del 12/22-V-307 (tabla 3.5), se observa que el sistema propuesto es capaz de retirar 9.833 kg/h de vapor de agua, lo que se traduce en una reducción del 93,3% de la humedad presente en el gas, disminuyendo en términos de composición másica, a un 2,59% respecto al 28,45% presente en la corriente venteada. Este valor se encuentra 0,21% por debajo de lo requerido en el V-306 (tabla 3.7); por lo tanto, cumple con la especificación.

Como la base seca del gas, a lo largo de todo el proceso, permaneció constante, el efecto de disminución de la humedad, generó un marcado incremento en el peso molecular, pasando de 30,89 (tabla 3.4) a 41,64, valor

próximo al indicado en el diseño del V-306 y superior al que dicha corriente tiene en la operación actual.

Tabla 4.11. Características del gas de salida del separador A-1.

Componentes	Flujos (kg/h)	Composición másica (%)
CO ₂	25.324	93,07
N ₂	882	3,24
Ar	299	1,10
H ₂ O	704	2,59
Total	27.210	100,0
PM (kg/kmol)	41,64	
ρ (kg/m ³)	2,52	
T (°C)	45,0	
P (kgf/cm ² g)	0,60	

Leyenda:

P: presión (kgf/cm²g); T: temperatura (°C); PM: peso molecular; ρ : densidad (kg/m³).

A pesar de que en el sistema propuesto, la presión, temperatura y humedad alcanzadas son equivalentes a las del diseño del V-306, el peso molecular presenta mayor desviación debido a la presencia de 4,34% de nitrógeno y argón, respecto al 0,04% de nitrógeno e hidrógeno, que el gas de salida de este equipo posee.

Sin embargo, este efecto pierde relevancia, ya que el conjunto de variables que pueden influir en el proceso de compresión, se resumen prácticamente en una sola: la densidad del gas. Para el caso, el valor

obtenido es igual a $2,52 \text{ kg/m}^3$, siendo mayor que la fijada en el diseño ($2,40 \text{ kg/m}^3$), y que la existente en la operación actual ($2,32 \text{ kg/m}^3$). Este aumento, permitirá reducir la carga adiabática o cabezal de compresión, y por ende, los requerimientos de potencia, de enviarse este flujo en lugar del que se succiona actualmente.

En fin, la corriente venteada a la atmósfera, tendrá las características requeridas para que el dióxido de carbono recuperado se encuentre, en condiciones similares, a las de diseño del gas de salida del separador 12/22-V-306 (tabla 3.7) y pueda ser enviado efectivamente hacia la succión del compresor 11/21-K-101 en las plantas de urea. Por este motivo, la propuesta en estudio resultó ser técnicamente factible.

Es importante considerar, que en lo párrafos anteriores, sólo se mencionó el efecto que tienen las propiedades físicas del gas, en el proceso de compresión. No obstante, para poder comprimir realmente la totalidad del flujo másico adicional en la máquina actualmente instalada, es necesario realizar un estudio más profundo, que involucre, la optimización energética del equipo, bien sea disminuyendo la temperatura o incrementando la presión de succión. Esta evaluación está asociada al “*revamping*” mencionado en la sección 4.2.

Para poder estudiar si el 11/21-K-101, estará en capacidad de comprimir todo el flujo de dióxido de carbono adicional, es indispensable conocer las características resultantes de la mezcla con la corriente de salida del V-306, presentándose las mismas en la tabla 4.12.

Tabla 4.12. Características de la corriente de salida del mezclador A-3.

Comp.	Flujo de salida (kg/h)			Composición másica (%)		
	Total	G	L	Total	G	L
CO ₂	98.672	98.672	0	94,75	94,76	0,00
N ₂	920	920	0	0,88	0,88	0,00
H ₂	9	9	0	0,01	0,01	0,00
Ar	299	299	0	0,29	0,29	0,00
H ₂ O	4.238	4.230	7	4,07	4,06	100
Total	104.138	104.129	7	100	100	100
Rel. G-L (%)	-	99,99	0,01	-	-	-
PM (kg/kmol)	41,29	41,30	18,02	-	-	-
ρ (kg/m ³)	2,43	2,35	987	-	-	-
T _{M A-3} (°C)	53,11					
T _{Rocío M A-3} (°C)	53,15					
P (kgf/cm ² g)	0,54					

Leyenda:

Comp.: componentes; G: fase gas; L: fase líquida; Rel. G-L: Relación de fases gas - líquido.

T_{M A-3}: temperatura de la corriente de salida del mezclador A-3 (°C); P: presión (kgf/cm²g).

T_{Rocío M A-3}: temperatura de la corriente de salida del mezclador A-3 (°C).

PM: peso molecular; ρ : densidad (kg/m³).

En forma general, se observa que las propiedades de la mezcla, se acercan notablemente a las características del gas de salida del V-306, debido a que el aporte de esta corriente, en términos de flujo másico, es mucho mayor. Sin embargo, la excelente condición del gas proveniente del separador A-1, permite mejorar parcialmente los parámetros que influyen en la compresión del gas.

Esta situación, permite afirmar que antes de ejecutar cualquier proyecto de “*revamping*” de planta, es indispensable solventar los problemas de enfriamiento existentes en el E-304 y E-307 (sección 4.3.1.4), con el objeto de restablecer las condiciones óptimas de la corriente de proceso que circula por estos equipos, y mejorar definitivamente el desempeño del compresor de dióxido de carbono.

