

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN MÓDULO DE ENDULZAMIENTO EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL A PARTIR DE GASES DE QUEMA Y/O VENTEO EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Cediél, Luis
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2015

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN MÓDULO DE ENDULZAMIENTO EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL A PARTIR DE GASES DE QUEMA Y/O VENTEO EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Edgar Chacón
TUTOR ACADÉMICO: Prof. Francisco Yáñez

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Cediél, Luis
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2015

Caracas, noviembre 2015

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el bachiller Luis Alejandro Cediél González, titulado:

**“SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN MÓDULO DE
ENDULZAMIENTO EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL A
PARTIR DE GASES DE QUEMA Y/O VENTEO EN EL
OCCIDENTE DEL PAÍS”**

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

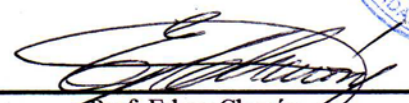


Prof. Ali Lara
Jurado





Prof. Andrés Rosales
Jurado



Prof. Edgar Chacón
Tutor Académico



Ing. Francisco Yáñez
Tutor Académico

DEDICATORIA

A mi mamá y a mi papá, por tenerme paciencia cuando había que tenerla, pero sobre todo porque siempre apoyaron cada uno de mis pasos y fueron la base para absolutamente todo lo que soy, eso se los tendré que agradecer a lo largo de los años en cómodas cuotas. A mis hermanas Vanessa, Arianne y a mis cuñados Andrés y Stefano por todo lo que hemos compartido, no tienen idea cuanto los quiero.

A mis tíos, José Juan, Sandra, Germán y a mis primos José Alejandro, Alexandra (A.K.A. “La Piña”), Pedro, Stephanie y Cristina. Los adoro, siempre cuenten conmigo... especialmente a la hora del almuerzo.

A mis hermanos Juan Carlos Apitz, Daniel Castrillo, Daniel Medina, Oscar Pulido, Alejandro Yemes y a sus respectivas familias. - Párrafo Omitido de la publicación¹ - Phase I has been Completed. ¡Fshhhhhht! 😊😊😊😊😊😊😬

A todos los grandes amigos que hice en la escuela, Maga, Roxana (sí, la problemática de la escuela), René, Hasler, Katherine, Isa (A.K.A “Mons”), Bárbara, Amanda, Diego, Roberto, Mariale, Rafa, Lyanne Flowers, Fanny, El Morocho (A.K.A “Juan Donis”), Diana y a todos los que no se encuentran en ésta dedicatoria, fue netamente por falta de tiempo. Siguiendo con nuestra milenaria tradición, lo más importante y complicado se hace justo antes de entregar cualquier cosa, abrazos a todos.

A todos los miembros del Centro de Pensamiento Político “Venezuela Futura”.

Aut Libertas, aut nihil. Semper Fi.

Pregunta típica al estudiante de ingeniería: ¿Cuándo te gradúas?

Respuesta típica del estudiante de ingeniería: ¡Pronto!

¹Nota: Para mantener el tono académico correspondiente a la presente publicación el editor ha decidido omitir parte importante de ésta sección por su temática. Sin embargo, cabe destacar su valor científico, social, anecdótico, filosófico-político intercalado con leves distorsiones en el espacio-tiempo, campo fértil de estudio para eruditos de la física relativista y/o frenólogos. Cada segundo es considerado esencial para la consecución de ésta meta y fundamental para el éxito de la empresa en cuestión. Gracias, de verdad. Gracias.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Central de Venezuela, mi alma mater.

A mis tutores, Edgar Chacón y Francisco Yánez. El tiempo para mí siempre ha sido para mí un ente enigmático, y del más alto valor. Después de trabajar con ustedes bajo las circunstancias con las que tuvimos que trabajar, reafirmé mi posición sobre su valor, gracias a la guía apropiada para este trabajo pudimos hacer el máximo provecho de él. Gracias por ser como son, académicamente y como personas.

F. Yánez (sobre sus tesis): “¡A mí siempre me tocan los locos!”

A todo el personal docente con quien tuve el gusto de trabajar en la Escuela de Ingeniería Química. Todos dejaron huella, todo me ha sido útil, eso es reflejo de su gran labor. Gracias.

Cediel G., Luis A.

**SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN MÓDULO DE
ENDULZAMIENTO EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL A
PARTIR DE GASES DE QUEMA Y/O VENTEO EN EL
OCCIDENTE DEL PAÍS**

Tutor Académico: Prof. Edgar Chacón

Tutor Académico: Prof. Francisco Yáñez.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

2015, N°. pág. 109 pp.

Palabras claves: Gas natural, Endulzamiento, Contaminación, Quema, Venteo
Dietanolamina, Simulador Aspen HYSYS®, Simulación dinámica.

Resumen. El gas natural es un combustible fósil que tiene la característica de ser el menos dañino al ambiente, y es una alternativa energética de considerable importancia. La República Bolivariana de Venezuela es el octavo país en el mundo con las mayores reservas del mismo.

Este trabajo busca evaluar en estado dinámico el comportamiento de una planta de endulzamiento de gas natural diseñada previamente que utiliza dietanolamina (DEA) como solvente químico y se encuentra ubicada en el occidente del país, para determinar si el gas natural puede revalorizarse como producto y dejar de ser considerado un desecho o subproducto destinado a la quema y/o venteo.

Se utilizó la herramienta de simulación HYSYS® de AspenTech® para la realización de un análisis de sensibilidad de flujo y de composición de los contaminantes para obtener información sobre la operabilidad de la misma. Del mismo modo, se realizó un estimado de la cantidad de equipos requeridos para el módulo de endulzamiento y las ganancias generadas en un año de operación.

Para este trabajo se utilizó la herramienta Spreadsheet y varias correlaciones que lograron establecer una proporción adecuada de DEA y de agua de reposición para mantener en el sistema la cantidad de solución de solvente químico requerida, al igual que la temperatura de la solución a circular.

La planta evaluada no soportó el flujo de operación previamente establecido de 1847 kgmol/h, bajo condiciones dinámicas, pese a esto puede operar con un flujo 54,12% menor de manera adecuada, y generar una ganancia de \$13.908.861,24/año. Sin embargo, es factible optimizar la planta con los equipos existentes para que la misma sea capaz de manejar el flujo de operación y sirva como base para estudios de instrumentación.

ÍNDICE DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN 2

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA 2

I.2 ANTECEDENTES..... 5

I.3 OBJETIVOS 8

I.3.1 Objetivo general 8

I.3.2 Objetivos específicos 8

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO 9

II.1 GAS NATURAL..... 9

II.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL 10

II.3 USOS DEL GAS NATURAL..... 11

II.4 RESERVAS DE GAS NATURAL EN LA REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA..... 11

II.5 CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL 12

II.6 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL 13

II.7 QUEMA Y VENTEO DE GAS NATURAL..... 15

II.8 QUEMA Y VENTEO DE GAS NATURAL A NIVEL MUNDIAL Y NACIONAL 16

II.9 ENDULZAMIENTO 17

II.10 PROCESOS Y TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO 17

II.11 SOLVENTES QUÍMICOS 19

II.11.1 AMINAS 20

II.11.2 DIETANOLANIMA (DEA) 21

II.12 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS 22

II.13 SIMULADOR ASPEN HYSYS® 24

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO..... 26

III.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA..... 26

III.2 PASO DE LA SIMULACIÓN A ESTADO DINÁMICO 31

III.2.1	DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS	32
III.2.1.1	DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE AMINAS “L/R HEX”	32
III.2.1.2	ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA “P-100”	36
III.2.1.3	DISPOSICIÓN DE LAS VÁLVULAS Y DIMENSIONAMIENTO	37
III.2.1.4	COMPRESORES Y CONTROL ANTI-SURGE	39
III.2.1.5	DIMENSIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS DE ABSORCIÓN, REGENERACIÓN Y SEPARADOR FLASH	41
III.2.1.6	EQUIPOS DE MEZCLADO O SEPARACIÓN DE CORRIENTES	43
III.2.1.7	ESPECIFICACIÓN DE LAS “BOUNDARY STREAMS”	43
III.2.2	MODIFICACIONES HECHAS AL DISEÑO ORIGINAL	44
III.2.2.1	ELIMINACIÓN DE OPERACIONES DE TIPO “RECYCLE” Y “ADJUST”	44
III.2.2.2	CORRIENTES DE REPOSICIÓN O “MAKE-UP”	45
III.2.2.3	FLUJO DE CALOR REMOVIDO POR EL ENFRIADOR DE TIPO “COOLER”	51
III.2.2.4	LAZO DE CONTROL ANTI-SURGE DEL COMPRESOR K-201	53
III.2.3	ESQUEMA DE LA PLANTA A EVALUAR EN ESTADO DINÁMICO	54
III.3	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	62
III.4	FACTIBILIDAD ECONÓMICA	62
CAPÍTULO IV		
RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS		63
IV.1	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	63
IV.1.1	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE FLUJO	63
IV.1.2	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE COMPOSICIÓN	85
IV.2	FACTIBILIDAD ECONÓMICA	97
CAPÍTULO V		
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES		100
V.1	CONCLUSIONES	100
V.2	RECOMENDACIONES	101
BIBLIOGRAFÍA		102

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°. 1: Reservas Probadas de Gas Natural. (EIA, 2013)	3
Figura N°. 2: Producción Energética en la República Bolivariana de Venezuela Millones de toneladas equivalentes en petróleo (mtoe). (IEA, 2015).....	4
Figura N°. 3: Principales Componentes de una Muestra de Gas Natural (Pino, s.f.). ..	9
Figura N°. 4: Cadena de Valor del Gas Natural (Energía y Sociedad, 2015)	13
Figura N°. 5: Manejo y Procesamiento de Gas (Rondón, 2012).....	15
Figura N°. 6: Índices de Quema y/o Venteo en el Mundo (BM, 2015)	16
Figura N°. 7: Esquema General de Procesos para Endulzamiento de Gas. (OPICA, 2009).	18
Figura N°. 8: Esquema del Proceso de Absorción para Endulzamiento del Gas. (OPICA, 2009)	18
Figura N°. 9: Diagrama de Flujo de un Proceso de Endulzamiento de Gas con Aminas. (Stewart y Arnold, 2011).	22
Figura N°. 10: Diagrama de Flujo de la Etapa de Endulzamiento de la Planta de Tratamiento de Gas Natural. (Carruido, 2013)	27
Figura N°. 11: Etapa de Endulzamiento de la Planta de Tratamiento de Gas Natural en Aspen HYSYS® (estado estacionario). (Carruido, 2013)	30
Figura N°. 12: Especificación de volúmenes del intercambiador de calor “L/R HEX”	34
Figura N°. 13: Cálculo de valores de conductancia del intercambiador de calor “L/R HEX”	35
Figura N°. 14: Cálculo de valor de conductancia del enfriador “Cooler” e ingreso del valor de volumen.....	36
Figura N°. 15: Curvas de Eficiencia de la bomba P-100.	37
Figura N°. 16: Dimensionamiento de válvula VLV-116.	37
Figura N°. 17: Disposición preliminar de las válvulas en la sección de endulzamiento de la planta de Gas Natural.	38
Figura N°. 18: Cálculo de cabezal para los compresores K-100 y K-100-2.....	39

Figura N°. 19: Rango de aplicación de compresores. (GPSA, 2004)	40
Figura N°. 20: Parámetros A, B, C y D para los controladores anti-surge.	41
Figura N°. 21: Lazo de control anti-surge para el compresor K-100.....	41
Figura N°. 22: Herramienta utilitaria de las columnas y separador flash.	42
Figura N°. 23: . Herramienta utilitaria de la columna de absorción (Columna 1).	42
Figura N°. 24: Especificación dinámica para equipos de mezclado.	43
Figura N°. 25: Especificación dinámica tipo Flujo Molar para la corriente de entrada Gas Agrio	44
Figura N°. 26: Corriente de entrada Gas Agrio en el ambiente de simulación.....	44
Figura N°. 27: Corrientes de reposición y SpreadSheet en el ambiente de simulación.	48
Figura N°. 28: SpreadSheet en un sistema saturado de agua.	50
Figura N°. 29: SpreadSheet cuando el sistema requiere un ingreso de DEA y agua..	50
Figura N°. 30: SpreadSheet utilizado para el manejo del enfriador.....	52
Figura N°. 31: Temperatura de entrada del gas agrio para un flujo de 1000 kgmol/h.	53
Figura N°. 32: Temperatura de entrada de solución de DEA a la primera Columna de Absorción para un flujo de gas agrio de 1000 kgmol/h	53
Figura N°. 33: Lazo de control anti-surge diseñado para el compresor K-100-2.	54
Figura N°. 34: DFP 1	55
Figura N°. 35: DFP 2.	56
Figura N°. 36: DFP 3.	57
Figura N°. 37: DFP 4.	58
Figura N°. 38: DFP 5.	59
Figura N°. 39: Leyenda de Equipos.	60
Figura N°. 40: Lista de Corrientes.	61
Figura N°. 41: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1500 kgmol/h).....	64
Figura N°. 42: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1500 kgmol/h).....	65
Figura N°. 43: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1500 kgmol/h).....	66
Figura N°. 44: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1500 kgmol/h).....	67

Figura N°. 45: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1500 kgmol/h).....	68
Figura N°. 46: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1500 kgmol/h).....	69
Figura N°. 47: Variación de la fracción molar de CO ₂ en el Gas Dulce en la salida de la Columna de Absorción 3.....	70
Figura N°. 48: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1550 kgmol/h).....	71
Figura N°. 49: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1550 kgmol/h).....	72
Figura N°. 50: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1550 kgmol/h).....	73
Figura N°. 51: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1550 kgmol/h).....	74
Figura N°. 52: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1550 kgmol/h).....	75
Figura N°. 53: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1550 kgmol/h).....	76
Figura N°. 54: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h).....	78
Figura N°. 55: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h).....	79
Figura N°. 56: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h).....	80
Figura N°. 57: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h).....	81
Figura N°. 58: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h).....	82
Figura N°. 59: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h).....	83
Figura N°. 60: Variación del porcentaje molar de CO ₂ por Columna de Absorción.	84
Figura N°. 61: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	86
Figura N°. 62: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	87
Figura N°. 63: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	88
Figura N°. 64: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	89
Figura N°. 65: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	90
Figura N°. 66: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	91

Figura N°. 67: Variación del porcentaje molar CO ₂ por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	92
Figura N°. 68: Variación del porcentaje molar H ₂ S por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	93
Figura N°. 69: Porcentaje de inundación por plato Columna 1 (1000 kgmol/h y 1% de H ₂ S).	94
Figura N°. 70: Variación del porcentaje Molar de CO ₂ por columna (1000 kgmol/h y 1% de H ₂ S).	95
Figura N°. 71: Variación del porcentaje Molar de H ₂ S por columna.....	96

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Aplicaciones del Gas Natural. (INNERGY, s.f.).....	11
Tabla 2: Distribución del gas natural según su utilidad en el territorio nacional. (PODE, 2006).....	16
Tabla 3: Tecnologías de Endulzamiento y sus capacidades. (OPICA, 2009).	17
Tabla 4: Flujo de gas de venteo distribuido en los Distrito de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo. (Carruido, 2013).....	26
Tabla 5: Datos iniciales de la corriente de Gas Agrio, simulación en estado estacionario en Aspen HYSYS®. (Carruido, 2013)	28
Tabla 6: Composición Molar de la corriente de entrada “Gas Agrio”	29
Tabla 7: Hoja de Especificaciones del Intercambiador de Calor “L/R HEX”	33
Tabla 8: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1500 kgmol/h).....	63
Tabla 9: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1500 kgmol/h).....	64
Tabla 10: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1500 kgmol/h).....	65
Tabla 11: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1500 kgmol/h).....	66
Tabla 12: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1500 kgmol/h).....	67
Tabla 13: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1500 kgmol/h).....	68
Tabla 14: Variación de la fracción molar de CO ₂ en el Gas Dulce en la salida de la Columna de Absorción 3.....	69
Tabla 15: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1550 kgmol/h).....	71
Tabla 16: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1550 kgmol/h).....	72
Tabla 17: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1550 kgmol/h).....	73
Tabla 18: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1550 kgmol/h).....	74
Tabla 19: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1550 kgmol/h).....	75
Tabla 20: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1550 kgmol/h).....	76
Tabla 21: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h).....	77
Tabla 22: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h).....	78
Tabla 23: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h).....	79
Tabla 24: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h).....	80

Tabla 25: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h).....	81
Tabla 26: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h).....	82
Tabla 27: Variación del porcentaje molar de CO ₂ por Columna de Absorción.	83
Tabla 28: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	85
Tabla 29: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	86
Tabla 30: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	87
Tabla 31: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	88
Tabla 32: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	89
Tabla 33: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	90
Tabla 34: Variación del porcentaje molar de CO ₂ por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	91
Tabla 35: Variación del porcentaje molar de H ₂ S por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H ₂ S).	92
Tabla 36: Porcentaje de inundación por plato Columna 1 (1000 kgmol/h y 1% de H ₂ S).	94
Tabla 37: Variación del porcentaje Molar de CO ₂ por columna.	95
Tabla 38: Variación del porcentaje Molar de H ₂ S por columna.	96
Tabla 39: Costo de los compresores de la sección de endulzamiento.....	97
Tabla 40: Costo de la bomba P-501	98
Tabla 41: Costo de las Columnas de absorción y regeneración.....	98
Tabla 42: Costo del intercambiador de calor E – 301	98
Tabla 43: Costo del Separador Flash V - 301	98
Tabla 44: Costo de los compresores de la sección de compresión ajustados para el año 2014.....	98

Tabla 45: Costo total de los equipos más importantes de la Planta de Endulzamiento	99
Tabla 46: Ganancia promedio al año al procesar un flujo molar de 1000 kgmol/h	99

INTRODUCCIÓN

El presente Trabajo Especial de Grado tiene como objetivo general realizar una evaluación técnica-económica de rentabilidad de una planta de producción de Gas Natural a partir de gases de quema y/o venteo en el occidente del país mediante una simulación en estado dinámico del módulo de endulzamiento.

El Capítulo I está comprendido por los fundamentos de la investigación, contiene el planteamiento del problema, los objetivos específicos del presente trabajo y los antecedentes que sirven de guía para la metodología de trabajo utilizada y para la recolección de datos.

En el Capítulo II se encuentra el Marco Teórico, que contiene las acepciones necesarias para la comprensión del trabajo y del ambiente de simulación.

El Capítulo III lo compone el Marco Metodológico, en él se encuentran todos los pasos prácticos para el paso de la simulación de estado estacionario a dinámico junto con todas las modificaciones al diseño original pertinentes para ello, y los pasos experimentales para desarrollar y dar respuesta a los objetivos específicos.

En el Capítulo IV se encuentran los resultados generados por la simulación en estado dinámico, un análisis con respecto a los parámetros de operatividad, dos tipos de análisis de sensibilidad, uno con respecto al flujo del gas de entrada 15% por exceso y por defecto, y otro con respecto a la composición del gas de entrada. Ambos permiten la evaluación de la operatividad de las columnas de absorción como puntos críticos y brindan visibilidad con respecto a diferentes escenarios. Está incluido análisis de costo de equipos versus rentabilidad anual promedio de la planta de endulzamiento.

Posteriormente se encuentran las conclusiones generadas por el presente Trabajo de Grado.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Gas Natural es un combustible fósil considerado como un recurso alternativo importante no solo para la resolución del problema del consumo energético global en el área del transporte, sino que genera grandes beneficios económicos, puede ser utilizado para la generación de energía a través de turbinas de gas y vapor, puede ser dispensado para el uso doméstico para calefacción y cocina, se utiliza en la producción de amoníaco, se puede utilizar en la producción de hidrógeno, manufactura de vidrio, manufactura de acero, manufactura de plásticos, pintura y otros productos.

En la industria petrolera el Gas Natural puede ser liberado al ambiente o quemado por diversos motivos, como medida de seguridad para evitar su concentración, excedentes en el volumen de gas, falta de inversión para la expansión de las plantas y/o procesamiento del gas, error humano, y falta de desarrollo de una infraestructura destinada al condicionamiento y procesamiento del Gas Natural, entre otros.

Frente a la demanda energética mundial el Gas Natural tiene una tendencia al aumento debido a su abundancia, versatilidad, y naturaleza de “combustión limpia”. (Wang y Economides, 2009). En su revisión estadística de energía mundial (Statistical Review of World Energy 2014), la compañía BP calculó que para el año 2014 el consumo mundial de Gas Natural había aumentado 1,4%, por debajo del promedio histórico de 2,6%. (BP, 2015). Sin embargo, se espera que continúe la tendencia de aumento en el consumo. Debido a que el Gas Natural es la opción predilecta para generar electricidad, por su eficiencia en las turbinas de ciclo combinado y su combustión limpia. (Hurtado, 2006, Gragirena, 2010)

La República Bolivariana de Venezuela es el octavo país del mundo con las mayores reservas de Gas Natural y el país latinoamericano con las mayores reservas de dicho recurso, (Fig. N°.1). El 71% de las reservas probadas de gas se encuentran en la zona oriental del país 138,45 trillones de pies cúbicos (tcf), el 24% en la zona occidental 46,8 tcf, el 2.5% en el Norte de la península de Paria 4,875 tcf, el 2.4% en la Plataforma Deltana 4,68 tcf y el 0.14% en la zona sur 0,273 tcf. El 90.8% de estas reservas probadas de Gas Natural corresponden a gas asociado al petróleo y sólo el 9.2% al gas no asociado. (PDVSA, 2015).