4.4 Realización del diseño preliminar de los equipos principales del sistema propuesto para el tratamiento de la corriente liberada a la atmósfera

4.4.1 Dimensionamiento del intercambiador A-1

De acuerdo a las bases de diseño establecidas para el intercambiador A-1 en la sección 3.4.1, se obtuvo que las dimensiones y características globales de transferencia de calor que debe tener el equipo, para satisfacer el servicio requerido, son las siguientes:

Tabla 4.13. Diseño final del intercambiador A-1.

Parámetro	Magnitud
Número de tubos	938
Diámetro externo de los tubos (mm)	19,05
BWG de los tubos	16
Longitud de tubos (m)	4,88
Número de pasos por los tubos	2
Número de pasos por la coraza	1
Arreglo del haz tubular	Triangular, Δ
Pitch (mm)	25,4
Diámetro interno de la coraza (mm)	889
Espaciado entre deflectores (mm)	889
Velocidad lado tubos (m/s)	1,90
Caída de presión lado tubos (kgf/cm ²)	0,45
Caída de presión lado coraza (kgf/cm ²)	0,01
Área instalada (m ²)	273,8
ΔT_e (°C)	26,3
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	1313,7
U_D (kcal/h·m ² ·°C)	861,6
A_T (m ²)	179,5
R_d (h·m ² ·°C /kcal)	0,0004

Leyenda:

U_C : coeficiente global de transferencia de calor limpio (kcal/h·m²·°C).

U_D : coeficiente global de transferencia de calor sucio (kcal/h·m²·°C).

R_d : factor de ensuciamiento (h·m²·°C/ kcal).

ΔT_e : diferencia de temperaturas balanceada (°C).

A_T : área de transferencia limpia o requerida (m²).

En los pasos del diseño, se obtuvo inicialmente (tablas 3.18 y 3.20) un intercambiador que presentaba un factor de ensuciamiento ($0,0005 \text{ h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{kcal}$) superior al requerido en el servicio ($0,0004 \text{ h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{kcal}$), motivo por el cual se propuso una configuración diferente que aprovechara al máximo la hidráulica del equipo.

En este aspecto, se seleccionó un arreglo en el que se incrementara la caída de presión y la velocidad del agua de enfriamiento en el lado de los tubos, pero manteniendo la caída de presión lado proceso, producto de la misma limitante que el sistema establece dada las bajas presiones que se manejan ($<0,04 \text{ kgf}/\text{cm}^2\text{g}$). De esta forma se logró la obtención de un equipo más compacto y que involucra menores costos de fabricación.

En el lado agua de enfriamiento, la caída de presión se incrementó de $0,36$ a $0,45 \text{ kgf}/\text{cm}^2$, mientras que la velocidad pasó de $1,71$ a $1,90 \text{ m/s}$, resultando en un número de Reynolds mayor (sección 2.10) y en consecuencia un mayor coeficiente de transferencia de calor.

El balance por zonas (tabla 3.19), permitió obtener el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor y del área de transferencia requerida para el enfriamiento y condensación del fluido de proceso, a medida que se incrementa la carga térmica retirada en el intercambiador. El perfil correspondiente se muestra en la figura 4.2.

Como se observa, cuando se retira calor al fluido de proceso, el coeficiente de transferencia disminuye progresivamente, variando desde $2.643 \text{ kcal}/\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$ en la entrada, hasta $447 \text{ kcal}/\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$. Este efecto se explica en el hecho de que la fase gas del fluido alimentado se encuentra en un punto de rocío (tabla G.1) donde el contenido de vapor de agua es tal, que

el coeficiente tiende a comportarse casi totalmente como el de condensación pura para vapor. No obstante, a medida que éste se enfría, la presión parcial del agua en la fase gas disminuye, y por ende se reduce el potencial para la difusión en la mezcla de gases no condensables (ecuación E.60), llegando a tenerse en la salida un coeficiente dominado por la mezcla de gases (CO_2 , N_2 , y Ar).

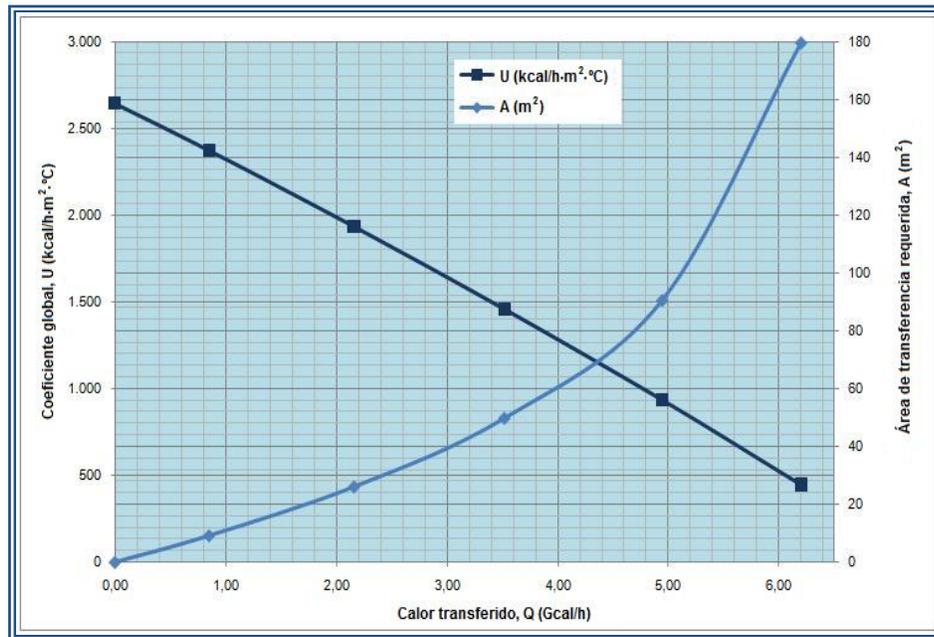


Figura 4.2. Curva de condensación para el fluido que circula a través del intercambiador A-1.