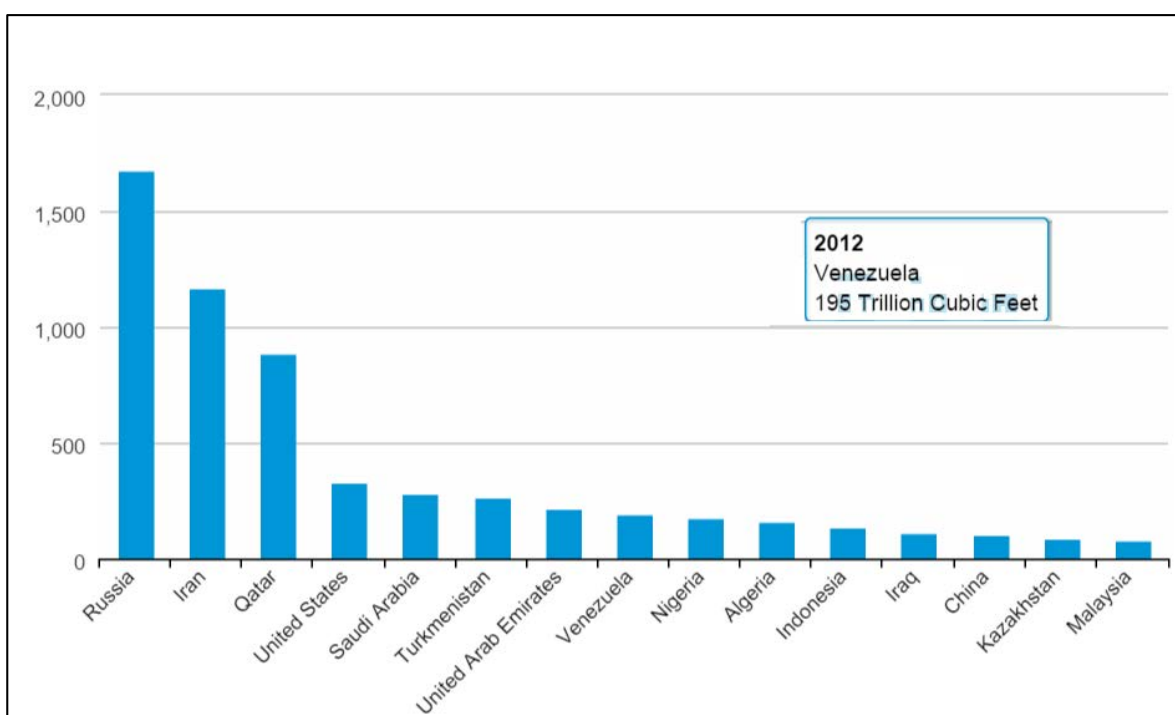


Figura N°. 1: Reservas Probadas de Gas Natural. (EIA, 2013)

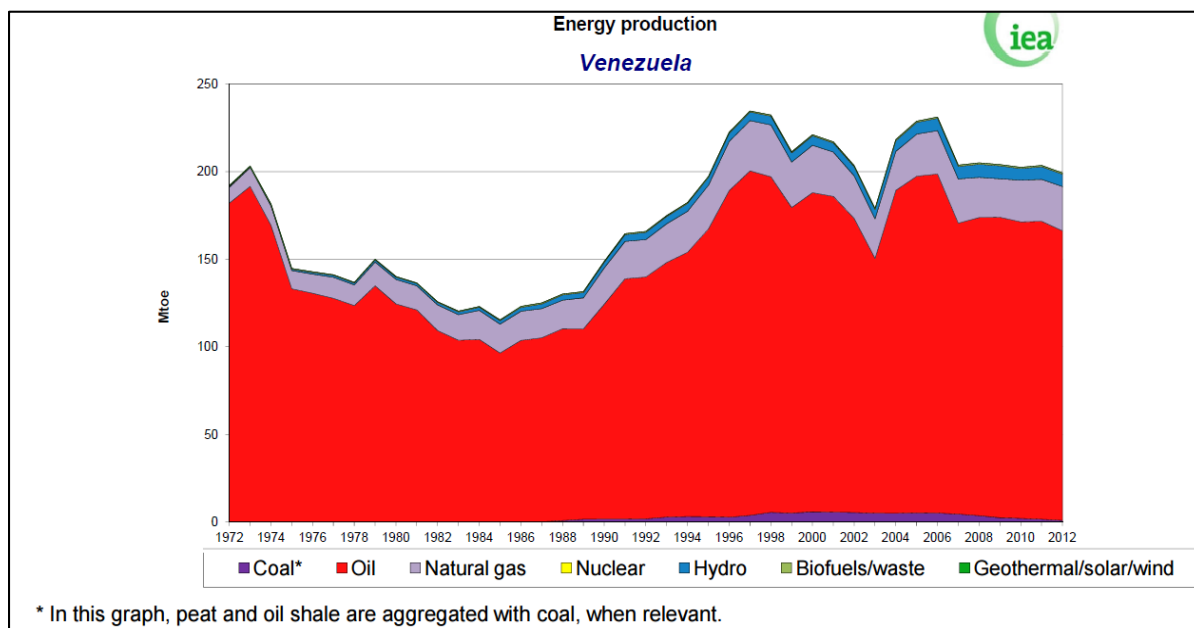


Figura N°. 2: Producción Energética en la República Bolivariana de Venezuela Millones de toneladas equivalentes en petróleo (mtoe). (IEA, 2015)

Cada año se queman y/o ventean alrededor de 150 billones de metros cúbicos de Gas Natural. Esta cifra, equivale al 30% del consumo de la Unión Europea, o al 25% del consumo de los Estados Unidos. Se calcula que más del 80% de la descarga y quema de gas del mundo se realiza en Rusia, Irán, Qatar, Estados Unidos, Arabia Saudita, Angola Turkmenistán, Emiratos Árabes Unidos, República Bolivariana de Venezuela, Nigeria, Argelia, China, Irak, Indonesia, Kazakstán, Guinea Ecuatorial, Indonesia, México y Brasil. Países productores de Gas Natural asociado y no asociado.

La República Bolivariana de Venezuela se encuentra entre los países que más quema y/o ventea el gas natural en el mundo, que es un problema en sí, ya que no solo desaprovecha un recurso energético que en potencia tiene un alto valor comercial, sino que al hacerlo también genera un impacto ambiental nocivo considerable.

Por lo tanto, continuando con una línea de estudio de trabajos de grado anteriores, se pretende evaluar el funcionamiento de un diseño existente de una planta de tratamiento de gas natural, llevándola de estado estacionario a estado dinámico utilizando el simulador Aspen HYSYS®. Las plantas de procesos químicos nunca se encuentran completamente en estado estacionario, para realmente hacer el diseño y optimizarlas es necesario un estudio en estado dinámico (Aspentech, 2015). Este tipo de estudio tiene el potencial de contribuir a un proceso de revalorización del gas natural como producto comercial en el país y a la reducción de las emisiones de gas al ambiente por parte de la industria petrolera.

I.2 ANTECEDENTES

Entre los antecedentes se pueden encontrar:

Oh, Min y Moon Il en el año 1998, discuten el estado de los sistemas de modelaje dinámico para procesos químicos y bioquímicos complejos, abarcando el modelado del sistema físico, el modelaje de las operaciones, la estructura del software y los métodos numéricos para la descripción de los comportamientos intrínsecos a cada proceso. Concluyendo que el modelaje a través de los simuladores en estado dinámico brinda a ingenieros y operadores datos que se asemejan más al comportamiento real del proceso, ofreciéndoles una mayor visibilidad para la toma de decisiones con respecto a la optimización del proceso, y preparación para su manejo en tiempo real.

Djebri Mourad y colaboradores en el año 2008, realizaron un estudio sobre la recuperación del gas de quema a través de la estabilización del crudo, mediante una separación de múltiples etapas con alimentaciones intermedias. Determinaron que para decidir con mayor precisión el número de etapas de separación y valores intermedios de presión se requiere un cálculo riguroso a través del simulador para hacer posible la optimización de los procesos de separación. Seleccionaron HYSYS® con la herramienta a utilizar. Y concluyeron que las alimentaciones intermedias en separaciones en múltiples etapas afectan la forma de la curva de energía de

compresión como una función de la presión, el método de mínima energía de compresión es por lo tanto un método gráfico basado en la curva de energía de compresión.

Nastenka Azuaje en el año 2010, en su trabajo de Maestría, recopila datos que apuntan a una creciente demanda de GN en la República Bolivariana de Venezuela, especialmente en la región de Occidente que obliga a importar dicho recurso de Colombia a través del gasoducto Transcaribeño o sustituirlo con combustibles líquidos. Por lo tanto, se plantea identificar tecnologías que permitan aprovechar el Gas Natural de baja presión en la Costa Oriental del Lago de Maracaibo, caracterizar física y químicamente dicho gas, identificar las necesidades energéticas de la zona cercana a las instalaciones de quema y venteo de gas, identificar las opciones tecnológicas disponibles y seleccionar un esquema para realizarle un estudio del potencial impacto técnico-social-ambiental. El autor realiza una investigación profunda sobre los procesos requeridos para el procesamiento del Gas Natural, como son la compresión, endulzamiento, deshidratación, y la extracción de líquidos. Describe las alternativas tecnológicas disponibles en el país como el proceso de refrigeración mecánica, el proceso de turbo expansión y el proceso de refrigeración mediante Joule-Thompson o mezclas refrigerantes, y presenta las opciones de aprovechamiento para el uso del Gas Natural: inyección, generación eléctrica, gas doméstico, gas licuado de petróleo (GLP), Gas Natural vehicular (GNV). Concluyendo que el recurso presenta una oportunidad económica importante para su reutilización como combustible dentro de las mismas instalaciones, y como gas doméstico para comunidades aledañas, y su explotación es particularmente atractiva para los Bloques S-7 y T-7 desde el punto de vista técnico, ambiental, económico y operacional.

Franklin García para el año 2012, realizó un análisis técnico-económico del proceso necesario para la separación de los compuestos de gas licuado de petróleo a partir de gases de quema y/o venteo en el Oriente del país, utilizando el simulador HYSYS®, además realizó un análisis de sensibilidad para determinar la sensibilidad

del proceso. Los resultados obtenidos apuntan que el Gas Natural de baja presión venteado y/o quemado puede ser fraccionado en subproductos de mayor valor agregado y la tecnología que mejor se ajusta para llevar esto a cabo fue la de turbo-expansores puesto que proporcionan productos de mayor pureza, y una conclusión económica relevante fue determinar que los costos de los equipos instalados son más elevados que los costos de solo adquisición de los mismos.

Sabrina Álvarez en el año 2013, presentó como Trabajo Especial de Grado la “Viabilidad de la Separación de los Gases de Quema y/o Venteo en los Distritos del Lago Norte y Sur de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo”, habiendo seleccionado como la tecnología adecuada utilizando una matriz de selección de tecnología, utilizó el simulador HYSYS® para modelar el proceso. Realizó un análisis de sensibilidad del proceso y una estimación de la inversión inicial. Concluyó que la integración energética no logró disminuir los costos asociados al proceso, el análisis de sensibilidad modificando 15% por encima y por debajo del caudal no supuso mayor complicación, y la estimación económica apunta a un proceso altamente rentable. Recomendó la elaboración de una simulación en estado dinámico del proceso diseñado para establecer los sistemas de control, realizar un análisis de sensibilidad que bajo condiciones dinámicas tiene mayor similitud con el comportamiento real.

Marife Carruido en el año 2013, presenta su Trabajo Especial de Grado “Determinación de los Parámetros de Operación de una Planta de Tratamiento de Gases de Quema y/o Venteo”, estudió y seleccionó la tecnología para la compresión y endulzamiento de los gases que se queman o ventean en los Distritos del Lago Norte y Lago Sur de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo para su utilización como materia prima y posterior valorización. Utilizó las herramientas que provee el simulador HYSYS® para realizar un análisis de sensibilidad por variación del flujo de alimentación, y estudiando la factibilidad económica del proceso en función de la inversión inicial y las ganancias obtenidas por la comercialización de los productos obtenidos. Como resultado de su investigación obtuvo que un análisis de sensibilidad

no es eficaz para flujos diferentes al flujo de operación puesto que la composición de dióxido de carbono deja de estar dentro de la especificación, según sus cálculos se superó la inversión inicial junto con la adquisición e instalación de los equipos, haciendo del aprovechamiento del Gas Natural en esa región del país económicamente factible. Recomendó la realización de una simulación en estado dinámico de la planta para establecer la automatización y sistemas de control del proceso, optimizar los recursos energéticos, realizar un estudio económico con mayor asertividad del proceso.

I.3 OBJETIVOS

I.3.1 Objetivo general

Realizar una evaluación técnica-económica de rentabilidad de una planta de producción de Gas Natural a partir de gases de quema y/o venteo en el occidente del país mediante una simulación en estado dinámico del módulo de endulzamiento.

I.3.2 Objetivos específicos

- (a) Verificar una simulación en estado estacionario del proceso de endulzamiento de Gas Natural mediante el uso del simulador HYSYS®.
- (b) Construir una simulación dinámica del proceso de endulzamiento de Gas Natural mediante el uso del simulador HYSYS® partiendo de una simulación en estado estacionario.
- (c) Hacer una estimación de cantidad de equipos y costo de la planta de endulzamiento del Gas Natural.
- (d) Evaluar el comportamiento de las columnas de absorción dentro del proceso de endulzamiento de Gas Natural.
- (e) Realizar un análisis de sensibilidad a partir de distintas corrientes de Gas Natural en términos de flujo y concentración, a fin de establecer la sinergia del proceso.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

II.1 GAS NATURAL

El Gas Natural es una mezcla de hidrocarburos cuyo componente principal es el metano (CH_4) y cantidades que disminuyen progresivamente de etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), y pentano (C_5H_{12}), puede contener trazas de hidrocarburos más pesados en menor proporción ($\text{C}_5 - \text{C}_n$), impurezas como agua (H_2O), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), nitrógeno (N_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), y trazas de gases nobles (Ar, He, Ne, Xe) entre otros. La composición del gas natural puede variar ampliamente dependiendo del lugar y el tipo de yacimiento.

En la Figura 3, se presenta la composición molar de los principales componentes del gas natural en la mayoría de los yacimientos gasíferos en la República Bolivariana de Venezuela (Pino, s.f.)

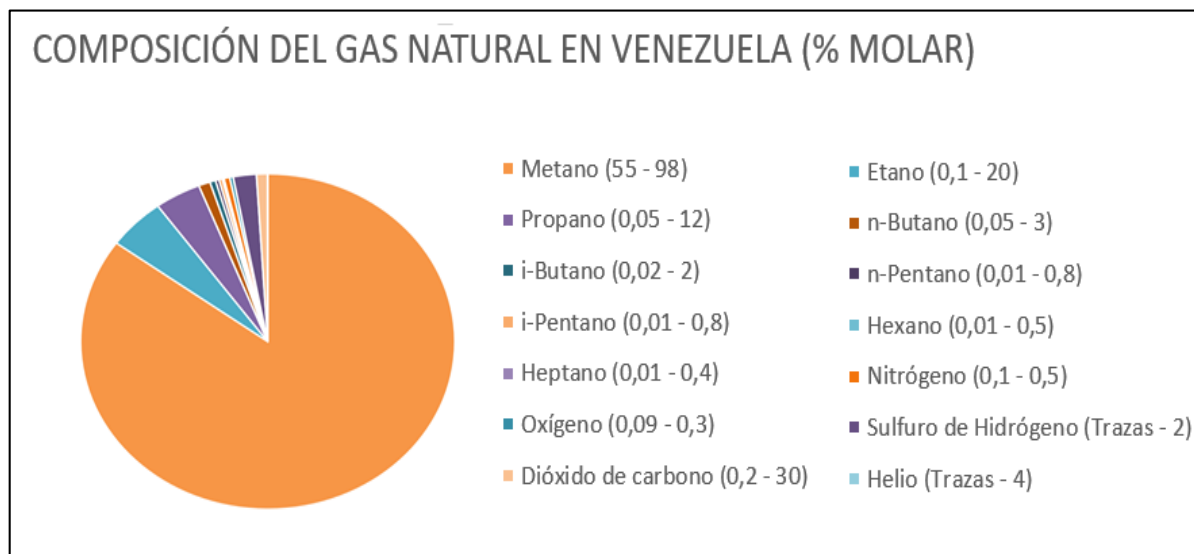


Figura N°. 3: Principales Componentes de una Muestra de Gas Natural (Pino, s.f.).

II.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural es clasificado según su proveniencia como asociado cuando se encuentra disuelto o en contacto con crudo en el yacimiento, o no-asociado cuando no hay presencia de crudo en el yacimiento. (Wang y Economides, 2009).

El gas natural puede estar mezclado con gases ácidos tales como dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S) y otros compuestos azufrados conocidos como mercaptanos que pueden requerir una remoción parcial o completa para encontrarse dentro de las especificaciones de contrato.

El gas natural también puede clasificarse como gas agrio, cuando el gas natural contiene H_2S y otros compuestos azufrados o gas dulce cuando no contiene H_2S y otros compuestos azufrados.

Los gases ácidos tales como dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S) son un inconveniente particular ya que al combinarse con agua el H_2S forma ácido sulfúrico y el CO_2 forma ácido carbónico, ambos son causantes de corrosión, reducen el potencial calórico y por lo tanto el valor de venta, el H_2S es venenoso y puede ser letal.

Para su venta el gas posee limitaciones contractuales con respecto a los compuestos ácidos.

Para el H_2S , no debe exceder $\frac{1}{4}$ de grano de azufre por cada 100 pies cúbicos estándar (scf), aproximadamente 4 ppm (0,0004%). Y 2 ppm para plantas de gas natural licuado (GNL).

Para el CO_2 , 2 - 4% molar para sistemas de tuberías, 20 ppm para plantas de GNL. (Stewart y Arnold, 2011).

II.3 USOS DEL GAS NATURAL

El gas natural tiene gran aplicabilidad a nivel industrial, comercial, para la generación de energía eléctrica, puede ser utilizado como fuente de calor a nivel residencial y como recurso energético para medios de transporte. Su uso es ventajoso puesto que la quema es la que genera menor impacto ambiental, posee una gran confiabilidad y eficiencia.

También puede ser utilizado como materia prima en procesos químicos y de refinación. Puede ser convertido a hidrógeno, etileno, metanol entre otros.

Tabla 1: Aplicaciones del Gas Natural. (INNERGY, s.f.)

Sector	Aplicaciones/Procesos
Industrial	Generación de vapor
	Industria de alimentos
	Secado
	Cocción de productos cerámicos
	Fundición de metales
	Tratamientos térmicos
	Temple y recocido de metales
	Generación eléctrica
	Producción de petroquímicos
	Sistema de calefacción
	Hornos de fusión

II.4 RESERVAS DE GAS NATURAL EN LA REPÚBLICA BOLIVARIANA DE VENEZUELA

La República Bolivariana de Venezuela dispone de 193 trillones de pies cúbicos de gas natural en reservas probadas. El 71% de las reservas probadas de gas se encuentran en la zona oriental del país (138,45 tcf), el 24% en la zona occidental (46,8 tcf), el 2.5% en el Norte de la península de Paria (4,875 tcf), el 2.4% en la Plataforma Deltana (4,68 tcf) y el 0.14% en la zona sur (0,273 tcf). El 90.8% de estas

reservas probadas de Gas Natural corresponden a gas asociado al petróleo y sólo el 9.2% al gas no asociado. (PDVSA, 2015).

Para sopesar el déficit en la producción de gas natural nacional durante el año 2009, la República Bolivariana de Venezuela continuó recibiendo un promedio de 180 millones de pies cúbicos (MMPCD) de gas metano de las empresas Chevron y ECOPETROL, a través del Gasoducto Transcaribeño Antonio Ricaurte; razón por la cual la disponibilidad total de Gas Natural a nivel nación se ubicó en 7.170 MMPCD, de los cuales 4.981 MMPCD (69%) corresponde a consumo propio PDVSA y 2.189 MMPCD (31%), correspondiente a ventas de gas metano para cubrir los requerimientos del mercado local en los sectores eléctrico, siderúrgico, aluminio, cemento, comercializadoras, doméstico y petroquímico. (PDVSA, 2009)

II.5 CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL

La cadena de valor del gas natural es la subdivisión del proceso de obtención del producto final o los procesos que generen cambios físicos en la materia prima.

Exploración y Producción: Es la primera etapa, que tiene su inicio en la realización de estudios necesarios (análisis geológicos, entre otros) que tienen como finalidad descubrir, identificar y cuantificar la acumulación de gas natural en su respectivo yacimiento.

Extracción y Tratamiento: El tratamiento o acondicionamiento es la serie de procesos que permiten remover los contaminantes anteriormente mencionados del gas natural para que pueda ser transportado y/o procesado. Es de gran interés la remoción de los gases ácidos como monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂) y sulfuro de hidrógeno (H₂S) mediante procesos físicos o químicos, como por ejemplo, el uso de solventes químicos como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), entre otros.

Fraccionamiento: Es el proceso mediante el cual los hidrocarburos con diferente número de carbono son separados entre sí, para obtener diferentes fracciones, como por ejemplo, metano, etano, propano, butano.

Transporte: Son todas las actividades necesarias para la recepción, traslado y entrega del gas natural desde el yacimiento o punto de producción hasta el punto de distribución a través de gasoductos, o tanqueros con proceso de acondicionamiento previo a través de una planta de compresión, licuefacción, regasificación según sea el caso.

Distribución: Son todas las actividades necesarias para la recepción, traslado y entrega del gas natural para su comercialización, desde el punto de recepción hasta el punto final de consumo mediante sistemas de distribución industrial o doméstico. (MPPPM-ENAGAS, 2013)

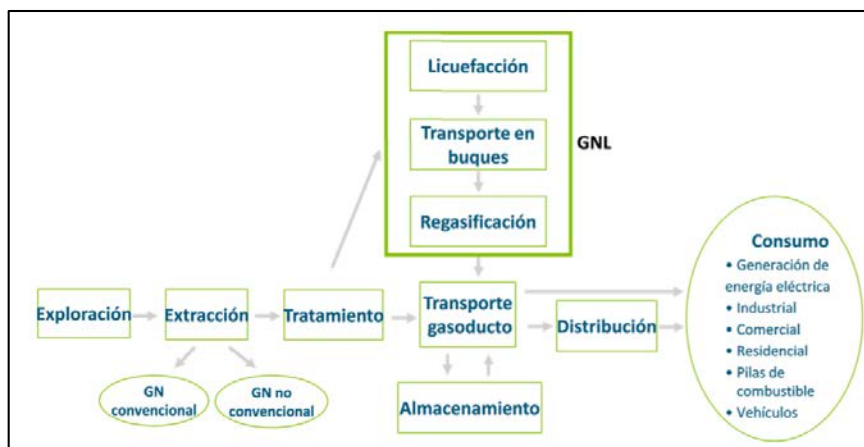


Figura N°. 4: Cadena de Valor del Gas Natural (Energía y Sociedad, 2015)

II.6 PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

El procesamiento del gas natural consiste en la separación de toda la diversidad de hidrocarburos e impurezas del gas natural “crudo” para producir lo que se denomina gas natural seco de “calidad de gasoducto”.

Las compañías de transporte de gas imponen restricciones con respecto al gas natural que puede ingresar al sistema de tuberías. El gas natural requiere una depuración de todas las impurezas y “productos desecho” e hidrocarburos asociados, tales como etano, propano, butano, i-butano, n-butano, pentano e hidrocarburos más pesados (gasolina natural), estos pueden venderse por separado y tener una variedad de usos.

Parte del procesamiento necesario puede lograrse en o cerca del yacimiento, pero normalmente se lleva a cabo en una planta de procesamiento de gas. El gas extraído es llevado a las plantas de procesamiento a través de un sistema de tuberías que consisten en tuberías de diámetro pequeño y de baja presión. Pueden estar compuesto por un múltiple que conecta la planta de procesamiento a más de 100 pozos. El procesamiento del gas natural para alcanzar las especificaciones de calidad involucran cuatro procesos principales para remover las diversas impurezas, remoción de aceites y condensados, remoción de agua, separación de los hidrocarburos asociados (NGLs), remoción de azufre y dióxido de carbono. Adicionalmente deben pasar por otros procesos de separación para la remoción de arenas y otras partículas grandes que pueden estar en la corriente gaseosa. Los calentadores se aseguran que la temperatura del gas no caiga por debajo de la temperatura de formación de hidratos. Los hidratos tienden a formarse cuando la temperatura del gas cae. Son compuestos sólidos o semisólidos que se asemejan a cristales de hielo. Al acumularse impiden el paso del gas natural a través de las válvulas y sistemas de recolección. Para reducir la aparición de hidratos se pueden utilizar calentadores de llama indirecta, inhibidores de hidratos (pectinas), deshidratación, unidades de baja temperatura. (Stewart y Arnold, 2011).

Para poder procesar y transportar el gas cuando éste se encuentra como gas natural asociado disuelto, el gas debe ser separado del crudo en el cual se encuentra disuelto. Para esto se utiliza una gran variedad de equipos instalados en o cerca del yacimiento. (Stewart y Arnold, 2011).

A continuación se presenta un esquema resumido que describe el manejo y procesamiento del gas natural:

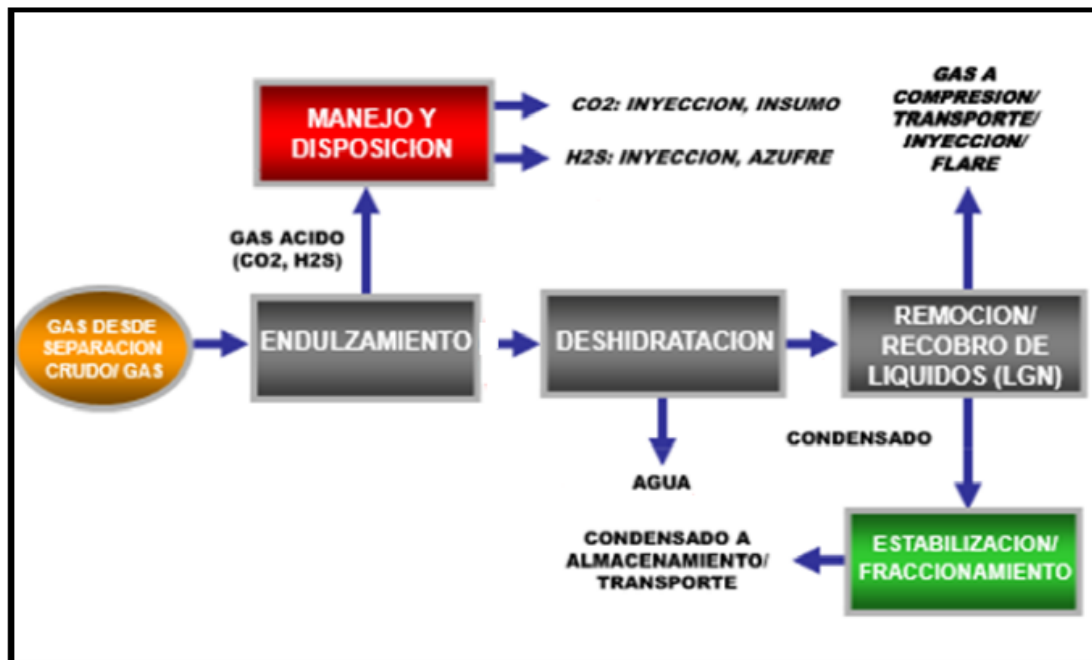


Figura N°. 5: Manejo y Procesamiento de Gas (Rondón, 2012)

II.7 QUEMA Y VENDEO DE GAS NATURAL

La quema del gas natural es una combustión controlada durante la operación de una diversidad de procesos en plantas de tratamiento de hidrocarburos, ya sean plantas de tratamiento de gas, refinación, mejoradores, etc. El gas es desviado de algún proceso o línea en alguna etapa donde esté siendo procesado o generado para evitando así perturbaciones indeseadas, el gas desviado es llevado al mechurrio o “flare”, que es un equipo encargado de su combustión antes de ser liberado al ambiente.

Para que la combustión sea efectiva se requiere una mezcla óptima entre gas combustible y aire, en ausencia de líquidos (Kearns, Armstrong et. al, 2000).

El venteo es la liberación del gas directamente al ambiente de forma controlada durante la operación de procesos gasíferos o petroleros. Indistintamente si es gas natural o una mezcla de hidrocarburos en forma gaseosa con contaminantes. El venteo seguro se garantiza cuando el gas es liberado a alta presión y el mismo es más ligero que el aire. (Kearns, Armstrong et. al, 2000).

II.8 QUEMA Y VENTEO DE GAS NATURAL A NIVEL MUNDIAL Y NACIONAL

Según el Banco Mundial, estos son los países con mayores índices de quema y/o venteo de gas natural reportados hasta el año 2012 en billones de metros cúbicos (bcm).

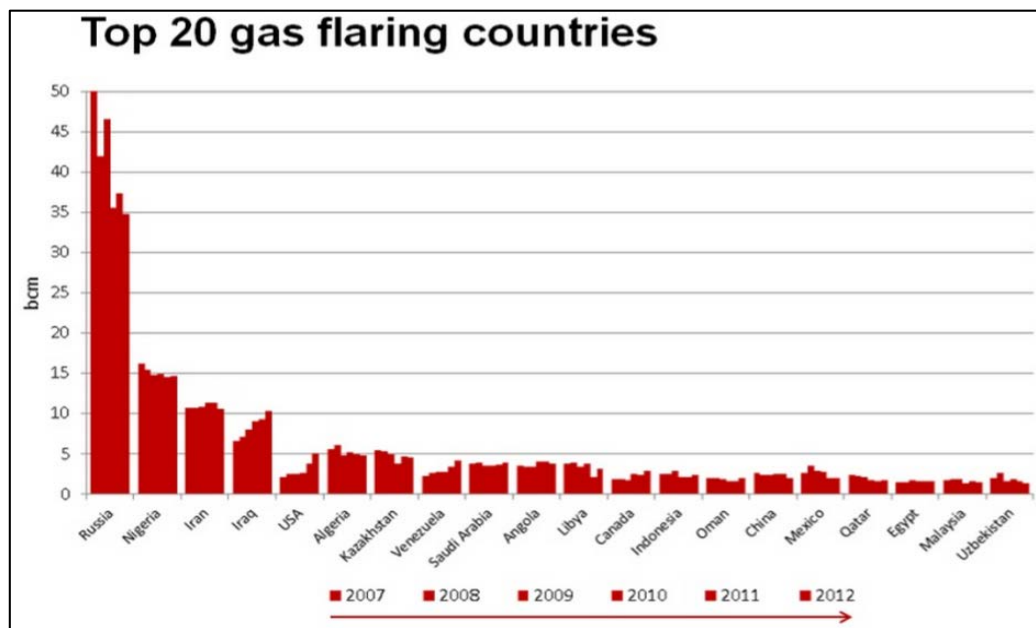


Figura N°. 6: Índices de Quema y/o Venteo en el Mundo (BM, 2015)

El Ministerio del Poder Popular del Petróleo y Minería indicó que para el año 2006 en la República Bolivariana de Venezuela la producción de gas fue de aproximadamente 7.109 millones de pies cúbicos (MMPCD), distribuidos de la siguiente manera:

Tabla 2: Distribución del gas natural según su utilidad en el territorio nacional. (PODE, 2006)

Utilización	Volúmenes (MMPCD)	%
Inyectado	3.035	42,7
Arrojado	502	7,0
Transformado en productos y mermas	526	7,4
Combustible	992	14,0
Vendido	2.054	28,9
Total	7.109	100

II.9 ENDULZAMIENTO

El endulzamiento del gas es la depuración de los contaminantes que pueden encontrarse en el mismo como monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), sulfuro de hidrógeno (H₂S) entre otros que son de tipo ácido o que puedan formar ácidos al hidrolizar el agua durante cualquiera de las etapas del proceso, acelerando los procesos de corrosión y otras perturbaciones indeseadas en la cadena de valor del gas natural.

II.10 PROCESOS Y TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO

A continuación se presentan las tecnologías más utilizadas para el endulzamiento del gas en las plantas destinadas para su acondicionamiento:

Tabla 3: Tecnologías de Endulzamiento y sus capacidades. (OPICA, 2009).

Tecnologías	¿Puede cumplir normalmente con especificaciones H ₂ S/CO ₂ (1) ?	¿Puede remover mercaptanos y COS?	¿Puede remover selectivamente al H ₂ S ?	¿Puede ser degradada la solución?
Solventes químicos				
- Amina Primaria	SI / SI (2)	Parcial	NO	SI (COS, CS ₂)
- Amina Secundaria	SI / SI (2)	Parcial	NO	Algo (COS, CS ₂)
- Amina Terciaria	SI / SI (2)	Parcial	SI	NO
Solventes Físicos	SI / SI (2)	Ligeramente	SI	NO
Solventes especiales	SI	SI	SI	NO
Secuestrantes	SI / NO	SI	SI	NO
REDOX	SI / NO	NO	SI	SI (ALTO CO ₂)
Membrana	SI / SI (2)	NO	NO	NO

(1) Especificaciones de 4 ppmv de H₂S y 3% molar de CO₂ en el gas tratado.

(2) Bajo ciertas condiciones

En la Figura N°.7 se presentan los diversos esquemas de procesos y tecnologías comerciales destinados al endulzamiento.

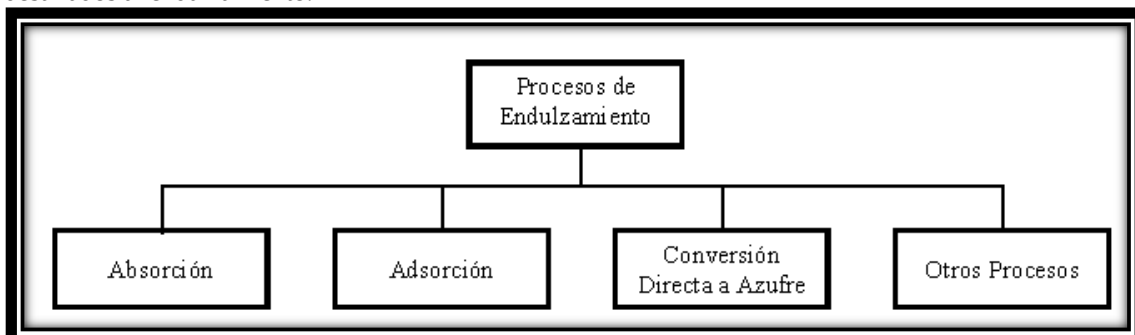


Figura N°. 7: Esquema General de Procesos para Endulzamiento de Gas. (OPICA, 2009).

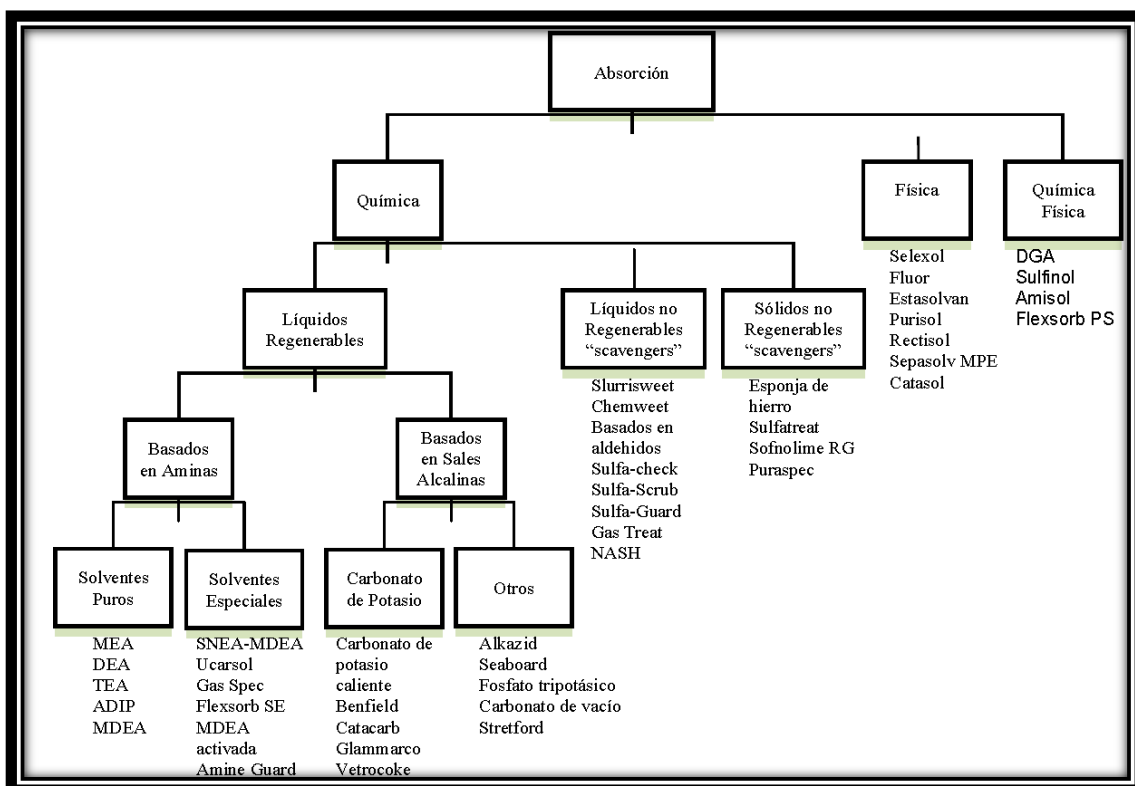


Figura N°. 8: Esquema del Proceso de Absorción para Endulzamiento del Gas. (OPICA, 2009)

Cada proceso de endulzamiento está constituido por diversas tecnologías que varían en filosofía de operación y condiciones operativas pero persiguen el mismo fin, en este estudio se hace hincapié particularmente en el proceso de absorción química utilizando la DEA como solvente en solución acuosa, puesto que éste es el esquema de trabajo de la planta a evaluar

II.11 SOLVENTES QUÍMICOS

Se utilizan soluciones acuosas de una base débil para reaccionar químicamente con y absorber los gases ácidos en la corriente de gas natural. La absorción ocurre como resultado del diferencial de presión parcial entre las fases gaseosas y líquidas. (Stewart y Arnold, 2011).

Las reacciones son reversibles, y cambiando la temperatura y presión (o ambas), la solución acuosa a básica se puede regenerar y ser recirculada en un ciclo continuo. Los solventes químicos más comunes son las aminas y los carbonatos. (Stewart y Arnold, 2011).

Al elegir el tipo de solvente a utilizar se deben tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- (a) La presión y temperatura de operación.
- (b) La cantidad de gases ácidos contenidos y los que se desean remover, la selectividad y las especificaciones del gas a tratar.
- (c) Eliminación de los gases ácidos (recuperación de azufre, incineración).
- (d) Contaminantes en el gas de entrada (oxígeno, compuestos azufrados).
- (e) Preferencias del cliente (capital, costos de operación, eficiencia del combustible, costo de los solventes, etc.).

II.11.1 AMINAS

Las aminas son compuestos derivados del amoníaco (NH_3), son bases orgánicas donde uno, dos o tres grupos alquilo pueden ser sustituidos en lugar de los hidrógenos en el amoníaco para dar aminas primarias, secundarias, y terciarias respectivamente. (Pine, 1987).

Las aminas se dividen en primarias (monoetanolamina, diglicolamina), secundarias (dietanolamina) y terciarias (metildietannolamina, trietanolamina), dependiendo del número de sustituciones que se hagan sobre el nitrógeno. Son empleadas con solvente en los procesos de endulzamiento del gas natural, la monoetanolamina (MEA) fue sustituida por la dietanolamina (DEA) porque ésta ofrecía mejores resultados. (Serrano, 2004)

Para los procesos de endulzamiento se usan soluciones acuosas de alcanolaminas, a las cuales se les puede agregar un solvente físico para mejorar su comportamiento.

La utilización de aminas en solución acuosa donde la misma es regenerada y posteriormente recirculada ofrece las siguientes ventajas:

- (a) Una remoción completa a concentraciones medianas y altas de gases ácidos, incluso en altas tasas de flujo con bajo consumo de reactante.
- (b) Costos de operación relativamente bajos por libra de azufre removida en comparación con el proceso por carga o batch.
- (c) La composición de la solución se puede adaptar a la composición del gas agrio.
- (d) Se pueden remover grandes cantidades de componentes de azufre orgánico añadiendo un solvente físico a la solución de amina.

Pero también existen desventajas en la implementación de un proceso que utiliza aminas.

- (a) Alta inversión.
- (b) Costos de operación y mantenimiento significativos.

- (c) Algunos procesos requieren de la adquisición de licencias y pago de regalías.
(Gas Processors Suppliers Association, 2004).

Consideraciones adicionales:

- (a) Se han desarrollado varios procesos que utilizan varios tipos de aminas.
- (b) Las aminas con propiedades básicas más fuertes (primarias > secundarias > terciarias) son más reactivas hacia el H_2S y el CO_2 , y forman enlaces químicos más fuertes. Esto implica que la presión de vapor del gas ácido debe ser menor para una carga dada a medida que la reactividad de la amina incrementa y se puede alcanzar un equilibrio más elevado en la carga.
(Stewart y Arnold, 2011).

II.11.2 DIETANOLANIMA (DEA)

Es una amina secundaria usada en el tratamiento del gas natural para llevarlo a las especificaciones adecuadas para su transporte en gasoducto. Al ser una amina secundaria es menos alcalina que la MEA. Los sistemas que utilizan DEA sufren los mismos problemas de corrosión, pero con una severidad menor que aquellos que utilizan MEA. La concentración de las soluciones de DEA acuosa típicamente están entre un rango de 25% a 35% en peso de DEA.

La DEA presenta ventajas sobre la MEA cuando se encuentra en presencia de COS o de CS_2 . La DEA reacciona con el COS y CS_2 para formar compuestos que pueden ser regenerados en la columna de despojamiento, por lo tanto el COS y CS_2 pueden ser removidos sin pérdida de DEA.

Se ha observado que altos niveles de CO_2 pueden causar degradación de la DEA hacia oxazolidonas. Los sistemas de DEA usualmente incluyen un filtro de carbón pero no suelen advertirlo debido a la baja cantidad de producto de degradación.

La carga de DEA en los sistemas está en un rango de 0,35 a 0,65 moles de gas ácido por mol de DEA sin una corrosión excesiva.

Basándose en la presión de vapor de la DEA (1/30 veces menor a la presión de vapor de la MEA), las pérdidas de DEA son mucho menores a las de MEA en un sistema de tratamiento con aminas. (Stewart y Arnold, 2011).

II.12 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS

A continuación se presenta un sistema típico de aminas:

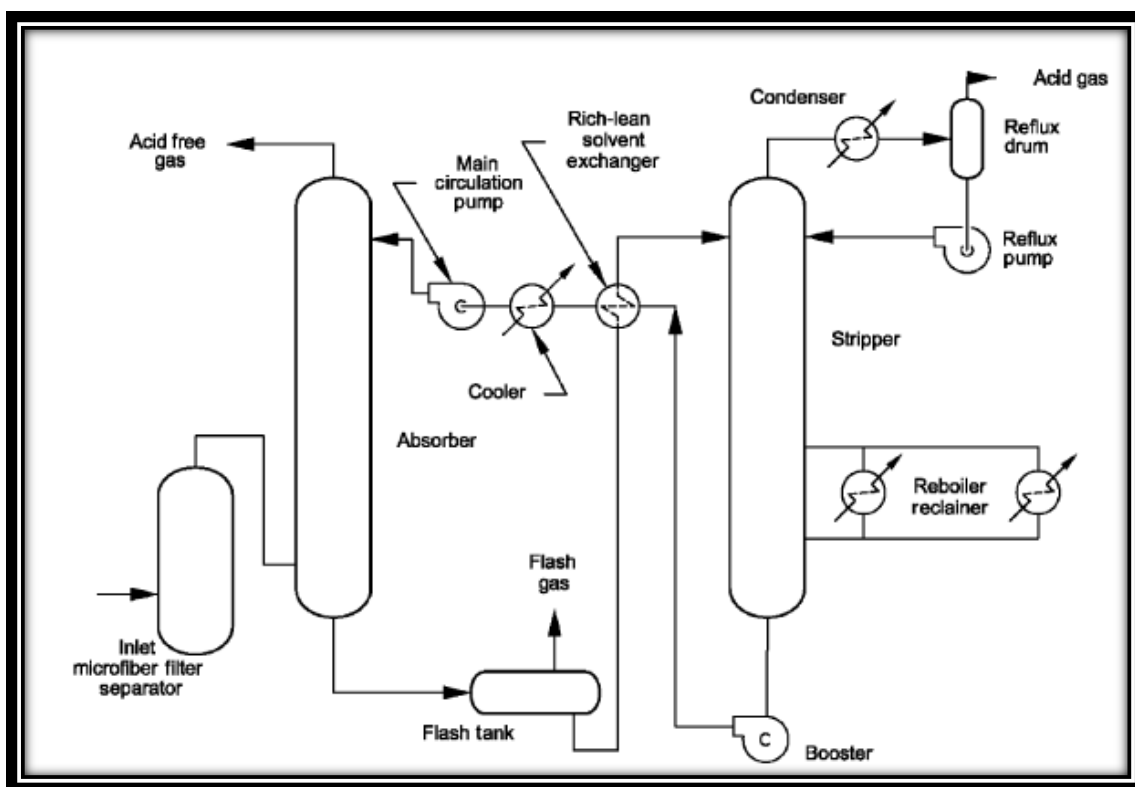


Figura N°. 9: Diagrama de Flujo de un Proceso de Endulzamiento de Gas con Aminas. (Stewart y Arnold, 2011).