Paralelamente, el área de transferencia limpia requerida se incrementa, inicialmente con una proporción menos marcada que en las zonas finales del intercambiador, donde el comportamiento tiende a ser exponencial. Esto se debe a la propia disminución del coeficiente, lo que genera requerimientos de área cada vez mayores.

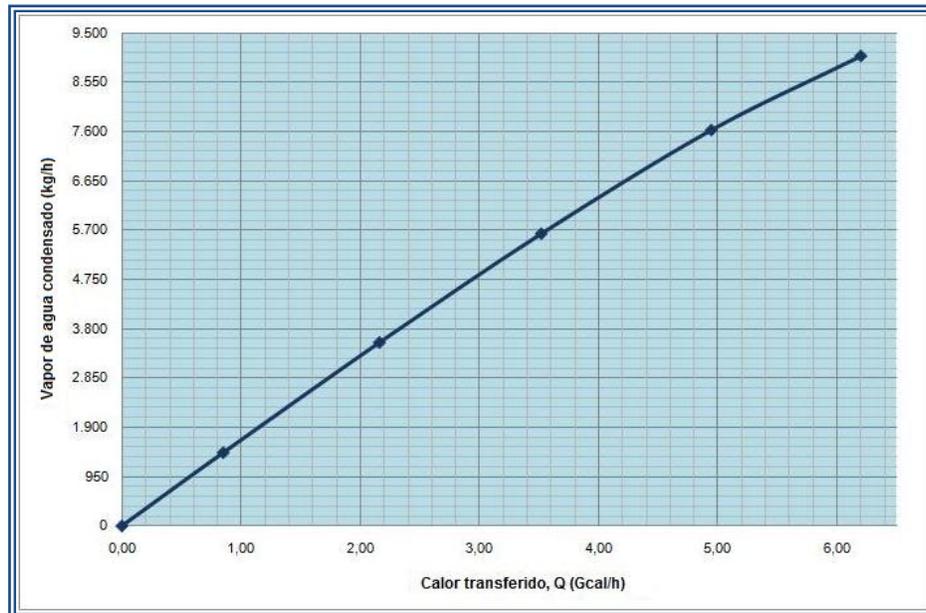


Figura 4.3. Vapor de agua condensado en el intercambiador A-1.

En la figura 4.3, se muestra la cantidad de condensados generados, en relación a la carga térmica retirada, siendo esta una información útil para evaluar el desempeño del equipo una vez se encuentre instalado.

Finalmente, al analizar la relación área instalada vs. área requerida, se tiene el equivalente a un porcentaje en exceso de 34,4%. Este valor es superior al 15% recomendado típicamente para el diseño de intercambiadores (Walas, 1990); no obstante, dada la sensibilidad del cálculo (incremento súbito del área) en los últimos pasos, es recomendable trabajar con factores de ensuciamiento que generen esta situación (Kern, 1999).

4.4.2 Selección del compresor A-3

Como se señaló en la sección 3.4.2, de las cinco opciones de selección, el compresor dinámico axial fue descartado, ya que, la potencia requerida por

la máquina es de 376 kW, estando muy por debajo del límite menor de capacidad común de potencia (3.750 kW) indicado en la tabla E.10 para este tipo de compresores.

Al verificar la información señalada en la tabla E.9, la posibilidad de utilizar el compresor de anillo líquido se rechaza, debido a que sólo se diseña especialmente para servicios de aire.

Igualmente, se omite el uso de un compresor de lóbulo recto, dado que su relación de presión máxima por etapa de compresión, es de 1,6, siendo menor a la determinada para el compresor en estudio (tabla 3.16); de seleccionarse este tipo, sería necesario instalar una segunda etapa, lo que implica un capital fijo de inversión mayor.

De los dos tipos de compresores restantes, se descarta el reciprocante no lubricado por dos motivos:

El primero, se refiere a la sensibilidad relativa al contenido de humedad, siendo alta para el reciprocante, en contraposición a la de tornillo helicoidal que se valora como media. En la sección 3.2.2.2, se señaló que el gas de salida del 12/22-V-307 constituye una mezcla de gases secos, saturados con vapor de agua, por lo tanto, cualquier problema operacional o variación en el proceso podría generar el ingreso de condensados al equipo y afectar su funcionamiento.

El segundo motivo de descarte, se asocia a los requerimientos relativos de mantenimiento, siendo muy altos para el reciprocante, mientras que para el de tornillo helicoidal son medios. Si ambas máquinas satisfacen los requerimientos de proceso, es lógico seleccionar aquella que, una vez sea

instalada, genere los menores costos operativos y se mantenga en servicio el mayor tiempo.

El compresor rotatorio de tornillo helicoidal de baja presión, resultó la opción técnicamente factible.