El gas agrio ingresa al sistema a través de un filtro para remover cualquier resto de agua o de hidrocarburos líquidos que pueda contener.

El gas agrio ingresa al fondo de la columna de absorción con aminas y fluye en contracorriente con respecto a la solución acuosa de amina.

La torre de absorción típicamente contiene platos de diámetro mayor a 500 mm, o un empaque convencional diámetro menor a 500 mm, o un empaque estructurado de diámetro mayor a 500 mm.

El gas dulce sale por el tope de la columna de absorción, por lo general, el gas dulce suele estar saturado de agua, por lo tanto debe deshidratarse antes de ingresarlo a un gasoducto.

La solución de amina rica que contiene los contaminantes sale por el fondo de la columna de absorción y se dirige a un separador flash donde se remueven la mayoría de los gases de hidrocarburos o hidrocarburos condensados. Una pequeña parte de los gases ácidos pasa ésta etapa en fase de vapor.

Del separador flash, la amina rica pasa al intercambiador de calor amina rica/amina regenerada. Este recupera parte del calor sensible de la corriente de amina regenerada que es de gran utilidad ya que disminuye la potencia que debe proveer el rehervidor y el condensador de solvente en la columna de regeneración.

La amina rica precalentada ingresa la columna de regeneración de aminas donde el rehervidor rompe los enlaces entre la amina y los gases ácidos. Los gases ácidos son removidos por el tope y la amina regenerada es removida por el fondo de la columna.

La amina regenerada caliente fluye hacia el intercambiador de calor de amina rica/amina regenerada y luego a través de enfriadores (por lo general, aerofriadores) para disminuir su temperatura aproximadamente hasta 5,5°C por encima de la temperatura del gas agrio que ingresa al sistema. Esto reduce la cantidad de hidrocarburos condensados en la solución de amina cuando la amina entra en contacto con el gas agrio.

Es posible retirar una corriente lateral del intercambiador de calor amina rica/amina regenerada y hacerla pasar a través de un filtro de carbono, para limpiar la solución de contaminantes.

La amina regenerada fría luego es bombeada hasta alcanzar la presión de la columna de absorción e ingresa por el tope de la misma, donde decanta por efecto de la gravedad, absorbiendo los gases ácidos en el proceso.

La amina rica luego sale por el fondo de la columna y se repita el ciclo. (Stewart y Arnold, 2011).

II.13 SIMULADOR ASPEN HYSYS®

Aspen HYSYS® es un software utilizado para el modelado de procesos, permite la optimización del diseño conceptual y de las operaciones. Posee una amplia gama de características y funcionalidades que permiten resolver los desafíos ingenieriles de los procesos de la industria energética. (Aspentech, 2013).

HYSYS® utiliza el concepto del paquete de fluido para contener toda la información necesaria para la realización de flash y cálculos de propiedades físicas. Este enfoque permite definir toda la información (paquete de propiedades, componentes, componentes hipotéticos, parámetros de interacción, reacciones, datos tabulares, entre otras) dentro de una sola entidad (Aspentech, 2009).

La simulación en estado dinámico permite un modelado comprensivo de la planta para evaluar diseños en términos de rentabilidad, operabilidad, seguridad y para mejorar operaciones en plantas existentes a lo largo de su ciclo de vida. Al tener incorporadas técnicas de modelado en estado estacionario y dinámico junto con rigurosos paquetes de propiedades físicas, inicio rápido de planta, estrategias de alimentación óptimas, mejora detallada en el rendimiento de unidades en toda la planta, mediante ésta herramienta se puede alcanzar la seguridad óptima de la planta. (Aspentech, 2015).

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

III.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Para este estudio se tomó como base el Trabajo de Grado de la Ing. Marife Carruido, “Determinación de los Parámetros de Operación de una Planta de Tratamiento de Gases de Quema y/o Venteo”. Los datos utilizados en la simulación de la Ing. Carruido se basan en el Trabajo de Maestría de Nastenka Azuaje, específicamente el flujo de gas de venteo de los Distritos del Lago Norte y Lago Sur de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo como flujo de alimentación. Para el cual se utilizaron las cromatografías características de los bloques T-7 y S-7, las cuales se muestran en las Tablas 2 y 3 del Capítulo I: Fundamentos de la Investigación.

Tabla 4: Flujo de gas de venteo distribuido en los Distrito de la Costa Oriental del Lago de Maracaibo. (Carruido, 2013)

Flujo de Gas (MMPCD)	Distritos			
	Lago Norte	Lago Sur	Empresas Mixtas	Tierra
Venteo	20	17	16	11
Mermas	55	35	5	5
Pérdidas	103	30	8	19
Total mermas + pérdidas	158	65	13	24
Total mermas + pérdidas + venteo	178	82	29	35

A continuación se presenta el diagrama de flujo de la sección de endulzamiento diseñado por la Ing. Carruido.

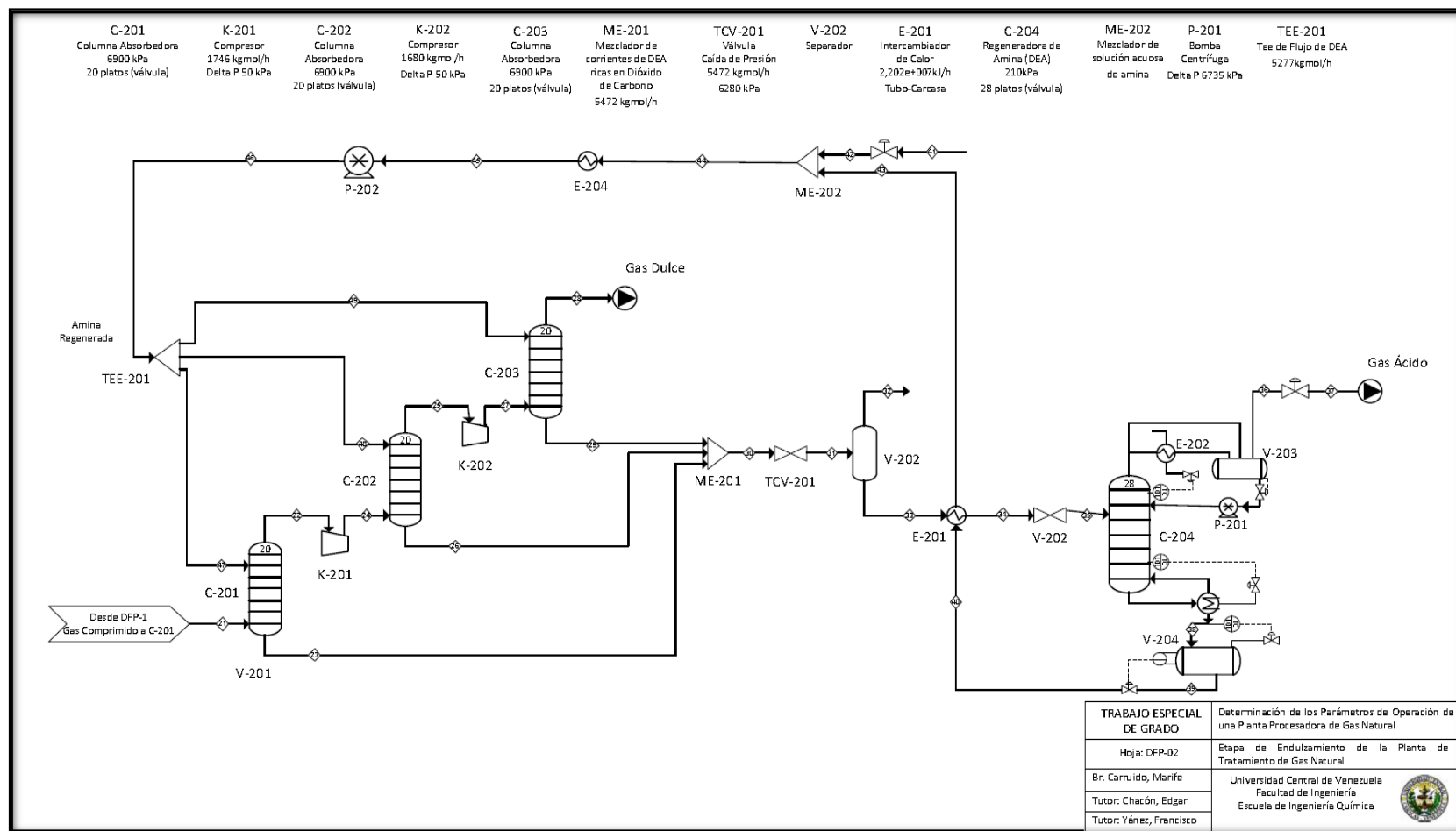


Figura N°. 10: Diagrama de Flujo de la Etapa de Endulzamiento de la Planta de Tratamiento de Gas Natural. (Carruido, 2013)

Para este estudio no se tomó en cuenta la sección de compresión. Las condiciones iniciales del gas agrio que ingresa a la sección de endulzamiento de la planta de tratamiento de gas natural se presentan a continuación:

Tabla 5: Datos iniciales de la corriente de Gas Agrio, simulación en estado estacionario en Aspen HYSYS®. (Carruido, 2013)

Name	Sour Gas 1
Vapour/Phase Fraction	0,9888
Temperature [C]	25,000
Pressure [kPa]	6900,000
Molar flow [kgmole/h]	2187,176
Mass flow [kg/h]	49658,730
Std Ideal Liq Vol flow [m3/h]	125,497
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	14210,118
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	189,682
Heat flow [kJ/h]	31080042,912

El paquete termodinámico seleccionado para la simulación fue el Paquete de Aminas (Amine-Pkg) y utilizando el modelo termodinámico para soluciones acuosas de aminas Kent-Eisenberg, que es el adecuado para la simulación con soluciones acuosas con un solo tipo de aminas.

Tabla 6: Composición Molar de la corriente de entrada “Gas Agrio”

Agua	0,00000
CO ₂	0,12416
Nitrógeno	7,24261e-003
Metano	0,77562
Etano	2,97183e-002
Propano	2,62824e-002
i-Butano	7,77830e-003
n-Butano	1,25333e-002
i-Pentano	5,38437e-003
n-Pentano	3,62750e-003
n-Hexano	4,11252e-003
n-Heptano	3,33421e-003
n-Octano	1,92415e-004
n-Nonano	2,13515e-006
n-Decano	1,62713e-008
n-C11	4,57369e-011
Dietanolamina	0,00000
H ₂ S	0,00000

A continuación se presenta la sección de endulzamiento en el estado estacionario diseñado por la Ing. Carruido:

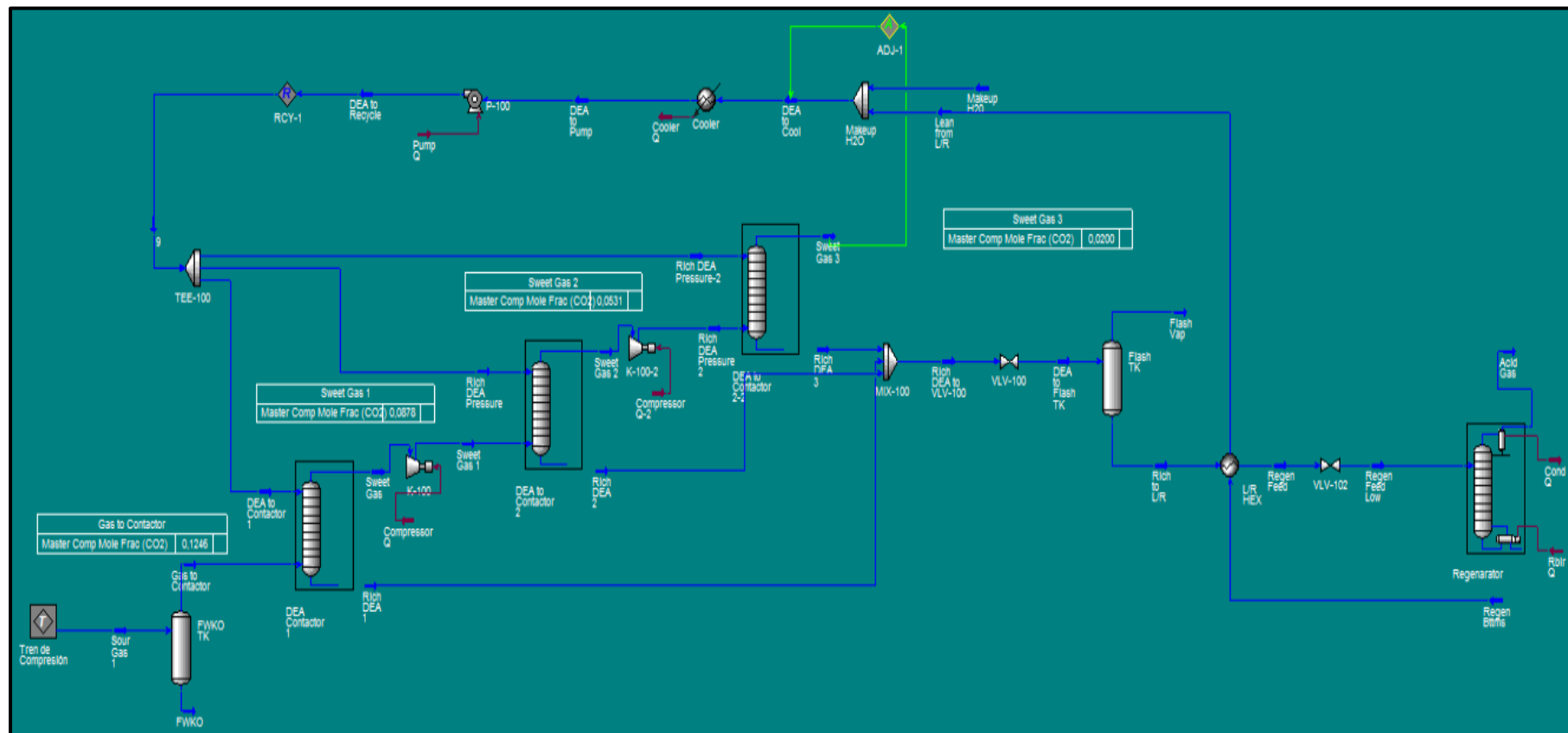


Figura N°. 11: Etapa de Endulzamiento de la Planta de Tratamiento de Gas Natural en Aspen HYSYS® (estado estacionario). (Carruido, 2013)

III.2 PASO DE LA SIMULACIÓN A ESTADO DINÁMICO

Para que una simulación funcione de manera adecuada en estado dinámico es fundamental realizar las siguientes especificaciones dentro del ambiente de simulación:

- (a) Definir las especificaciones de presión/flujo de las “boundary streams”
- (b) Dimensionamiento de los equipos

En estado dinámico HYSYS® requiere que las corrientes límite del proceso (boundary streams); que están definidas como toda corriente límite dentro del límite de batería que no esté conectada a ningún dispositivo de conductancia, por ejemplo, un intercambiador de calor; sean especificadas en función de la presión, pero para esta simulación se especifica la corriente de entrada de “Gas Agrio” y las corrientes de reposición o “make-up” en función del flujo molar.

Las válvulas deben utilizar la relación “pressure/flow specification” dentro del modo dinámico además de ser dimensionadas, todas las corrientes deben disponer de las válvulas correspondientes, y especialmente como requisito de simulador, las “boundary streams”.

El valor general de la conductancia a flujo constante para los lados tubo/carcasa o “overall K value” debe ser calculado para todos los equipos de intercambio de calor.

Los gradientes de presión en toda la planta deben ir de mayor a menor, para evitar retroflujo, y se debe especificar las caídas/aumentos de presión respectivamente.

La especificación de los equipos para su paso a una simulación en estado dinámico se describe con detalle en la sección presentada a continuación. Cabe destacar que los nombres de los equipos utilizados en las secciones de dimensionamiento corresponden a los tags utilizados en el ambiente de simulación. Por lo cual presentan variaciones con respecto a la nomenclatura utilizada en el DFP.

III.2.1 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS

III.2.1.1 DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE AMINAS “L/R HEX”

En estado dinámico se requiere que los intercambiadores tubo carcasa les sea especificado el “tube volume” o volumen de tubo (m³) y el “shell volume” o volumen de carcasa (m³).

Para calcular estas dimensiones se utilizó el programa Exchanger Design and Rating® de Aspen, que toma los datos del intercambiador de calor de HYSYS® directamente y calcula la configuración óptima del mismo.

Para el cálculo de los volúmenes se tomaron datos obtenidos de la “TEMA sheet” u Hoja de Especificaciones del Intercambiador de Calor.

Para el cálculo del volumen total de tubos se utilizó la siguiente ecuación, Ecuación (1):

$$V_{\text{tubos}} = \frac{(OD - tks)^2}{4} * \pi * L * \# \text{ de tubos} \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde:

V_{tubos} = volumen interno total de los tubos (plg³)

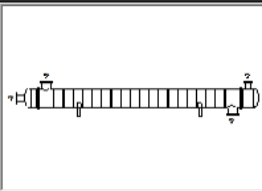
OD = “outer diameter” o diámetro externo del tubo (plg)

tk = “thickness” o espesor (plg)

L = longitud de los tubos (plg)

de tubos = cantidad de tubos establecidos en la hoja TEMA (adim)

Tabla 7: Hoja de Especificaciones del Intercambiador de Calor "L/R HEX"

Heat Exchanger Specification Sheet									
1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	17 - 240	in	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	1698,5	ft²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	849,3	ft²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name								
11	Fluid quantity, Total	lb/h	356498			332173			
12	Vapor (In/Out)	lb/h	0	5828	0	0			
13	Liquid	lb/h	356498	350670	332173	332173			
14	Noncondensable	lb/h	0	0	0	0			
15									
16	Temperature (In/Out)	°F	136,11	203,23	247,99	173,16			
17	Dew / Bubble point	°F	136,11			247,46			
18	Density Vapor/Liquid	lb/ft³	0,386 / 66,919	0,466 / 65,352	0,092 / 61,315	/ 63,356			
19	Viscosity	cp	0,0144 / 1,1492	0,0178 / 0,582	0,0151 / 0,3977	/ 0,7349			
20	Molecular wt. Vap		27,47	40,57	21,98				
21	Molecular wt. NC								
22	Specific heat	BTU/(lb F)	0,3539 / 0,8623	0,2358 / 0,9135	0,3883 / 0,9799	/ 0,9322			
23	Thermal conductivity	BTU/(ft h F)	0,017 / 0,289	0,013 / 0,303	0,019 / 0,308	/ 0,298			
24	Latent heat	BTU/lb	457,3	505,7	916,7				
25	Pressure	psi	89,923	81,622	31,908	29,366			
26	Velocity	ft/s	12,81			3,28			
27	Pressure drop, allow./calc.	psi	10,153	8,302	10,153	2,542			
28	Fouling resist. (min)	ft² h F/BTU	0	0	0	Ac based			
29	Heat exchanged	23766040	BTU/h	MTD corrected			39,07	°F	
30	Transfer rate, Service	358,14	Dirty	365,81	Clean	365,81	BTU/(h ft² F)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32		Shell Side			Tube Side		Sketch		
33	Design/Vac/Test pressure	psi	100 /	/	50 /	/			
34	Design temperature	°F	270		320				
35	Number passes per shell		1		1				
36	Corrosion allowance	in	0,125		0,125				
37	Connections	In	1	10 / -	1	6 / -			
38	Size/rating	Out	1	10 / -	1	6 / -			
39	Nominal	Intermediate	1	10 / -	1	6 / -			
40	Tube No.	219	OD	0,75	Tks-Avg	0,065	in	Length	20
41	Tube type	Plain	#/in		Material	Carbon Steel	Tube pattern	60	
42	Shell	Carbon Steel	ID	17,25	OD	18	in	Shell cover	-
43	Channel or bonnet	Carbon Steel					Channel cover	-	
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel					Tubesheet-floating	-	
45	Floating head cover	-					Impingement protection	None	
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Double segmental	Cut(%d)	25,54	V	Spacing: c/c	11,25
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	17,25	
48	Supports-tube	U-bend	Type						
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint				Exp.		
50	Expansion joint	-	Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle	489	Bundle entrance		652	Bundle exit		3685	
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe				
53	Floating head	-							
54	Code	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class	R - refinery service		
55	Weight/Shell	4578,3	Filled with water		6514,3	Bundle	2440,5	lb	
56	Remarks								
57									
58									

Para calcular el volumen de la carcasa se utilizó la Ecuación (2), presentada a continuación:

$$V_{\text{carcasa}} = \frac{DI^2}{4} * \pi * L \quad \text{Ecuación 2.}$$

Donde:

V_{carcasa} = volumen interno total de la carcasa (pie³)

ID = “inner diameter” o diámetro interno de la carcasa (pie)

L = longitud de la carcasa (pie)

Luego, estos volúmenes son llevados a m³ e en la pestaña de “dynamics” dentro de las opciones internas del intercambiador de calor “L/R HEX”.

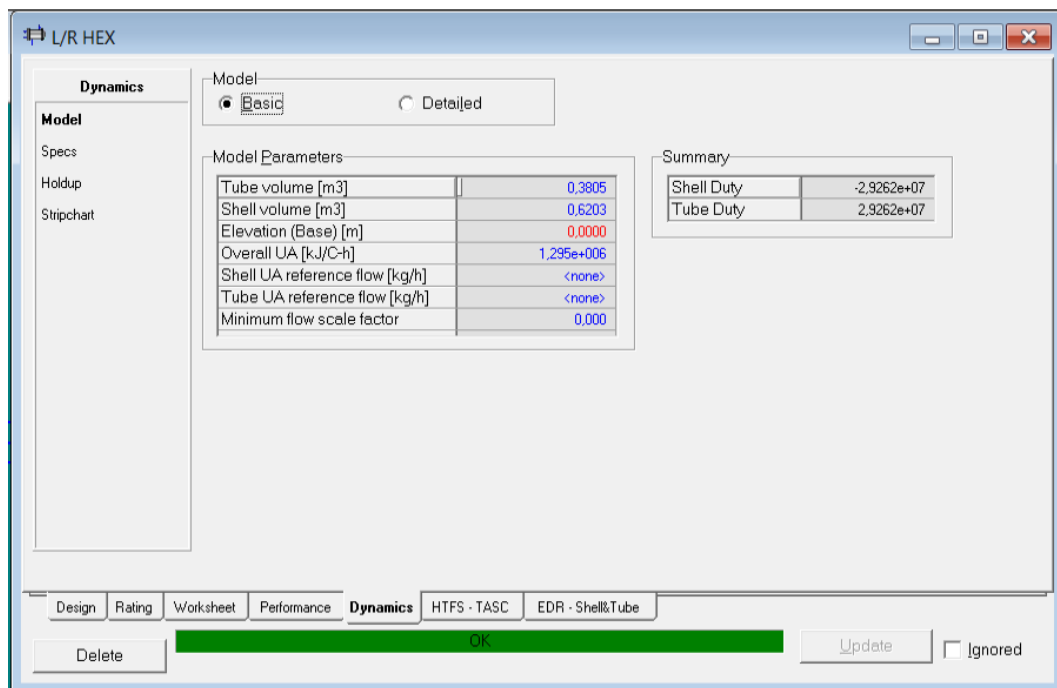


Figura N°. 12: Especificación de volúmenes del intercambiador de calor “L/R HEX”

Luego se procede a calcular los valores de conductancia a flujo constante o “k” del intercambiador a través de la herramienta “Calculate K’s” que provee el mismo simulador dentro las opciones de “dynamics” en las opciones correspondientes al intercambiador de calor.

The screenshot shows the 'L/R HEX' software window. On the left is a sidebar with 'Dynamics' selected. The main area is titled 'Dynamic Specifications' and contains two sections: 'Shell Side Specifications' and 'Tube Side Specifications'. Each section has a table with three rows: 'Delta P [kPa]', 'k [kg/hr/sqrt(kPa·kg/m³)]', and 'k Reference flow [kg/h]'. The 'Calculate K's' button is to the right of the Shell Side table. At the bottom, there are tabs for 'Design', 'Rating', 'Worksheet', 'Performance', 'Dynamics' (which is active), 'HTFS - TASC', and 'EDR - Shell&Tube'. Below the tabs are 'Delete', 'OK', 'Update', and 'Ignored' buttons.

Shell Side Specifications		
Delta P [kPa]	183.5	☐
k [kg/hr/sqrt(kPa·kg/m³)]	577.1	☒
k Reference flow [kg/h]	<none>	

Tube Side Specifications		
Delta P [kPa]	174.1	☐
k [kg/hr/sqrt(kPa·kg/m³)]	587.7	☒
k Reference flow [kg/h]	<none>	

Figura N°. 13: Cálculo de valores de conductancia del intercambiador de calor “L/R HEX”.

Para el enfriador o “cooler”, solo es necesario la especificación de volumen total, al manejar un flujo muy similar al del intercambiador “L/R HEX”, se le suministró como dato el volumen total de la carcasa agregándole un 20% de volumen para considerar el volumen agregado por las corrientes de reposición y se calculó el valor de “k”. El cambio se realizó dentro de sus opciones en la pestaña “Dynamics”→”Model details”→Volume (m³).

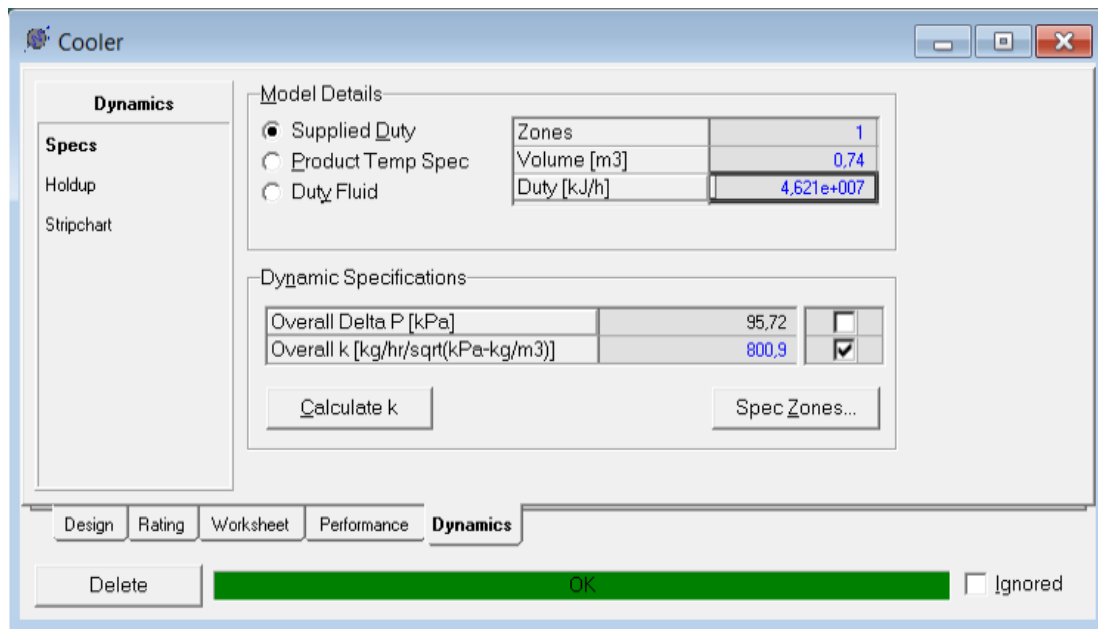


Figura N°. 14: Cálculo de valor de conductancia del enfriador “Cooler” e ingreso del valor de volumen.

III.2.1.2 ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA “P-100”

Para este equipo fue necesario calcular el cabezal requerido y posteriormente, generar las curvas de caudal contra eficiencia. Dentro de la pestaña “Dynamics” hay una herramienta que calcula el cabezal, dato que será de utilidad luego. Posterior a esto, en la pestaña de “Rating”, está la opción de “Generate Curves” o Generar Curvas, el simulador nos sugiere que utilicemos esta especificación para trabajar con las bombas. Al ingresar se introduce el dato anteriormente calculado del cabezal, flujo aproximado de trabajo y una eficiencia de diseño que se supuso como valor semilla de 75%.

Al introducir los datos, el simulador calcula las curvas de eficiencia de la bomba:

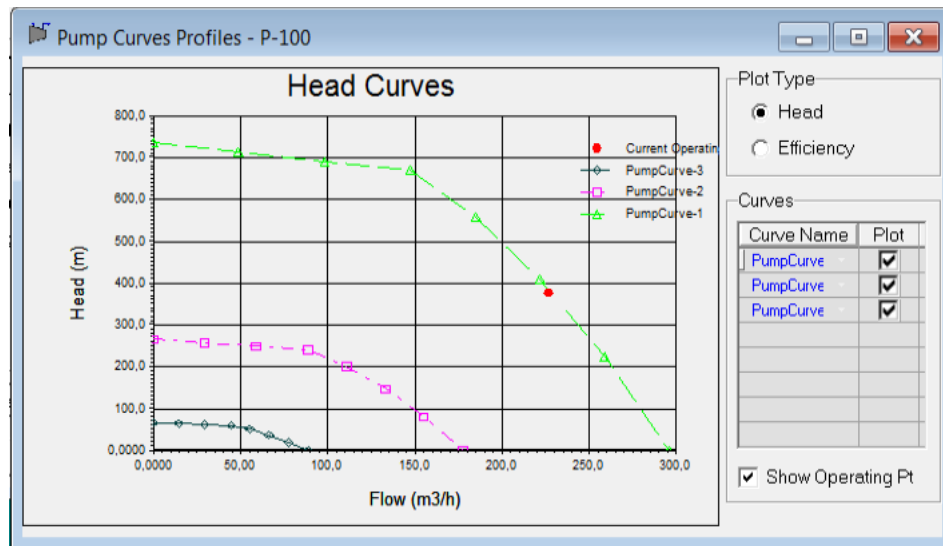


Figura N°. 15: Curvas de Eficiencia de la bomba P-100.

III.2.1.3 DISPOSICIÓN DE LAS VÁLVULAS Y DIMENSIONAMIENTO

Para toda corriente crítica o donde se pudiera establecer un lazo de control se instaló una válvula. Cada una de estas válvulas tuvo que ser dimensionada con la herramienta correspondiente llamada “Size Valve” y establecer la relación “Pressure Flow Relation”.

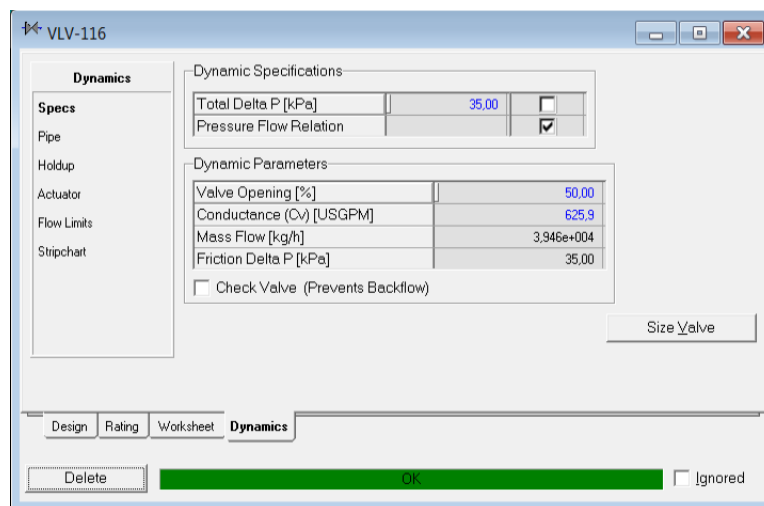


Figura N°. 16: Dimensionamiento de válvula VLV-116.

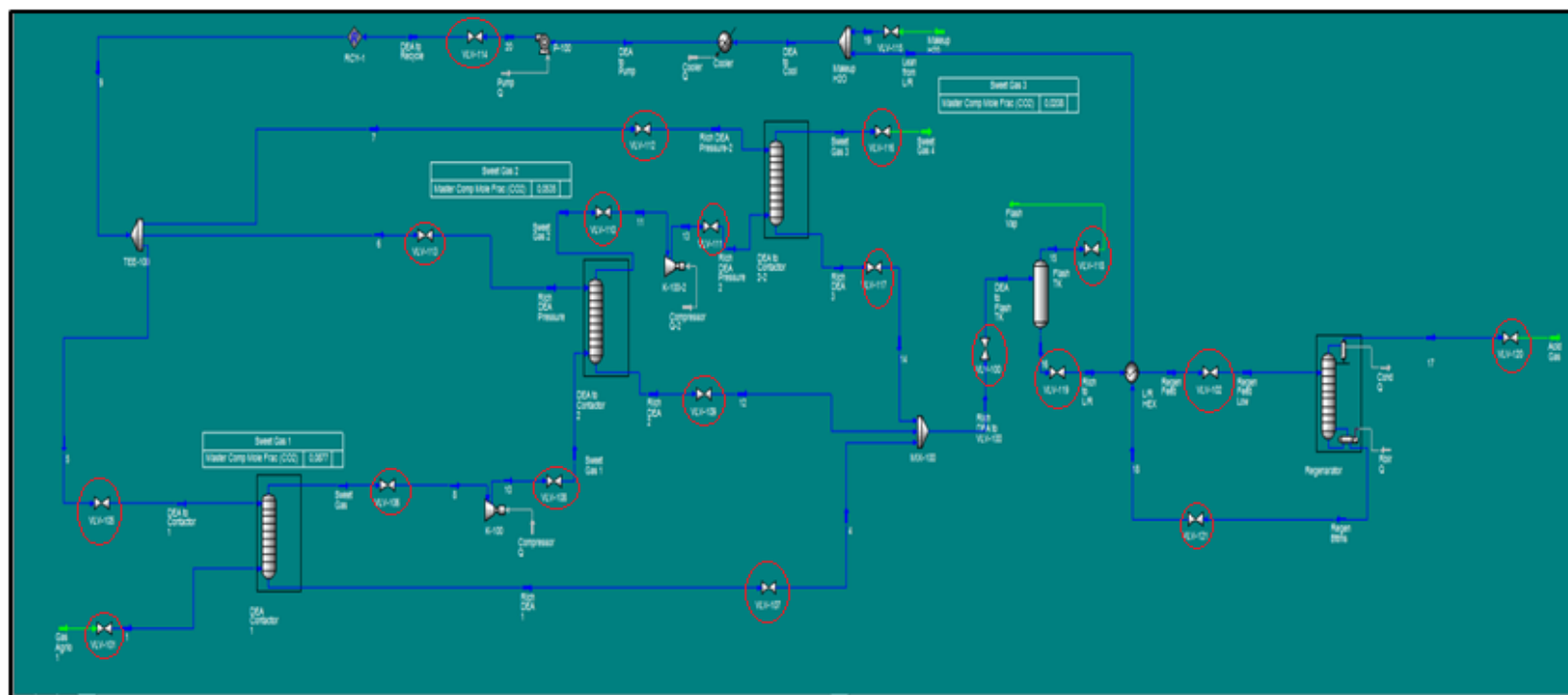


Figura N°. 17: Disposición preliminar de las válvulas en la sección de endulzamiento de la planta de Gas Natural.

III.2.1.4 COMPRESORES Y CONTROL ANTI-SURGE

Para los compresores la especificación de mayor importancia fue el cálculo del cabezal, a través de su respectiva herramienta en “Dynamics”. Este dato será necesario para la implementación de la estrategia de control.

Para garantizar una operación adecuada, se incorporó el “Surge control” o control anti-surge. “Un compresor centrífugo ingresa a la zona de surge el volumen que maneja cae por debajo del límite de surge. El controlador anti-surge determina un flujo volumétrico mínimo con el que el compresor centrífugo debe operar sin generar surge. Este se le conoce como el flujo surge. El controlador anti-surge luego procede a controlar el flujo que ingresa al compresor centrífugo hasta algún porcentaje por encima del flujo surge (típicamente un 10%).” (Aspentech, 2009)

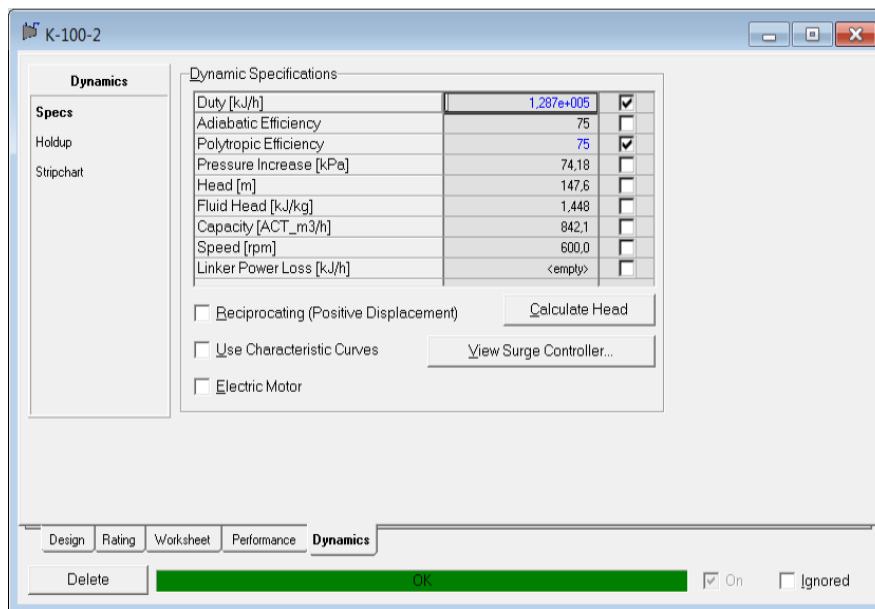


Figura N°. 18: Cálculo de cabezal para los compresores K-100 y K-100-2.

El control anti-surge se comporta como un controlador PID un poco más agresivo en cuanto a comportamiento al acercarse a la zona de surge y el controlador calcula su propio set-point.

Este tipo de controlador solicita unos parámetros A, B, C y D para su correcta operación. Estos son calculados a partir de la ecuación cúbica presentada en la Ecuación (3):

$$H = A + B * Q + C * Q^2 + D * Q^3 \quad \text{Ecuación 3.}$$

Donde:

H = cabezal del compresor centrífugo (m)

Q = flujo surge (m^3/s)

Para obtener estos valores fue necesario hallar el caudal surge para el compresor centrífugo utilizando la siguiente gráfica:

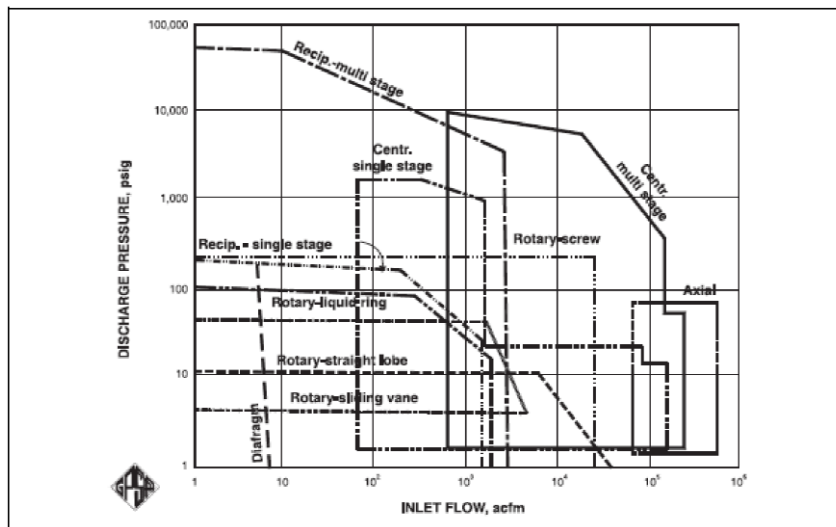


Figura N°. 19: Rango de aplicación de compresores. (GPSA, 2004)

El caudal aproximado cercano a 10² acfm para un compresor centrífugo de una sola etapa, fue transformado utilizando una herramienta del simulador a m^3/s . Y luego se le aplicó una regresión cúbica a través de un archivo descargable de AspenTech llamado “compressor surge curve regression” que calcula los parámetros requeridos para la correcta operación de dichos lazos de control.

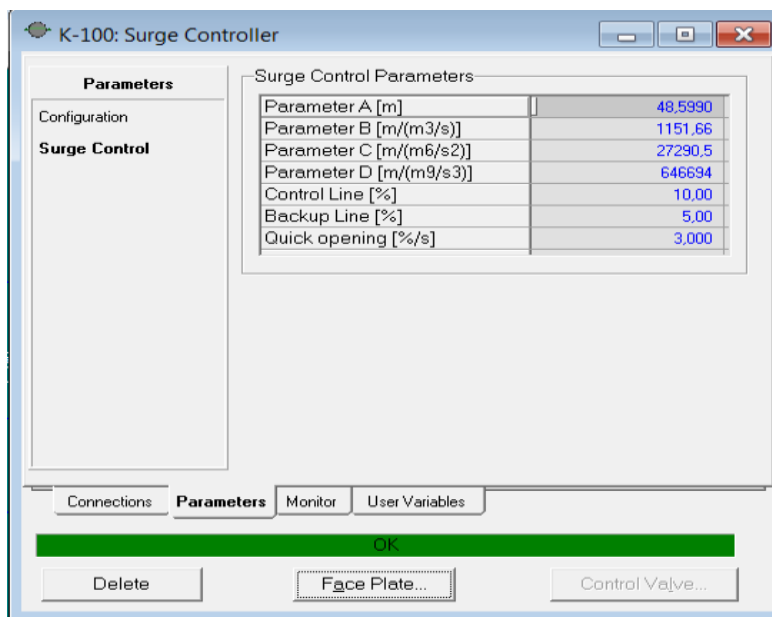


Figura N°. 20: Parámetros A, B, C y D para los controladores anti-surge.

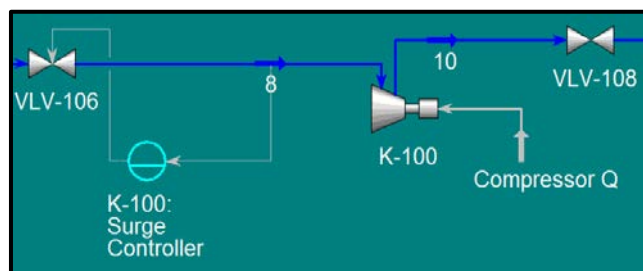


Figura N°. 21: Lazo de control anti-surge para el compresor K-100.

III.2.1.5 DIMENSIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS DE ABSORCIÓN, REGENERACIÓN Y SEPARADOR FLASH

De la simulación de la Ing. Carruido disponemos de varios “Utilities” o herramientas utilitarias, esta herramienta se utiliza para dimensionar equipos de forma más rigurosa, con datos básicos de los mismos.

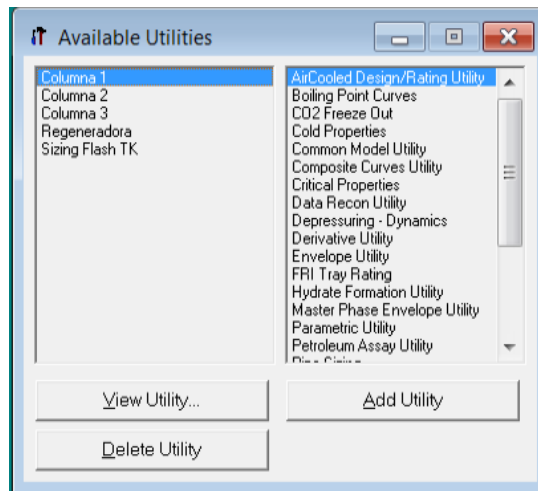


Figura N°. 22: Herramienta utilitaria de las columnas y separador flash.