Luego de seleccionado el compresor, fue necesario calcular de nuevo la potencia en función de las eficiencias señaladas en la tabla E.9. Se tomó la menor eficiencia de compresión en el rango señalado para obtener la mayor estimación de potencia a las condiciones propuestas. La eficiencia mecánica se mantuvo respecto a la suposición original.

Como el principio de cálculo para un compresor rotatorio, se basa en el método politrópico (PDVSA, 1995), se empleó la figura E.12 para convertir la eficiencia a términos isentrópicos y relacionarla con los cálculos realizados en la sección 3.3.4.1, presentándose las características finales del compresor A-3 en la tabla 4.14.

Tabla 4.14. Eficiencias y requerimientos definitivos de potencia del compresor A-3.

Parámetro	Magnitud
Eficiencia politrópica (%)	70,0
Eficiencia isentrópica (%)	68,4
Eficiencia mecánica (%)	95,0
Temperatura de descarga real (°C)	97,9
Potencia desarrollada real (kW)	365
Potencia al freno (kW)	385

4.4.3 Dimensionamiento del intercambiador A-3

De acuerdo a las bases de diseño establecidas para el intercambiador A-3 en la sección 3.4.3, se obtuvo que las dimensiones y características globales de transferencia de calor que debe tener el equipo, para satisfacer el servicio requerido, son las siguientes:

Tabla 4.15. Diseño final del intercambiador A-3.

Parámetro	Zona		
	Desobrecalentamiento	Condensación	Total
Carga térmica (kcal/h)	266.121	327.259	593.380
A_{TC} (m ²)	39,9	22,8	62,7
U_C (kcal/h·m ² ·°C)	235,2	1.164,7	572,8
ΔT_e (°C)	28,4	12,4	16,5
A_{TD} (m ²)	-	-	74,9
U_D (kcal/h·m ² ·°C)	-	-	479,4
R_d (h·m ² ·°C /kcal)	-	-	0,0003

Leyenda:

U_C : coeficiente global de transferencia de calor limpio (kcal/h·m²·°C).

U_D : coeficiente global de transferencia de calor sucio (kcal/h·m²·°C).

R_d : factor de ensuciamiento (h·m²·°C/ kcal).

ΔT_e : diferencia de temperaturas balanceada (°C).

A_{TC} : área de transferencia de calor limpia (m²).

A_{TD} : área de transferencia de calor instalada (m²).

A diferencia de lo ocurrido al diseñar el intercambiador A-1, en la suposición inicial de este intercambiador (tabla 3.22), se obtuvo un factor de ensuciamiento acorde a lo requerido para el tipo de servicio (tabla 3.21). Por lo tanto se estableció como diseño definitivo. Si bien, la zona de condensación presenta un factor igual al del intercambiador A-1, el efecto que genera la zona de sobrecalentamiento en los cálculos globales disminuye su magnitud.

Si los equipos se comparan desde el punto de vista hidráulico, las caídas de presión y velocidad del fluido lado tubos, se encuentran muy cercanas a los límites superiores establecidos (sección 3.4.3), puesto que se pudo seleccionar un intercambiador proporcionalmente más compacto, dado que la caída de presión permitida en el lado proceso era mayor.

En la figura 4.4 se observa el comportamiento del coeficiente global y del área de transferencia requerida en el intercambiador. La parte izquierda de la gráfica muestra la zona de sobrecalentamiento, presentando bajos coeficientes de transferencia de calor que disminuyen levemente a medida que el gas se acerca a su punto de rocío. Apenas el gas alcanza esta condición, el coeficiente se incrementa de manera prácticamente instantánea, producto de la aparición de la primera porción de condensados, que generan el potencial de difusión de masa del vapor, desde la fase no condensable hasta la interfaz con la película de líquido formada, como consecuencia de la diferencia de las presiones parciales en estos dos puntos.

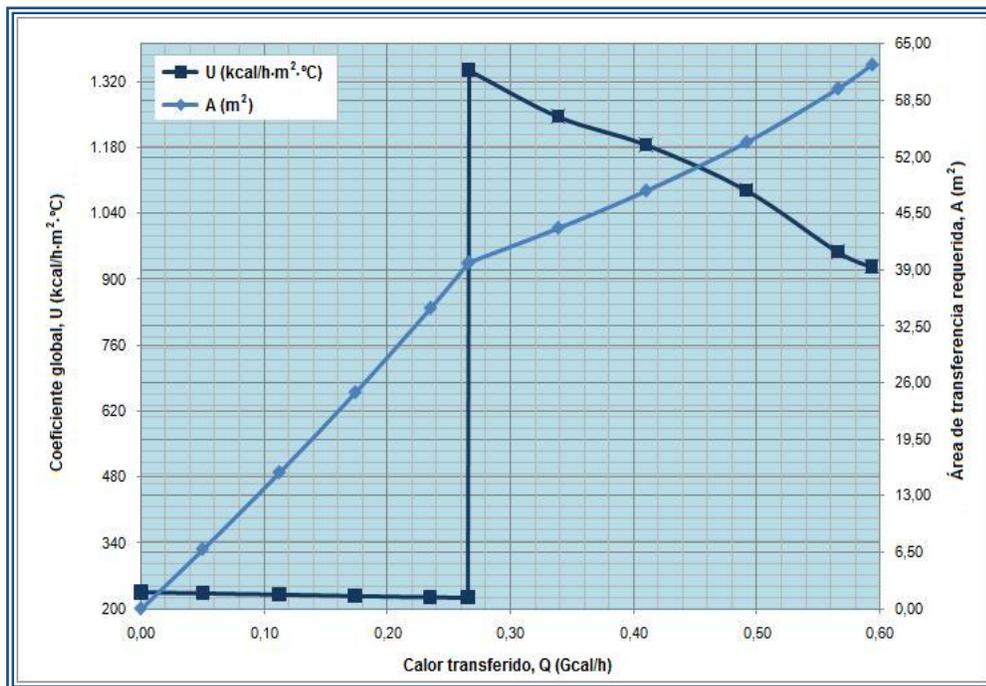


Figura 4.4. Curva de transferencia de calor para el fluido que circula a través del intercambiador A-3.