Section Name	Section_1
Start Tray	1_TS-1
End Tray	20_TS-1
Internals	Valve
Sieve Hole Pitch [mm]	<empty>
Sieve Hole Diameter [mm]	<empty>
Valve Material Density [kg/m3]	8220
Valve Material Thickness [mm]	1.524
Hole Area (% of AA)	15.30
Valve Orifice Type	Straight
Valve Design Manual	Giltsch
Bubble Cap Slot Height [mm]	<empty>
Side Weir Type	Straight
Weir Height [mm]	50.80
Max Weir Loading [m3/h-m]	89.42
Downcomer Type	Vertical
Downcomer Clearance [mm]	38.10
Maximum DC Backup [%]	50.00
Side DC Top Width [mm]	0.0000
Side DC Bottom Width [mm]	<empty>
Centre DC Top Width [mm]	0.0000
Centre DC Bottom Width [mm]	<empty>

Figura N°. 23: . Herramienta utilitaria de la columna de absorción (Columna 1).

De igual modo se verificó que los datos del dimensionamiento realizado por el utilitario concordaran para el Separador Flash “Flash TK” y se adicionaran los datos que no se encontraran especificados previamente.

III.2.1.6 EQUIPOS DE MEZCLADO O SEPARACIÓN DE CORRIENTES

Como requisito de la simulación en estado dinámico los equipos de tipo “Mixer” utilizados para mezclar corrientes, o “Tee” utilizados para dividir las corrientes es necesario que tengan activo el ajuste de “Pressure Specification” en “Equalize All”.

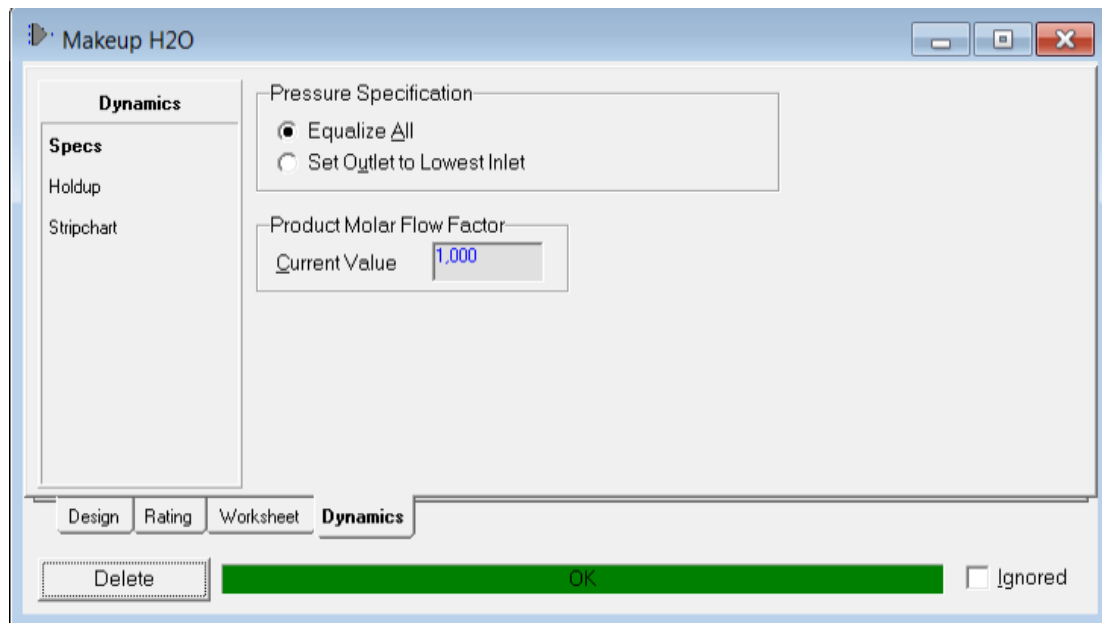


Figura N°. 24: Especificación dinámica para equipos de mezclado.

III.2.1.7 ESPECIFICACIÓN DE LAS “BOUNDARY STREAMS”

Las corrientes límite o “boundary streams” han de ser especificadas en cuanto a presión o flujo molar para que en función de ello, la herramienta de cálculo del software conocido como *solver*, pueda funcionar de manera apropiada.

Para la simulación bajo estudio, las corrientes límite que posteriormente serían modificadas durante el análisis de sensibilidad, se les especificó de tipo Flujo Molar, de este modo, podrían ser modificadas en cualquier momento de la simulación, tomando un color amarillo en el ambiente de simulación. Para aquellas que no se modificarían manualmente para el análisis se les especificó de tipo Presión, que luego toman un color verde en el ambiente de simulación.

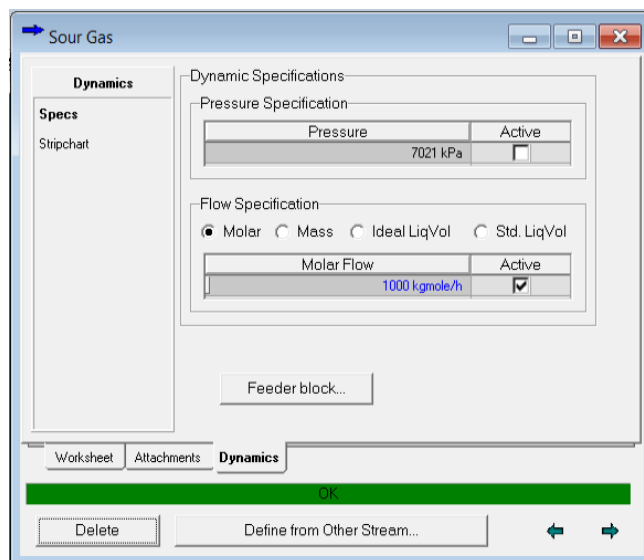


Figura N°. 25: Especificación dinámica tipo Flujo Molar para la corriente de entrada Gas Agrio

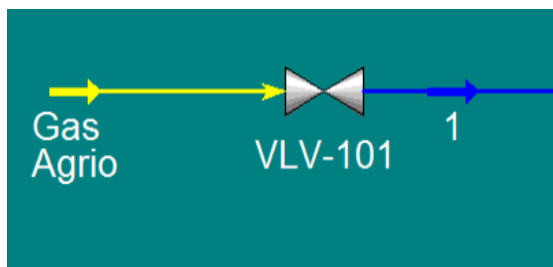


Figura N°. 26: Corriente de entrada Gas Agrio en el ambiente de simulación.

III.2.2 MODIFICACIONES HECHAS AL DISEÑO ORIGINAL

III.2.2.1 ELIMINACIÓN DE OPERACIONES DE TIPO “RECYCLE” Y “ADJUST”

Lo primero a modificar en la simulación construida por la Ing. Carruido son las operaciones de tipo “Recycle” y “Adjust”.

La operación Adjust varía el valor de una variable corriente (la variable independiente) para satisfacer un valor requerido o especificación (la variable dependiente) en el otro flujo o la operación. (Aspentech, 2009)

El Recycle (reciclo) instala un bloque teórico en la corriente de proceso. La alimentación en el bloque se denomina la corriente de reciclo calculado, y el producto es la corriente de reciclado supuesta. (Aspentech, 2009)

“Las operaciones de tipo Recycle (reciclo) no son requeridas en estado dinámico porque el *solver* es completamente diferente al que está disponible en estado estacionario y calculará cualquier información requerida para las corrientes “recicladas”. Sin embargo, si quedan operaciones de tipo Recycle que quedan del estado estacionario, simplemente serán ignoradas...” (Aspentech Support, 2015)

Por lo tanto, estos bloques de operaciones fueron eliminados de la simulación.

Una modificación importante que debe ser explicada es la eliminación del Separador Flash en la entrada de la planta llamado “Free-Water Knock-Out Tank - FWKO TK”, este equipo es fundamental como buena práctica industrial y no debe removerse, puesto que su función es retener todo líquido que pueda ser arrastrado por la corriente de entrada de gas agrio, sin embargo, la corriente de entrada de gas al poseer un porcentaje de líquido menor al 5% hace que los cálculos que involucran este equipo en el simulador nunca alcancen valores de convergencia, por lo tanto, su eliminación fue conveniente para lograr la convergencia de la simulación bajo las condiciones de entrada establecidas en estudios anteriores.

III.2.2.2 CORRIENTES DE REPOSICIÓN O “MAKE-UP”

La simulación base originalmente solo tiene una corriente de reposición de agua, por lo tanto para mantener la solución acuosa de aminas en el porcentaje másico establecido de 35% se adicionó una corriente de reposición de DEA.

Para controlar la cantidad de DEA y de agua a inyectar se utilizó la herramienta llamada “SpreadSheet”, que es una tabla de cálculo dinámica en la cual se pueden importar variables del ambiente de simulación que se actualizan dentro de la misma por si solas a medida que varían con el tiempo o son modificadas por el usuario, para luego realizar operaciones dichas variables y luego exportar los resultados obtenidos en la tabla hacia el ambiente de simulación.

Para el cálculo de las corrientes de reposición se utilizó la relación expresada en la Ecuación (4):

$$L_{\text{DEA}} = 0,024 * Q_G * X_A \quad \text{Ecuación 4.}$$

(Stewart y Arnold, 2011).

Donde:

L_{DEA} = Flujo de solución de aminas circulante en el sistema (m^3/h)

Q_G = Flujo de gas agrio de entrada (m^3/h)

X_A = Reducción total requerida de la fracción de gases ácidos (moles de gas ácido removidos/moles de gas ácido de entrada), calculada de la Ecuación (5):

$$X_A = \frac{(n\text{CO}_{2o} + n\text{H}_2\text{S}_o) - (n\text{CO}_{2f} + n\text{H}_2\text{S}_f)}{n\text{GasAgrio}_o} \quad \text{Ecuación 5.}$$

Donde:

$n\text{CO}_{2o}$ = moles de CO_2 que ingresan al sistema en el gas agrio (kgmol/h)

$n\text{H}_2\text{S}_o$ = moles de H_2S que ingresan al sistema en el gas agrio (kgmol/h)

$n_{CO_2 f}$ = moles de CO_2 que salen del sistema en el gas dulce (kgmol/h)

$n_{H_2S f}$ = moles de H_2S que salen del sistema en el gas dulce (kgmol/h)

$n_{Gas\ Agrio\ o}$ = moles totales de gas agrio que ingresan al sistema (kgmol/h)

A este valor se le sustrajo la cantidad de DEA que se recircula proveniente de la columna de regeneración, Ecuación (6):

$$L_{DEA} = L_{DEA} - (L_{DEA})_{Regenerado} \quad \text{Ecuación 6.}$$

Donde:

$(L_{DEA})_{Regenerado}$ = Flujo de DEA que proviene de la columna de regeneración (m^3/h)

Además, se le realizó una corrección sugerida por el texto “Gas Sweetening and Processing Field Manual” (Stewart y Arnold, 2011) para garantizar que exista un exceso de amina en el sistema de 10 – 15%, Ecuación (7):

$$L_{DEA} = L_{DEA} + L_{DEA} * 0,15 \quad \text{Ecuación 7.}$$

Conociendo el flujo de aminas que debe ingresar al sistema, el flujo de agua de reposición fue calculado utilizando el porcentaje en peso de la solución acuosa de DEA (35%), Ecuación (8):

$$0,35 = \frac{(DEA_m + DEA_R)}{(DEA_m + DEA_R + Agua_m + Agua_R + CO_{2R} + H_2S_R)} \quad \text{Ecuación 8.}$$

Donde:

DEA_m = flujo másico de DEA de reposición (kg/h)

DEA_R = flujo másico de DEA proveniente de la columna de regeneración (kg/h)

Agua_m = flujo másico de agua de reposición (kg/h)

Agua_R = flujo másico de agua proveniente de la columna de regeneración (kg/h)

$\text{CO}_2 R$ = flujo másico de CO_2 proveniente de la columna de regeneración (kg/h)

H_2S_R = flujo másico de H_2S proveniente de la columna de regeneración (kg/h)

Las fracciones de H_2S y de CO_2 que forman parte de la corriente de DEA en recirculación son considerados normales dentro de la operación de las plantas de endulzamiento con aminas, aunque la simulación original no contiene H_2S en la corriente de Gas Agrio de entrada, se consideró el compuesto para el análisis de sensibilidad a realizar posteriormente. Los resultados obtenidos de las corrientes de reposición fueron luego transformados a flujos molares (kgmol/h) y dichos valores son los correspondientes para las corrientes de reposición.

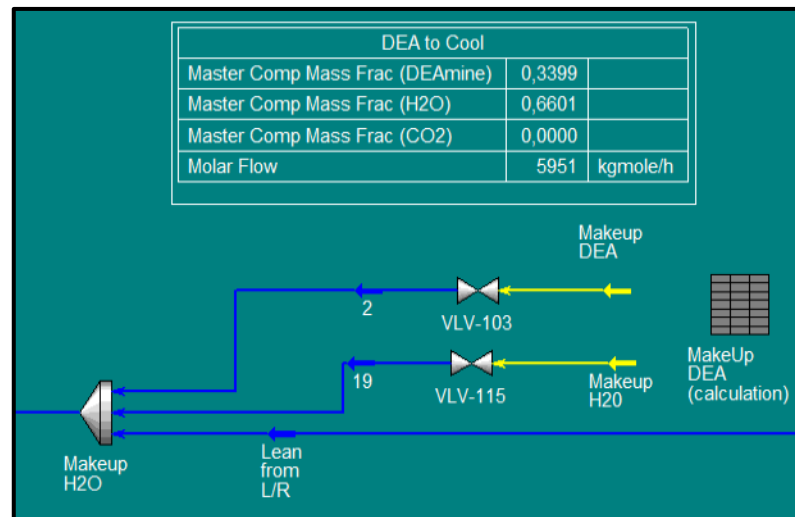


Figura N°. 27: Corrientes de reposición y Spreadsheet en el ambiente de simulación.

Durante la operación, el sistema puede llegar a encontrarse saturado de aminos o de agua, y por lo tanto cualquier inyección adicional de la misma al sistema es considerada como una pérdida económica, en la simulación al calcular la diferencia entre el flujo de DEA que debe circular en el sistema (L_{DEA}); sabiendo que todos los valores y relaciones son calculados de manera instantánea y se actualizan dentro del SpreadSheet; se pueden generar valores negativos cuando el flujo de DEA que proviene de recirculación ($(L_{DEA})_{Regenerado}$) es mayor al requerido (L_{DEA}) y por lo tanto, se generan valores negativos, que no deben ser considerados como “flujo a ser removido”, sino que el flujo de entrada debe detenerse hasta que sea requerida una inyección de solución acuosa de DEA para estabilizar los valores de salida de los gases ácidos del sistema.

En base a esto, el resultado a exportar no es sencillamente el valor obtenido de los resultados calculados, puesto que este puede ser negativo en algún punto de la operación, generando inconsistencias en la simulación. Para sopesar este problema se utilizó dentro del “SpreadSheet”, operadores lógicos de tipo “if-else”. Los operadores lógicos fueron programados de modo que siempre que los resultados de los flujos a ingresar de las corrientes de reposición fueran iguales o menores a cero, la celda donde se encontraría el valor a exportar sería multiplicada por cero. De este modo se garantiza que solamente se exportan valores positivos a las corrientes de reposición en el momento en que sea necesario.

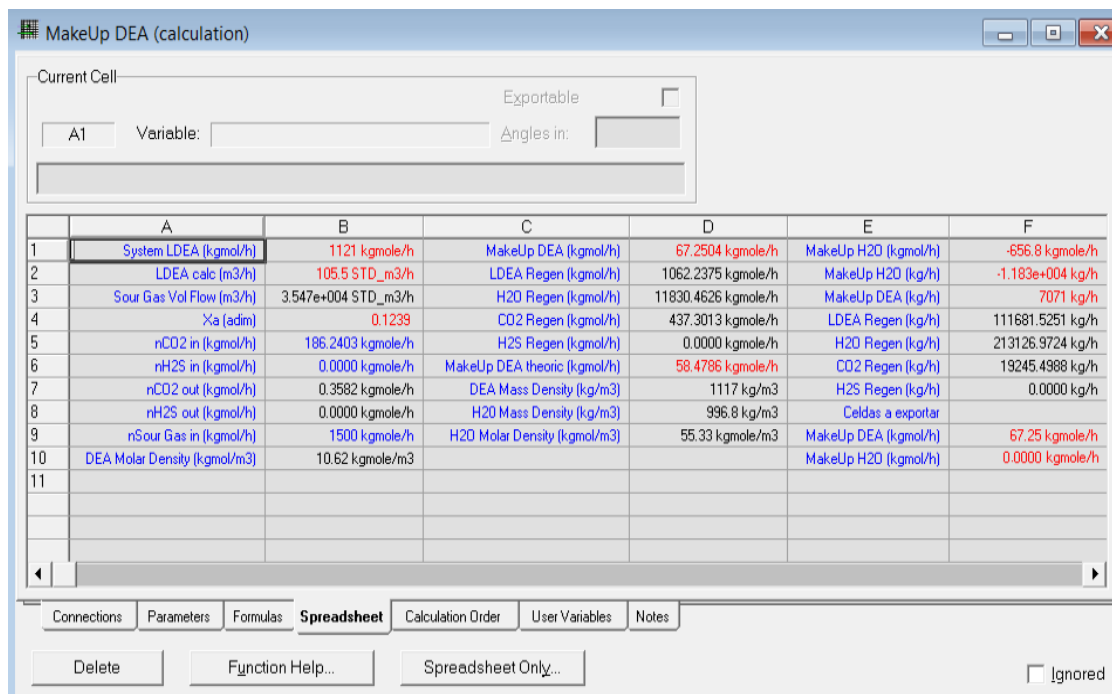


Figura N°. 28: SpreadSheet en un sistema saturado de agua.

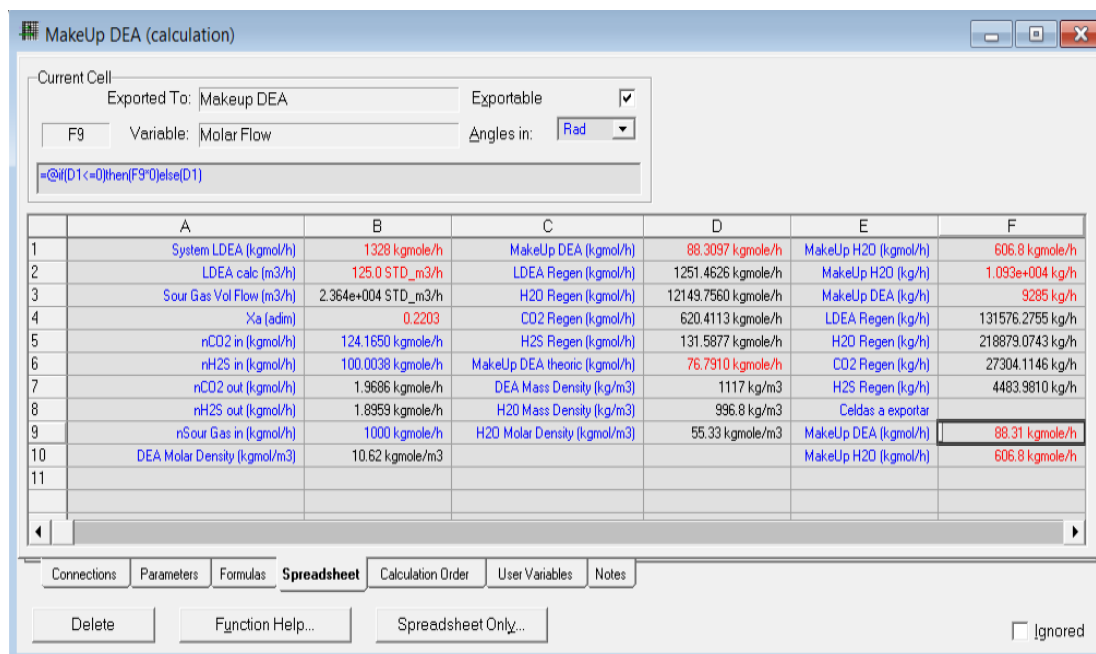


Figura N°. 29: SpreadSheet cuando el sistema requiere un ingreso de DEA y agua

III.2.2.3 FLUJO DE CALOR REMOVIDO POR EL ENFRIADOR DE TIPO “COOLER”

Como se mencionó en el punto II.12 de este trabajo, para reducir la cantidad de hidrocarburos condensados en la solución de aminas cuando ésta entra en contacto con el gas agrio, la solución acuosa de aminas debe estar a una temperatura hasta 5,5°C por encima del gas agrio que ingresa al sistema.

Para regular la temperatura del flujo de solución acuosa de DEA, se utilizó un enfriador de tipo “cooler” en el ambiente de simulación. Y para controlar el flujo de calor a ser removido por el mismo, se utilizó un SpreadSheet que utiliza como base la Ecuación (9):

$$q_{\text{cooler}} = L_{\text{LA}} * SG * Cp_{\text{LA}} * \rho * (T_{\text{in}} - T_{\text{out}}) * 3600 \quad \text{Ecuación 9.}$$

Donde:

q_{cooler} = flujo de calor que a remover por el enfriador (kJ/h)

SG = gravedad específica de la DEA (adim)

L_{LA} = flujo de solución de DEA circulante en el sistema. Se conectó con la variable de flujo que sale del equipo de mezclado que envía la solución a ser introducida al sistema, sea flujo que proviene netamente de la columna de regeneración o si incluye reposición de agua o DEA (m³/s)

Cp_{LA} = calor específico de la DEA (kJ/kg°C)

ρ = densidad másica de la DEA (kg/m³)

T_{in} = temperatura de entrada del flujo de solución acuosa al enfriador (C)

T_{out} = temperatura de salida del flujo de solución acuosa del enfriador (C)

Para que el resultado generado por la ecuación (9) estuviese en concordancia dimensional con las dimensiones requeridas por el simulador, se multiplicó por un factor de 3600, para convertir las unidades de tiempo de segundos a horas. Adicionalmente, la variable T_{out} se controló mediante la ecuación (10), adicionando un factor de 2,2°C a la temperatura de entrada del gas agrio:

$$T_{out} = (T_{gas\ agrio})_{in} + 2,2 \quad \text{Ecuación 10.}$$

Donde:

$(T_{gas\ agrio})_{in}$ = temperatura de entrada del gas agrio al proceso (C)

Es importante denotar que a pesar de que la ecuación está diseñada para cálculos en base a un flujo de DEA puro, el manejo de la temperatura reflejado en el desempeño obtenido en la simulación fue satisfactorio a pesar de que se trabajara con una mezcla multicomponente como lo es la solución acuosa de DEA al 35% p/p con trazas de contaminantes.