En el área derecha, se muestra el comportamiento de la zona de condensación, donde, comparado con el intercambiador A-1, la disminución en el coeficiente y el aumento del área de transferencia no son tan marcados, dado que el flujo másico de condensado que se genera es considerablemente menor (tablas G.1 y G.14). Por este motivo, los efectos sobre el coeficiente global son moderados, dentro de la misma zona.

Comparando los requerimientos de área de ambas zonas del intercambiador, se tiene que el área para sobrecalentamiento ($39,9 \text{ m}^2$) es mayor que para la condensación y consecuente enfriamiento de las fases gas y líquido remanentes ($22,8 \text{ m}^2$). No obstante, la relación área vs. delta de temperatura lado proceso se invierte, requiriéndose para sobrecalentar el

gas $0,92 \text{ m}^2/^\circ\text{C}$, en contraposición a los $2,33 \text{ m}^2/^\circ\text{C}$ requeridos para condensar el flujo de vapor indicado en la figura 4.5.

La inversión mencionada, se debe principalmente a que la diferencia efectiva de temperaturas (tabla 4.15) en la zona de sobrecalentamiento es 1,29 veces más grande que en la zona de condensación, sumado a que en la primera se debe retirar solamente el 80% del calor total removido en la segunda.

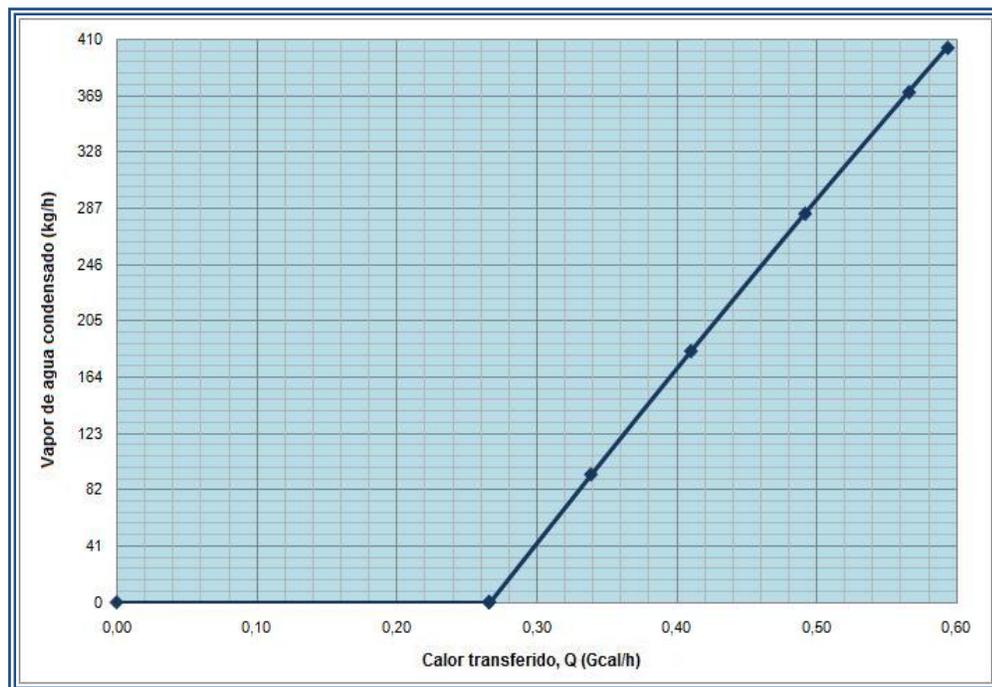


Figura 4.5. Vapor de agua condensado en el intercambiador A-3.

En términos globales, el área en exceso, disponible para el ensuciamiento en el intercambiador A-3 es de 16,3%, quedando próxima al valor recomendado para el diseño de estos equipos (Walas, 1990).

4.4.4 Dimensionamiento del separador A-1

Al aplicar los criterios de diseño para separadores verticales, definidos en la sección 3.4.4, se obtuvo un equipo con las siguientes características:

Tabla 4.16. Dimensiones finales del separador A-1.

Parámetro	Magnitud
Diámetro (m)	1,10
Área transversal (m ²)	0,95
Diámetro de la boquilla de salida de gas (mm)	288
Altura efectiva de separación (m)	2,46
Distancia de la línea tangente de fondo al nivel bajo - bajo de líquido	0,23
Distancia del nivel bajo - bajo al nivel alto - alto de líquido (m)	0,09
Distancia del nivel alto - alto de líquido a la boquilla de alimentación (m)	0,49
Diámetro de la boquilla de alimentación (mm)	491
Distancia desde la boquilla de alimentación a la parte inferior de la malla (m)	0,61
Espesor de la malla (m)	0,15
Distancia desde la parte superior de la malla a la línea tangente de tope (m)	0,40
Relación longitud / diámetro	2,24

Es importante resaltar, que dado el bajo flujo de líquido a manejar (404 kg/h), la altura normal de operación más la altura asociada al tiempo de respuesta ante emergencias, sólo constituyen el 3,66% de la altura total del

separador. El resto, representan las convenciones existentes para establecer la altura efectiva del equipo.

Para los casos de las distancias: línea tangente de fondo a nivel bajo - bajo, boquilla de entrada a la zona inferior de la malla y de zona superior de la malla a la línea tangente de tope se seleccionaron los valores mínimos permitidos, dado que la relación con el diámetro no superó dicho valor (figura E.1).

La relación longitud diámetro es equivalente a 2,24 y se encuentra dentro de los parámetros establecidos (menor a 3) para el diseño de separadores verticales con bajo flujo de líquido.

Lo antes mencionado, permite asentar, que las dimensiones determinadas para el separador A-1, son las adecuadas para procesar la corriente rica en dióxido de carbono y garantizar su envío en condiciones óptimas hacia la succión del compresor 11/21-K-101.

CONCLUSIONES

1. El gas venteado en el separador 12/22-V-307 a las condiciones máximas de operación está compuesto por 47.98% de CO₂, 2.63% de N₂ y 48.77% de H₂O.
2. El aumento de la temperatura en la condición máxima de operación del separador 12/22-V-307 incrementa en 15,25% molar, el contenido de humedad del gas.
3. El gas de salida del separador 12/22-V-308 se descartó para el desarrollo de la propuesta de recuperación de dióxido de carbono.

4. En condición normal de operación el flujo total de gas venteado desde el 12/22-V-307 es de 32.088 kg/h y en la condición máxima de operación corregida es de 37.043 kg/h.
5. Se requieren 71.100 kg/h de amoníaco, por planta, para procesar el dióxido de carbono disponible en cada tren, lo que representa un 94,8% de la producción actual.
6. Se pueden enviar a almacenaje 3.900 kg/h de amoníaco, representado un 5,2% de la producción actual.
7. Es necesario, adicionar un flujo de 1.159,7 kg/h de urea - formaldehído (*UFC-85*), para granular toda la urea líquida que podría producirse si se llegara a procesar el dióxido de carbono disponible.
8. Se disponen de 12.897 Nm³/h de dióxido de carbono, suficiente para incrementar la producción, de cada planta de urea, en 38%, lo que se traduce en un total de 3.037 toneladas métricas diarias.
9. Los 680.736 kg/h requeridos para satisfacer la demanda de enfriamiento del sistema propuesto se encuentran disponibles en la red de agua.
10. Los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-321 resultaron técnicamente factibles para ser utilizados en las condiciones del sistema propuesto.
11. El intercambiador 12/22-E-307, opera actualmente con un carga térmica 27,6% superior a la de diseño.
12. La reutilización del intercambiador 12/22-E-307 y del separador 12/22-V-306 no resultó técnicamente factible para el sistema propuesto.
13. Adicional al uso del 12/22-V-307 y 12/22-V-321, el sistema requiere la adaptación de cuatro equipos principales: el intercambiador A-1, el compresor A-3, el intercambiador A-3 y el separador A-1.
14. En el diseño de los intercambiadores A-1 y A-3, se estimó un área de transferencia de calor de 273,8 y 74,9 m², respectivamente.

15. Para cumplir los requerimientos del sistema propuesto, se seleccionó un compresor rotatorio de tornillo helicoidal que demanda una potencia de 385 kW.
16. Las dimensiones obtenidas en el diseño del separador A-1 fueron 1,10 metros de diámetro y 2,46 metros de altura.
17. La corriente rica en dióxido de carbono, resultante del tratamiento en el proceso diseñado, cumple con las especificaciones para ser enviada a la succión del compresor 11/21-K-101.

RECOMENDACIONES

1. Instalar medidores de flujo en las corrientes gaseosas a la salida del 12/22-V-307 para tener un monitoreo continuo de la alimentación al sistema propuesto.
2. Calibrar las válvulas 12/22-PV-3100 y 12/22-PV-3054 y los transmisores de presión asociados. Paralelamente, programar para una próxima parada de planta la revisión de los componentes internos de las mismas.
3. Solicitar a los fabricantes de las válvulas 12/22-PV-3100 los datos de calibración en las condiciones actuales de operación, con el propósito de obtener flujos acordes y validar el balance de masa respectivo.
4. Realizar un estudio más profundo y detallado de la composición del gas de salida del 12/22-V-308, con el objeto de diseñar un sistema que permita darle uso productivo a esta corriente y eliminar definitivamente las emisiones.
5. Iniciar el proyecto de incremento de capacidad de producción de las plantas de urea (*revamping*).
6. Implementar un proyecto de redistribución de agua en la red de enfriamiento, con el objeto de determinar el punto óptimo de conexión para tomar el agua requerida en el sistema de recuperación propuesto.

7. Evaluar las características inherentes de flujo de las válvulas de control de nivel del V-307 y del V-321, para validar si tienen en la capacidad de manejar el volumen adicional de condensado generado.
8. Iniciar un proyecto de optimización energética, enfocado a solucionar los problemas de enfriamiento existentes en el 12/22-E-304 y 12/22-E-307.
9. Evaluar el efecto que tendrían en el proceso de producción de urea el 4,34% de inertes (nitrógeno y argón), presentes en la corriente recuperada, verificando si el sistema está en capacidad de desalojarlos en las etapas de despojamiento.