	A	B	C	D
1	Cooler Heat flow (kJ/h)	3.831e+007 kJ/h		
2	LLeanAmine (m3/s)	0.1024 m3/s		
3	Rho mass (kg/m3)	1091 kg/m3		
4	CP LA (kJ/kg C)	3.445 kJ/kg C		
5	T in (C)	54.84 C		
6	T out (C)	27.20 C		
7	T Feed Gas (C)	25.00 C		
8				

Figura N°. 30: SpreadSheet utilizado para el manejo del enfriador.

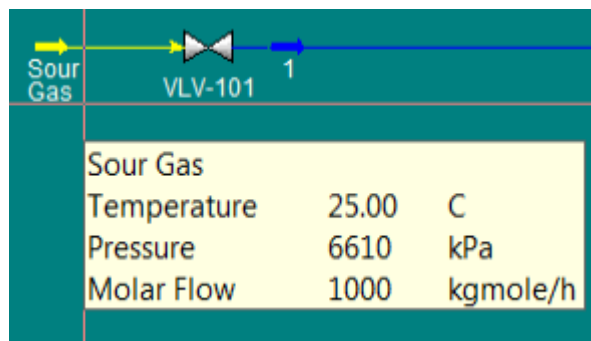


Figura N°. 31: Temperatura de entrada del gas agrio para un flujo de 1000 kgmol/h.

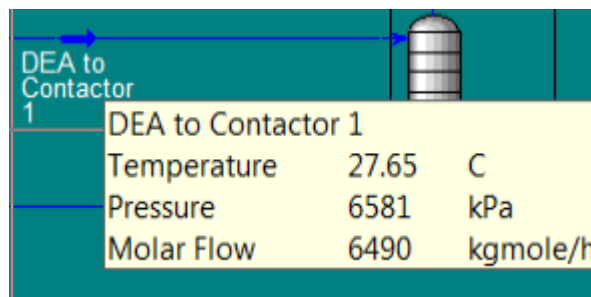


Figura N°. 32: Temperatura de entrada de solución de DEA a la primera Columna de Absorción para un flujo de gas agrio de 1000 kgmol/h

III.2.2.4 LAZO DE CONTROL ANTI-SURGE DEL COMPRESOR K-100-2

Para el compresor K-100-2 se tomó la decisión de adicionar una de recirculación de flujo en caso de generarse algún problema operativo “aguas-arriba” en el proceso y se necesite o se quiera realizar una operación de tipo “by-pass” en la cual se deje de enviar flujo al compresor K-100-2, de modo que este disponga de un flujo que se mantenga recirculando para evitar daños al equipo causados por operar en zona de surge. Este criterio de diseño no se aplicó al compresor K-100 ya que se consideró que estaba demasiado cerca del límite de batería, y un problema a ese nivel de planta es motivo para una parada de la misma, mientras que si ocurre más adelante, se podría mantener la planta operativa mediante un by-pass siempre y cuando el tipo de problema que se haya ocasionado lo permita.

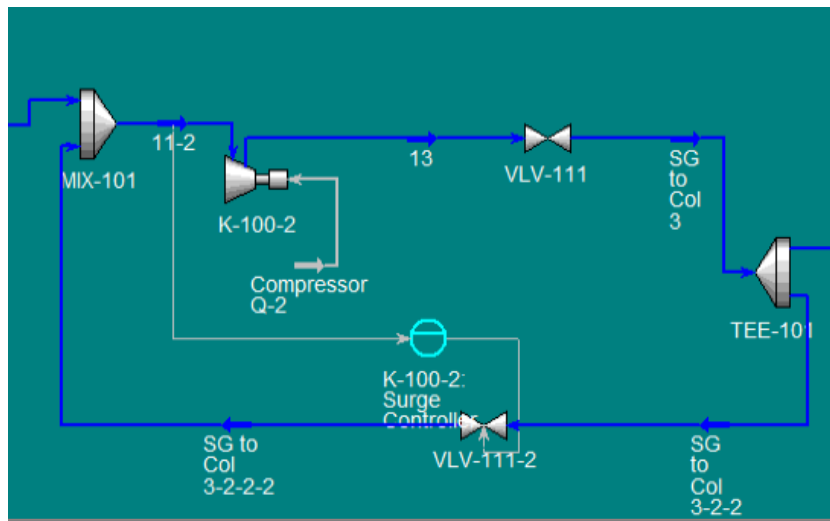


Figura N°. 33: Lazo de control anti-surge diseñado para el compresor K-100-2.

III.2.3 ESQUEMA DE LA PLANTA A EVALUAR EN ESTADO DINÁMICO

A continuación se presenta el diagrama de flujo del proceso modificado, a ser evaluado en estado dinámico:

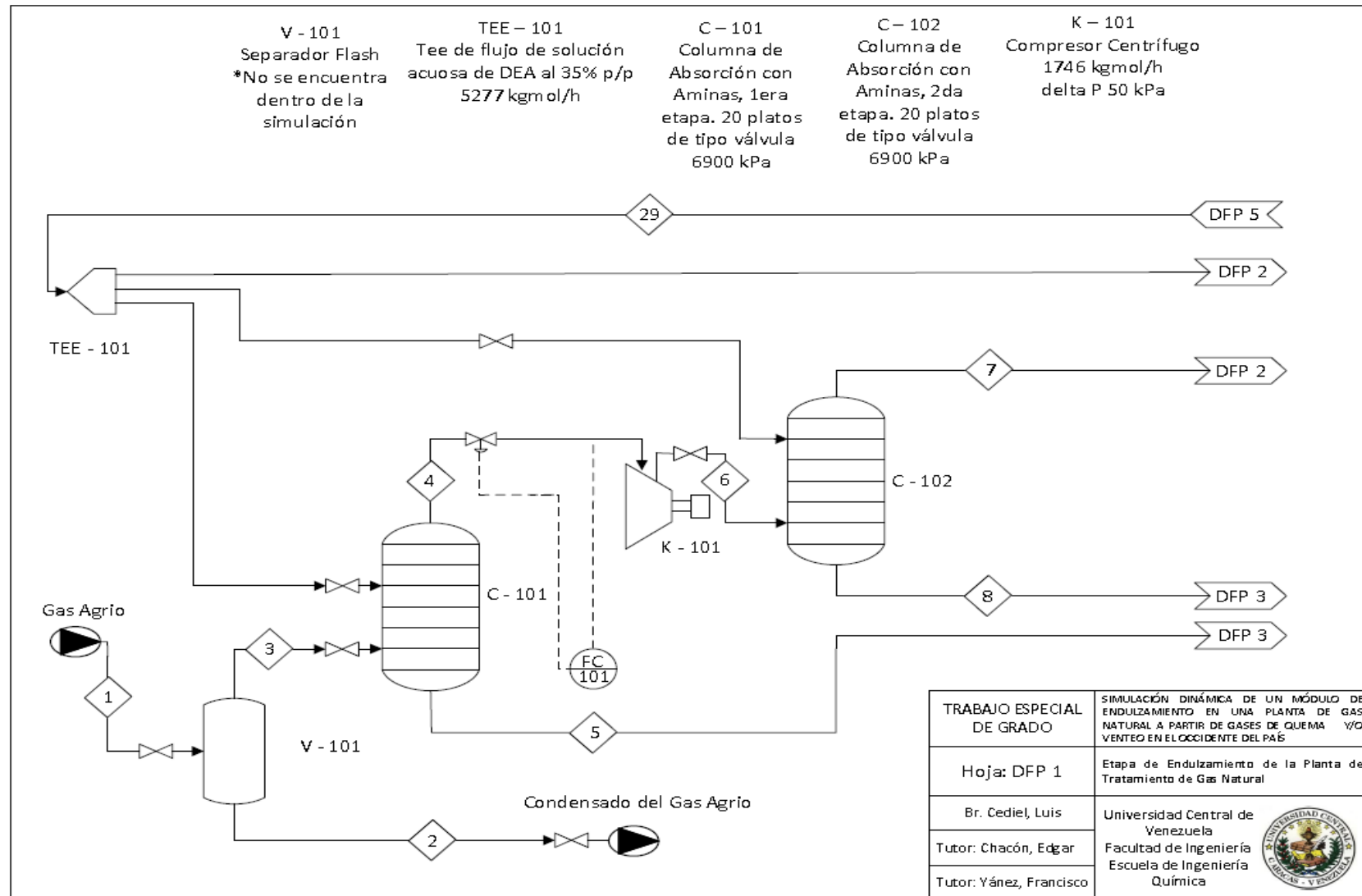


Figura N°. 34: DFP 1

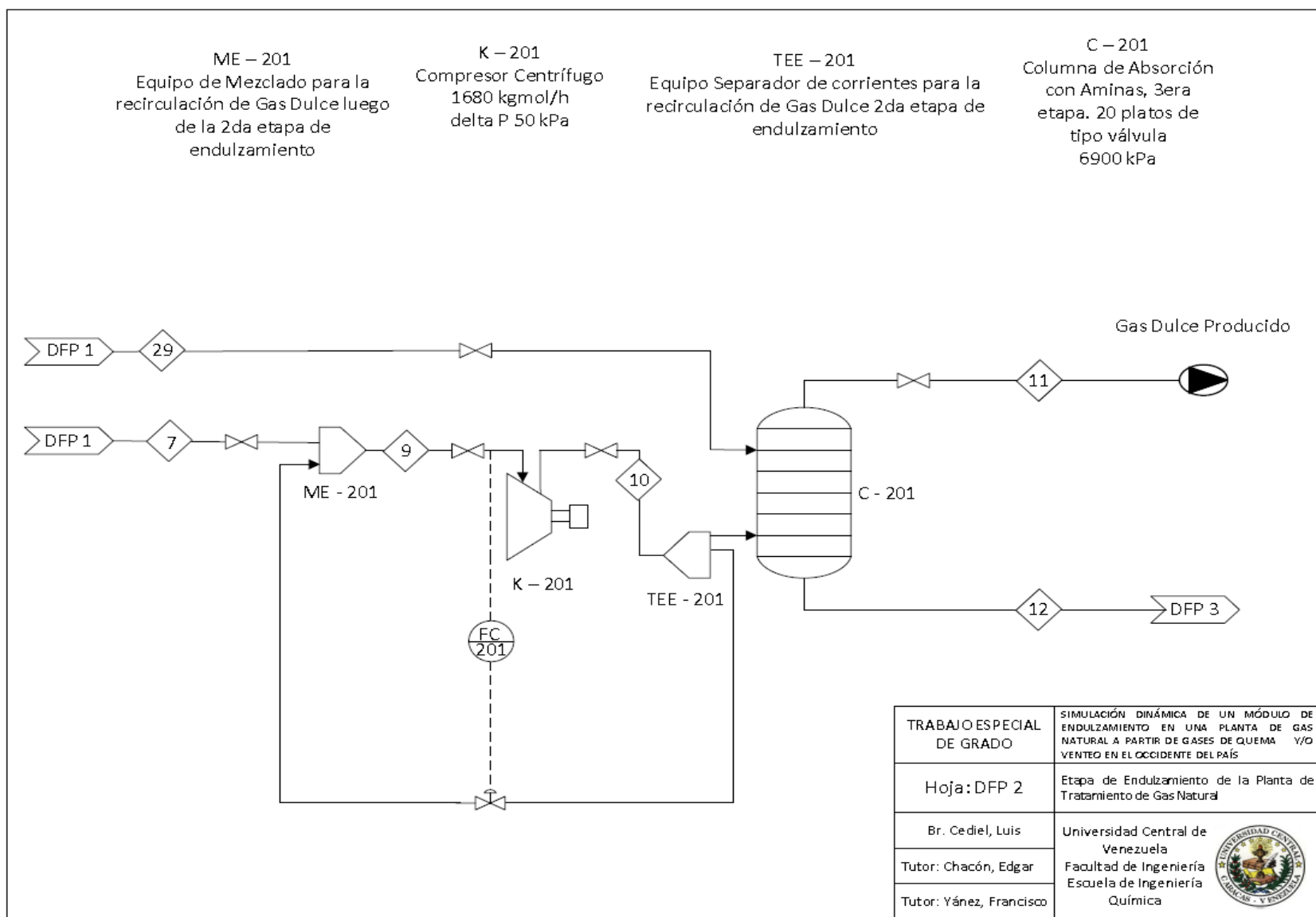


Figura N°. 35: DFP 2.

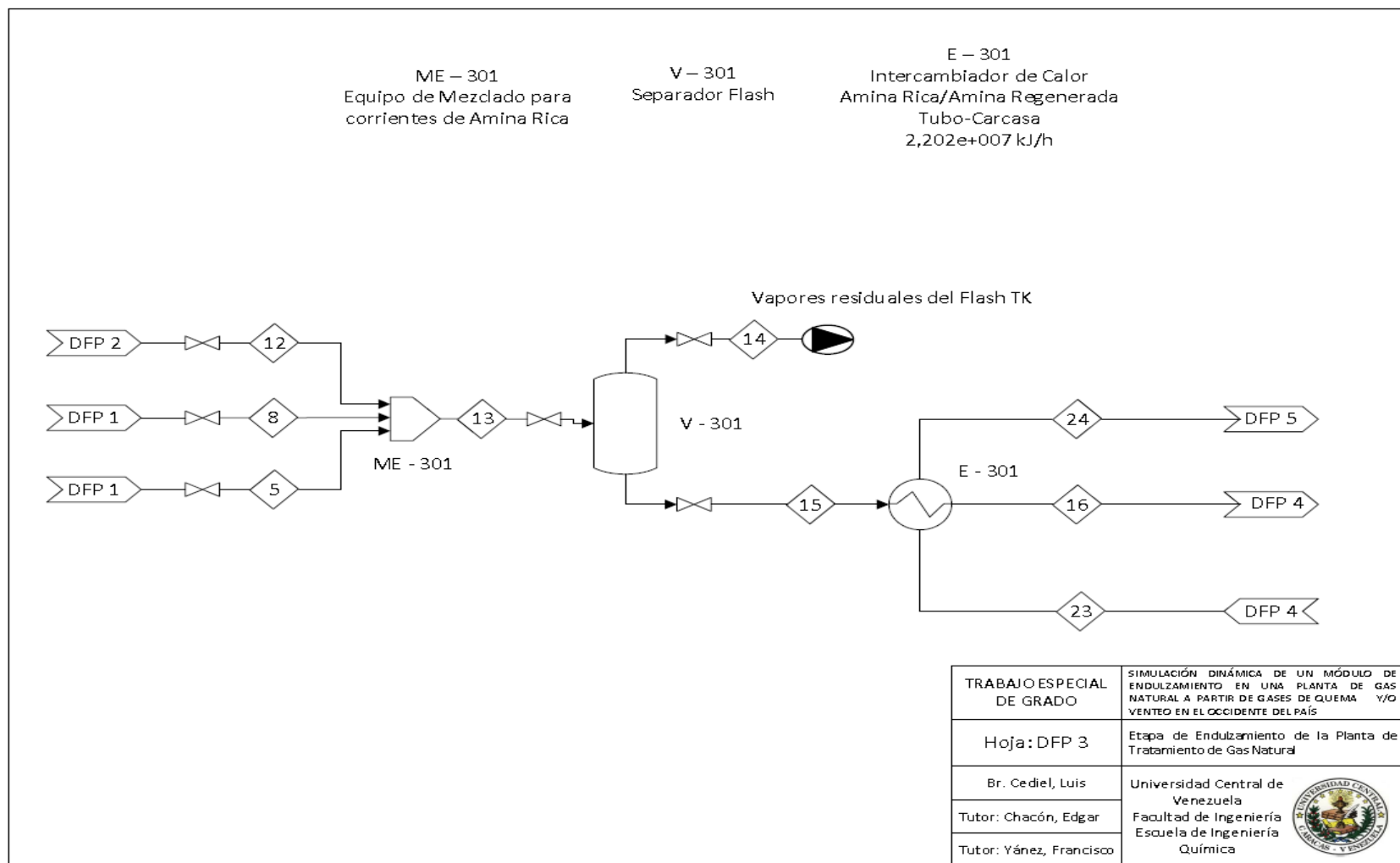


Figura N°. 36: DFP 3.

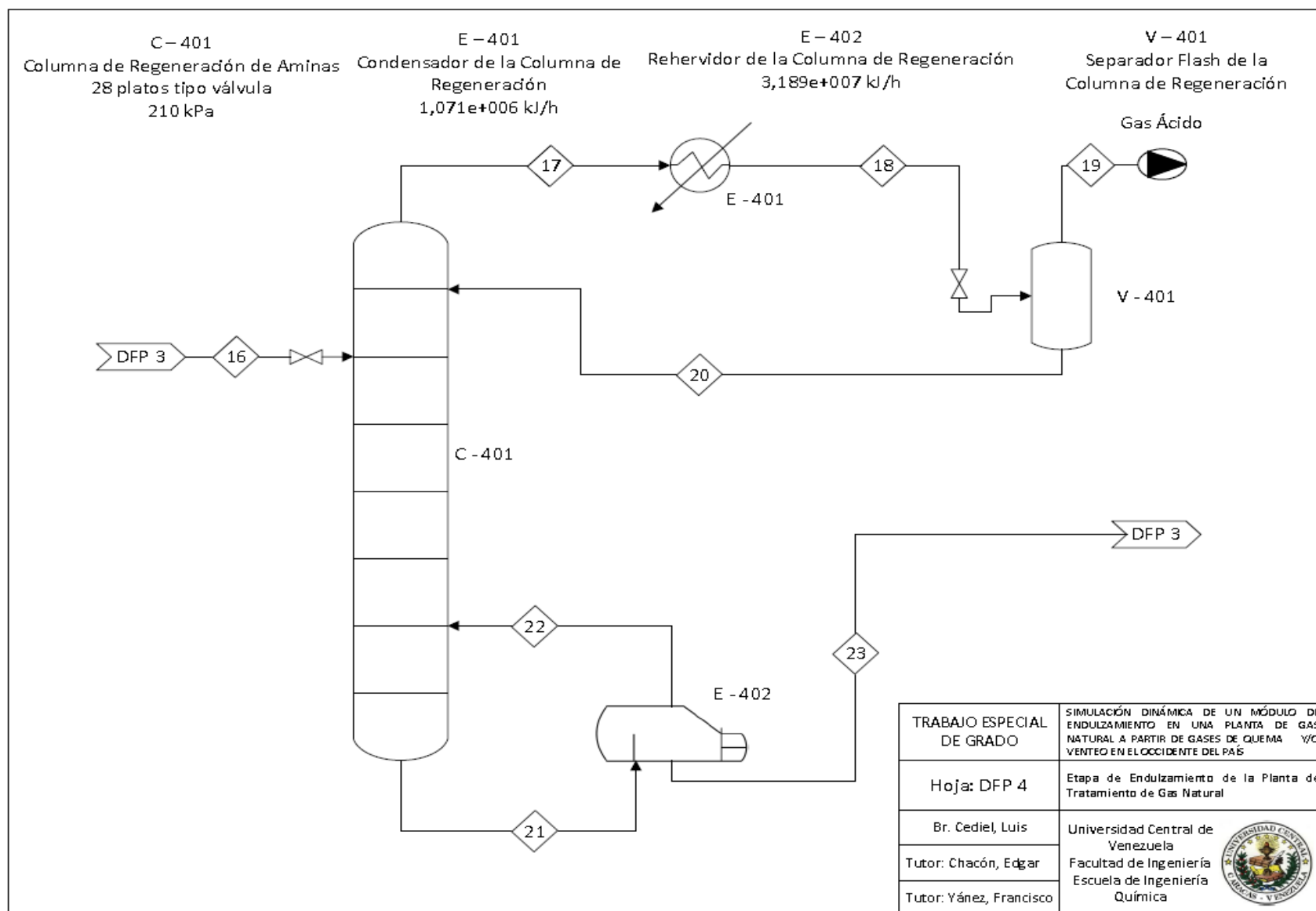


Figura N°. 37: DFP 4.