BIBLIOGRAFÍA

ABCdatos. (2004). *Clasificación y tipos de compresores industriales*. Recuperado el 15 de mayo de 2010, de <http://www.proyectosfindecarrera.com/tipos-compresores.htm>.

Agencia para Sustancias Tóxicas y Registro de Enfermedades de EE.UU. (2002). *Amoníaco*. Recuperado el 12 de mayo de 2010, de http://www.udec.cl/matpel/toxfaq_espanol/AMONIACO.pdf.

Alción, S.A. (s.f.). *Plantas de Procesos - CAD y TI para Diseño de Plantas*. Recuperado el 25 de mayo de 2010, de <http://www.alcion.es/PLANTAS/guia-cad/cad.htm#inicio>.

American National Standard. (2002). *Flow Equations for Sizing Control Valves*. ANSI/ISA-75.01.01-2002 (60534-2-1 Mod). U.S.A.

Azócar, J. (2009). *Evaluación de alternativas de tratamiento de una corriente de flujo gaseosa proveniente del sistema de acumulación de carbonato de amonio de una planta productora de urea granulada*. Trabajo de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Puerto La Cruz.

Baca, G. (2002). *Evaluación de Proyectos* (Cuarta edición ed.). Editorial McGraw-Hill. México.

Barguero, G. (2007). *Sistemas de Factibilidad*. Recuperado el 20 de mayo de 2010, de <http://www.geocities.com/SiliconValley/Pines/7894/sistemas/factibilidad.html>

Bird, R., Stewart, W., & Lightfoot, E. (1992). *Fenómenos de Transporte*. Reverté, S.A. Barcelona.

Cengel, Y., & Boles, M. (2006). *Thermodynamics: An Engineering Approach* (Quinta ed.). McGraw-Hill. EE.UU.

Chang, R. (1992). *Química* (Cuarta ed.). McGraw-Hill. México.

Crane. (1998). *Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tubería*. McGraw-Hill. México.

El Tiempo. (2010). *Publican en Gaceta Oficial la expropiación de Fertinitro y Venoco*. Recuperado el 25 de Octubre de 2010, de <http://edicionesanteriores.eltiempo.com.ve/noticias/default.asp?id=354367>

Felder, R., & Rousseau, R. (1991). *Principios Elementales de los Procesos Químicos*. Addison - Wesley Iberoamericana. México.

Fisher Controls International, I. (2005). *Catalog 12 - Flow Coefficients*. Emerson Process Management. EE.UU.

Fisher Controls International, Inc. (2001). *Control Valve Handbook*. Emerson Process Management. EE.UU.

Gaspard, E. (2004). *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*. Trabajo de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Puerto La Cruz.

Geankoplis, C. (1998). *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias* (Tercera ed.). Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México.

Google Earth . (2009). Versión 5.0.1. © Google TM.

Greene, R. (1992). *Compresores: Selección, Uso y Mantenimiento* (Primera edición ed.). Editorial McGraw-Hill. México.

Hernández, M. (2002). *Evaluación del sistema de recuperación, purificación y distribución del dióxido de carbono de una planta cervecera*. Trabajo de grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Puerto La Cruz.

Himmelblau, D. (1997). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química* (Sexta ed.). Prentice Hall. México.

INFRA Air Products, S.A. (2003). *Un gramo de seguridad: bióxido de carbono*. Recuperado el 13 de mayo de 2010, de <http://www.infra.com.mx/infragases/seguridad/bioxidodecarbono.htm>.

Inlibra®. (2009). *Características de Inlibra*. Recuperado el 25 de mayo de 2010, de <http://www.inlibra.com>.

Janvier, B., & Deepak, R. (2005). *Control Valve Choking*. Recuperado el 20 de 05 de 2010, de <http://www.control.com/thread/1026216443>.

Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor* (Primera edición ed.). Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México.

Levenspiel, O. (1993). *Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor* (Primera edición ed.). Editorial Reverté S.A. España.

Martínez, M. (1997). *Diseño de Separadores* (Versión en Hipertexto. ed.). Ingenieros Consultores y Asociados S.A., ICONSA. Venezuela.

Miller, J., & y Miller, J. (1993). *Estadística para Química Analítica* (Edición ed.). Addison - Wesley Iberoamericana. EE.UU.

Parada, H. (2000). *Evaluación del sistema de recuperación de gas carbónico en una empresa cervecera*. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente. Puerto La Cruz.

PDVSA. (1995). Manual de Diseño de Procesos - Selección del Tipo de Compresor. Documento N° MDP-02-K-03. Caracas.

PDVSA. (1995). Manual de Diseño de Procesos - Separadores Líquido/Vapor. Documento N° MDP-03-S-03. Caracas.

PDVSA. (1995). Manual de Diseño de Procesos - Cálculos en Sistemas de Compresión, Documento N° MDP-02-K-04. Caracas.

Pequiven, S.A. (2000). *Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro, C.E.C.* Recuperado el 12 de Junio de 2010, de <http://www.pequiven.com/pequiven/fertinitrosp.php>.

Perry, R. (1992). *Manual del Ingeniero Químico* (Sexta ed., Vol. I). McGraw-Hill. México.

Perry, R. (1992). *Manual del Ingeniero Químico* (Sexta ed., Vol. II). McGraw-Hill. México.