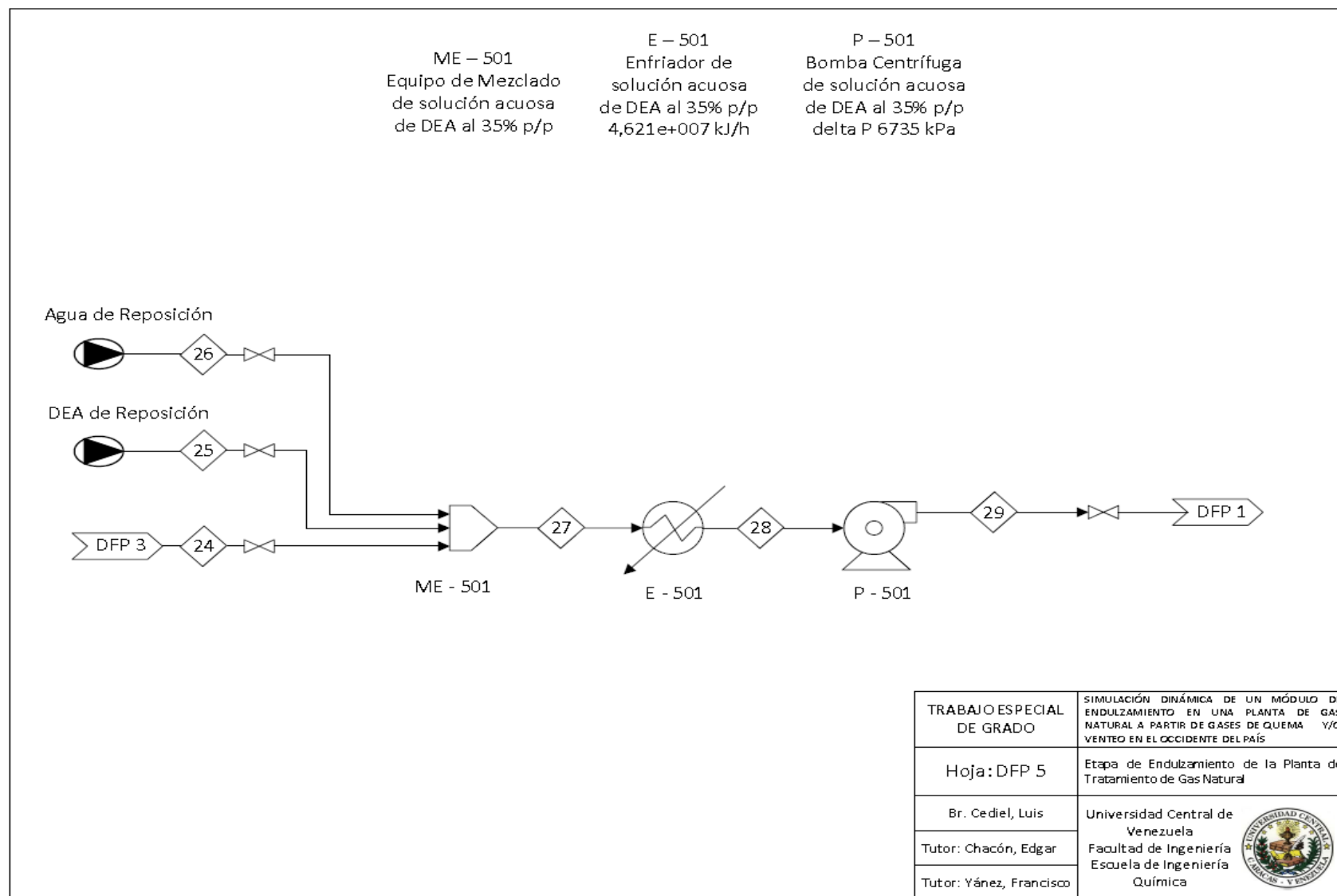


Figura N°. 38: DFP 5.

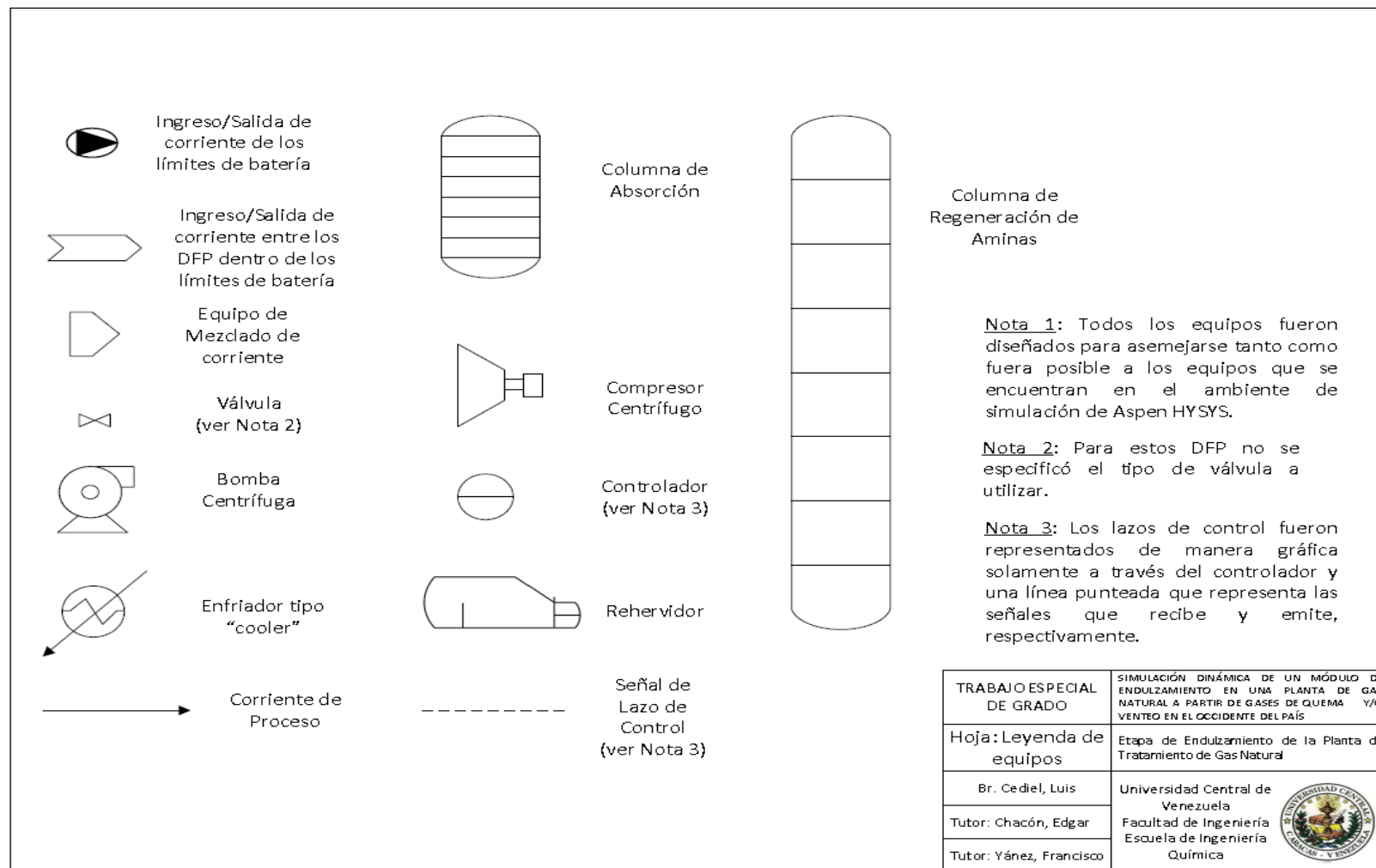


Figura N°. 39: Leyenda de Equipos.

1	Gas Agrío que ingresa al V - 101	10	Gas Dulce comprimido que ingresa a Tee - 201	19	Gas Ácido que sale fuera de los límites de batería	25	DEA pura de reposición que ingresa al ME - 501
2	Condensado de Gas Agrío	11	Gas Dulce Producido listo para distribución	20	Reflujo líquido de solución acuosa de Aminas	26	Agua de reposición que ingresa al ME - 501
3	Gas Agrío seco que ingresa a C - 101	12	Amina Rica que ingresa a ME - 301	21	Solución acuosa de Aminas que ingresa a E - 402	27	Solución acuosa de Aminas al 35% p/p que ingresa al E - 501
4	Gas Dulce 1era etapa que ingresa a K - 101	13	Mezcla de Amina Rica que ingresa al V - 301	22	Vapor de solución acuosa de Aminas que ingresa a C - 401	28	Solución acuosa de Aminas al 35% p/p que ingresa a la P - 501
5	Amina Rica que ingresa a ME - 301	14	Vapores separados de la solución de Amina Rica que salen fuera de los límites de batería	23	Solución acuosa de Aminas que ingresa al E - 301	29	Solución acuosa de Aminas al 35% p/p recirculada a la TEE - 101
6	Gas Dulce 1era etapa que ingresa a K - 101	15	Mezcla de Amina Rica que ingresa a E - 301	24	Solución acuosa de Aminas que ingresa al ME - 501		
7	Gas Dulce 2da etapa que ingresa a ME - 201	16	Mezcla de Amina Rica precalentada que ingresa a C - 401				
8	Amina Rica que ingresa a ME - 301	17	Gas Ácido que ingresa a E - 401				
9	Gas Dulce 2da etapa que ingresa a K - 201	18	Mezcla líquido/vapor de Gas Ácido y solución acuosa de DEA				

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO	SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN MÓDULO DE ENDULZAMIENTO EN UNA PLANTA DE GAS NATURAL A PARTIR DE GASES DE QUEMA Y/O VENTEO EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS
Hoja: Lista de Corrientes del Proceso	Etapa de Endulzamiento de la Planta de Tratamiento de Gas Natural
Br. Cediél, Luis	Universidad Central de Venezuela Facultad de Ingeniería Escuela de Ingeniería Química 
Tutor: Chacón, Edgar	
Tutor: Yáñez, Francisco	

Figura N°. 40: Lista de Corrientes.

III.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En el presente Trabajo de Grado se realizó un análisis de sensibilidad ($\pm 15\%$) en la simulación dinámica con respecto al flujo de operación establecido de 1847 kgmol/h de gas agrio. El análisis se realizó a lazo abierto, puesto que hubo limitaciones por parte del software, es decir, la planta se evaluó solamente con los controladores anti-surge. Y se basó en la simulación en estado estacionario.

El análisis de sensibilidad en base al flujo se realiza entre un rango de 15% por debajo y por encima del flujo de operación. Debido a que la planta involucra la operación con equipos de compresión y estos equipos tienen un rango operativo muy limitado, por ende, la planta debe tener restricciones de flujo y medidas de control suficiente robustas para evitar daños a los equipos.

Mediante el análisis de sensibilidad de flujo se puede observar el comportamiento de los equipos en la planta, se estudiará el comportamiento de las columnas de absorción, y se registrará la concentración de CO_2 en la salida de cada una de las columnas de absorción para evaluar la eficiencia del diseño propuesto en la simulación.

Para este Trabajo de Grado también se evaluó un posible aumento en la concentración de H_2S en Gas Agrio que ingresa al sistema, observando las concentraciones resultantes de proceso de endulzamiento tanto del CO_2 como del H_2S posterior a cada una de las etapas de separación.

El tiempo establecido para las mediciones se estableció en 55 minutos de tiempo de simulación, con recolección de datos en intervalos de 5 minutos.

III.4 FACTIBILIDAD ECONÓMICA

Al disponer de los equipos dimensionados se puede hacer una estimación de su costo de adquisición e instalación.

Tomando como muestra estos datos se puede hacer un estudio de factibilidad económica, con el objeto de disponer de más información antes de realizar una inversión de gran envergadura como es una planta de endulzamiento de gas natural.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

IV.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

IV.1.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE FLUJO

Al iniciar el análisis de sensibilidad de flujo se corrió la simulación dinámica desde la última evaluación realizada por la Ing. Carruido, en las condiciones iniciales de entrada mencionadas en el punto III.1, es importante destacar que todos los equipos y corrientes se encontraban inicializados, puesto que no se planteó entre los objetivos de este Trabajo de Grado la evaluación de un arranque de planta y/o perturbaciones programadas de la misma.

El primer flujo de entrada a evaluar fue de 1500 kgmol/h, los resultados se presentan a continuación:

Tabla 8: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1500 kgmol/h).

Columna 1	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	61,7	65,1	73,3	73,9	75,8	76,7
5	75,8	93,4	91,6	81,4	71,1	71,1
10	63,0	71,7	72,4	72,9	71,9	71,9
15	60,4	68,5	69,2	70,1	71,0	71,0
20	61,5	69,9	70,6	71,1	71,5	71,5
25	62,7	72,0	70,0	66,3	65,4	65,4
30	63,7	72,1	73,4	73,3	73,1	73,1
35	62,4	68,8	69,5	70,2	71,2	71,2
40	62,8	69,0	69,2	69,5	69,8	69,8
45	63,5	69,0	69,2	69,5	69,8	69,8
50	63,6	69,1	69,2	69,4	69,5	69,5
55	63,6	69,0	69,1	69,1	69,1	69,1

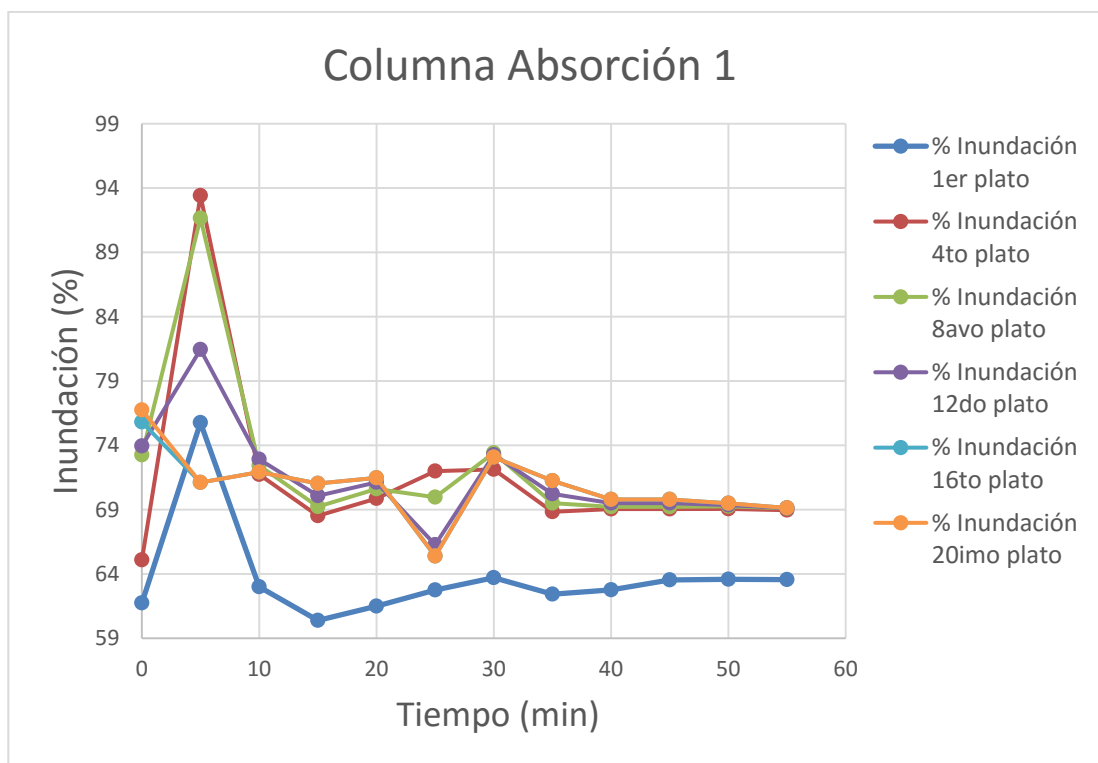


Figura N°. 41: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1500 kgmol/h).

Tabla 9: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1500 kgmol/h).

Columna 2	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	46,7	45,8	44,3	48,1	49,5	51,8
5	71,6	89,2	89,6	82,9	77,1	74,5
10	50,0	56,9	57,3	57,5	56,9	56,0
15	45,0	48,8	50,7	50,6	50,8	50,8
20	48,1	49,1	53,5	53,5	52,9	52,1
25	51,3	51,7	52,9	48,6	48,7	53,1
30	51,7	51,8	52,3	56,7	57,1	55,4
35	48,0	47,9	47,9	48,2	50,9	53,9
40	49,7	51,2	51,1	51,2	51,4	54,1
45	51,2	51,2	51,1	51,2	51,4	54,1
50	51,0	51,1	51,1	51,0	51,1	54,7
55	51,2	51,3	51,3	51,2	51,5	54,8

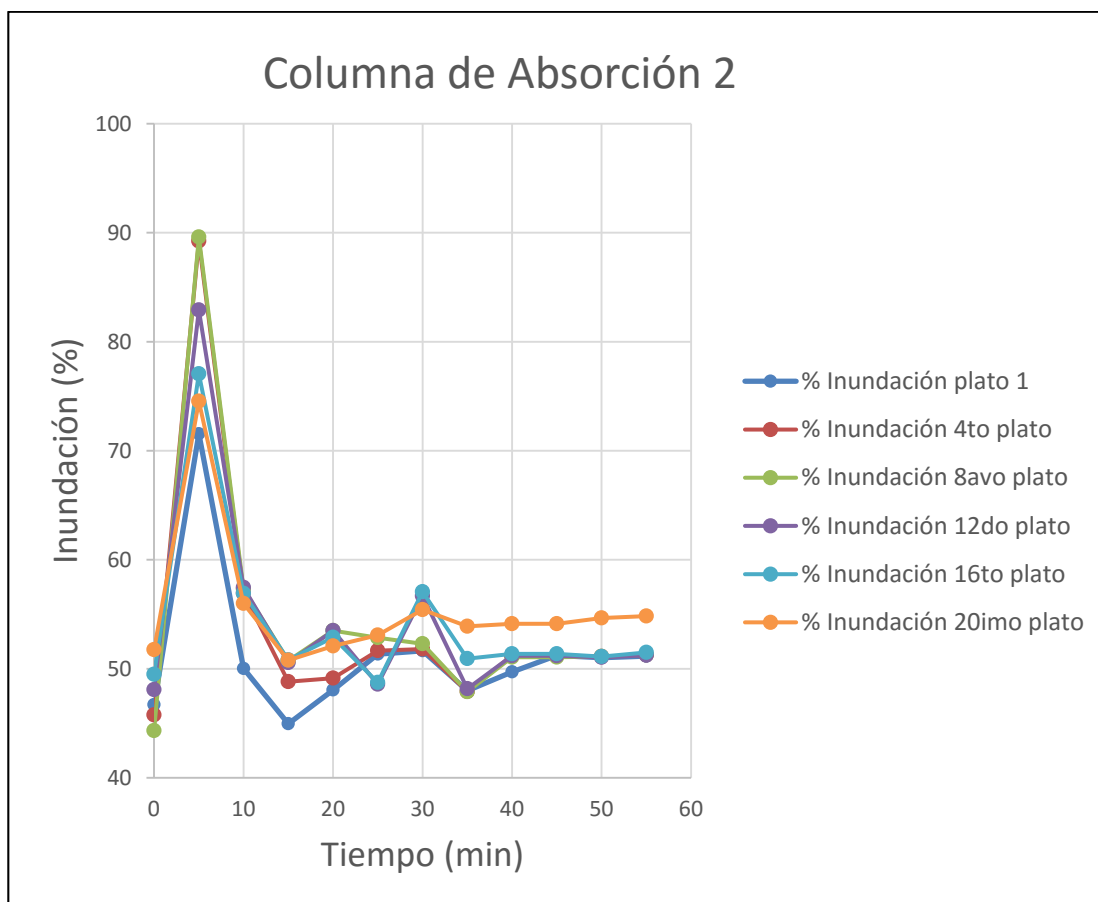


Figura N°. 42: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1500 kgmol/h).

Tabla 10: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1500 kgmol/h).

Columna 3	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	47,2	44,6	42,2	42,1	42,3	43,4
5	73,7	89,0	93,3	86,4	79,6	76,2
10	45,7	48,7	54,9	55,5	55,3	53,7
15	42,8	41,5	36,0	45,6	45,4	47,4
20	47,5	47,5	46,9	46,6	50,4	49,3
25	52,0	52,2	51,0	46,4	46,6	54,2
30	53,1	53,3	53,5	53,8	54,0	54,1
35	49,0	48,9	48,8	48,8	49,1	49,6
40	51,4	51,6	52,6	55,2	56,9	55,3
45	53,3	53,4	53,2	53,4	53,6	53,4
50	53,0	53,1	53,1	53,1	53,1	53,2
55	53,4	53,6	53,6	53,6	53,5	53,5

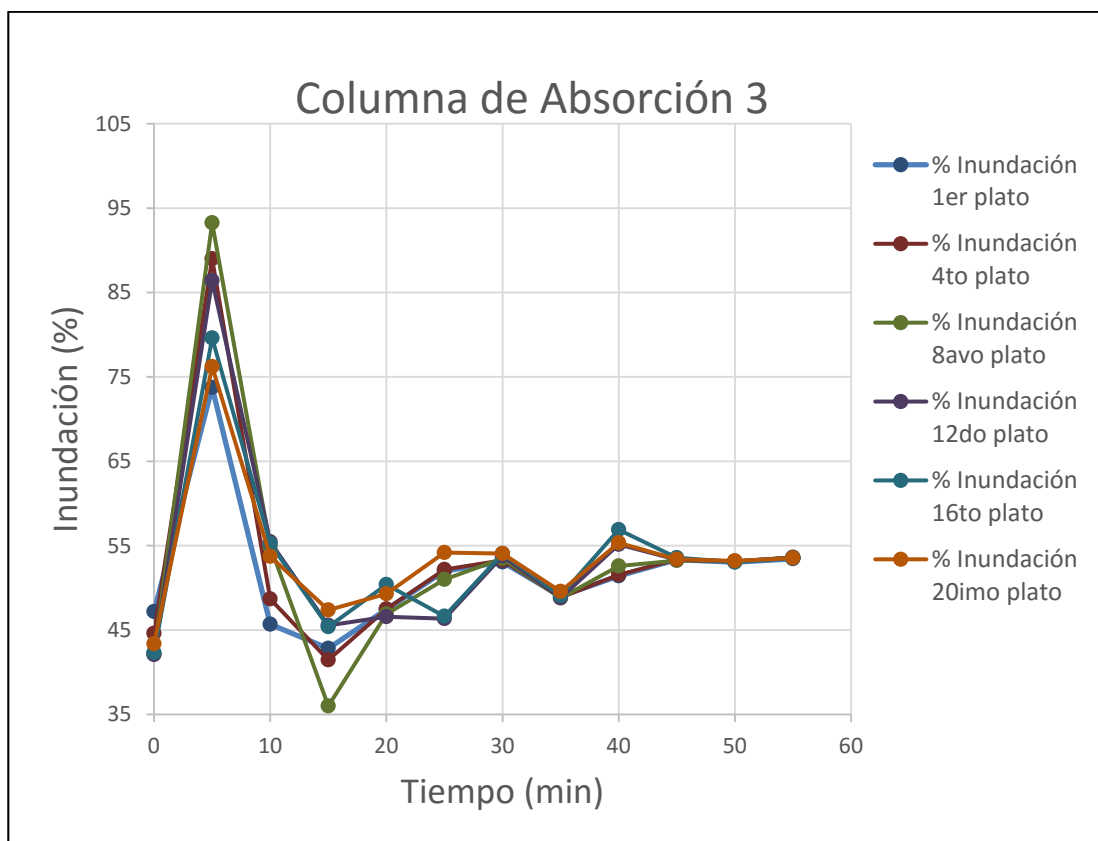


Figura N°. 43: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1500 kgmol/h).

Tabla 11: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1500 kgmol/h).

Columna 1	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,1	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
5	1,1	1,4	1,3	1,2	1,0	1,0
10	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
15	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
20	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
25	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
30	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
35	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
40	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
45	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
50	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
55	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1