Perry, R. (1992). *Manual del Ingeniero Químico* (Sexta ed., Vol. IV). McGraw-Hill. México.

Perry, R. (2001). *Manual del Ingeniero Químico* (Séptima ed., Vol. III). McGraw-Hill. México.

RWD Technologies. (2008). *Planta de Amoníaco* (Primera ed.). Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro C.E.C. Barcelona.

Sinnott, R. K. (1999). *Coulson & Richardson's, Chemical Engineering* (Tercera ed., Vol. VI). Butterworth-Heinemann. Gran Bretaña.

Smith, J., Van Ness, H., & Abbott, M. (1998). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química* (Quinta ed.). McGraw-Hill. México.

Snamprogetti S.p.A. (1999). *Manual de Operación de la Planta de Amoníaco: Unidades 12 y 22* (Sección 2. Primera revisión ed.). Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro C.E.C. Barcelona.

Snamprogetti S.p.A. (1999). *Manual de Operación de la Planta de Urea: Unidades 11/18 y 21/28* (Sección 2, Primera Revisión ed.). Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, FertiNitro C.E.C. Barcelona.

SUBESPACIO. (2005). *Amoníaco: proceso de producción*. Recuperado el 13 de mayo de 2010, de <http://www.textoscientificos.com/quimica/amoniaco>.

SUBESPACIO. (2005). *Urea: proceso de producción industrial*. Recuperado el 13 de mayo de 2010, de Urea: proceso de producción industrial: <http://www.textoscientificos.com/quimica/urea>.

Testa, G., & Gianazza, A. (2008). *A Solid Approach to the Urea Revamping Issue*. Nitrogen + Syngas, International Conference & Exhibition. San Donato Milanese.

Virtual PRO - Procesos Industriales. (2010). *Accesorios Industriales*. Obtenido de <http://www.revistavirtualpro.com/revista/index.php?ed=2006-03-01&pag=19>.

Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment. Selection and Design. Primera Edición*. Butterworth-Heinemann. EE.UU.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO Y SU UTILIZACIÓN COMO MATERIA PRIMA PARA EL INCREMENTO DE LA PRODUCCIÓN DE UREA EN UNA PLANTA DE FERTILIZANTES
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Barreiro, Daniel Alejandro	CVLAC: 18.114.575 E MAIL: daniel.barreiro13@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Recuperación

Dióxido

Carbono

Producción

Urea

Fertilizantes

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se diseñó un sistema de recuperación de dióxido de carbono, utilizado como materia prima para el incremento de la producción de urea en una planta de fertilizantes. En primer lugar, se determinaron las composiciones molares en base seca del gas de salida de los separadores 12/22-V-307 y 12/22-V-308, resultando similares tanto para la condición normal (72,9 °C) como para la condición máxima (82,0 °C) de operación; no obstante, el uso del gas del separador 12/22-V-308 fue descartado por presentar alto contenido de contaminantes, mientras que el gas del separador 12/22-V-307 se escogió para el desarrollo del proyecto, cuya composición en las condiciones máximas de operación fue de 47,98% de CO₂, 2,63% de N₂ y 48,77% de H₂O. Igualmente se observó que con el aumento de la temperatura (condición máxima de operación), se incrementa en 15,25% molar el contenido de humedad. En segundo lugar, se determinó que el gas venteado de cada tren contiene 12.897 Nm³/h de CO₂, adicionales a los 33.890 Nm³/h que se procesan actualmente, requiriéndose 71.100 kg/h de amoníaco y 1.159,7 kg/h de urea - formaldehído (UFC-85), para convertir el flujo total en urea granulada; estas cantidades se encuentran disponibles y son suficientes para incrementar en 38% la producción de cada planta de urea, lo que corresponde a 3.037 toneladas métricas diarias. Por otro lado, se determinó que el agua circulante en la red de enfriamiento, satisface la demanda del sistema propuesto (680.736 kg/h). De los equipos evaluados, el separador 12/22-V-307 resultó técnicamente factible para ser utilizado en las condiciones del sistema, y se determinó que el separador 12/22-V-321 es apto para recolectar el volumen de condensado adicional generado. Por el contrario, la reutilización del intercambiador 12/22-E-307 y del separador 12/22-V-306, no resultó técnicamente factible para lograr la recuperación del dióxido de carbono. Finalmente, se determinó que el sistema requiere la adaptación de cuatro equipos principales: dos intercambiadores de tubo y coraza de 273,8 y 74,9 m² de área de intercambio de calor, un compresor rotatorio de tornillo helicoidal de 385 kW de potencia y un separador vertical con diámetro de 1,10 metros y altura 2,46 metros.

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

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Moncada, Fidelina	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelinam@gmail.com			
	E_MAIL				
Villarroel, Aníbal	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:	10.879.669			
	E_MAIL	villarroela@fertinitro.com			
	E_MAIL				
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
Ochoa, Osvaldo	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	3.995.379			
	E_MAIL	ochoa.osvaldo@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	04	08
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Recuperacion.CO2.Urea.Fertilizantes.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:

Pregrado

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 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

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

Daniel Alejandro Barreiro

AUTOR

Ing. Fidelina Moncada, M.Sc.

TUTOR

Ing. Arturo Rodulfo, M.Sc.

JURADO

Ing. Osvaldo Ochoa

JURADO

Lic. Químico Aníbal Villarroel

TUTOR

Ing. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS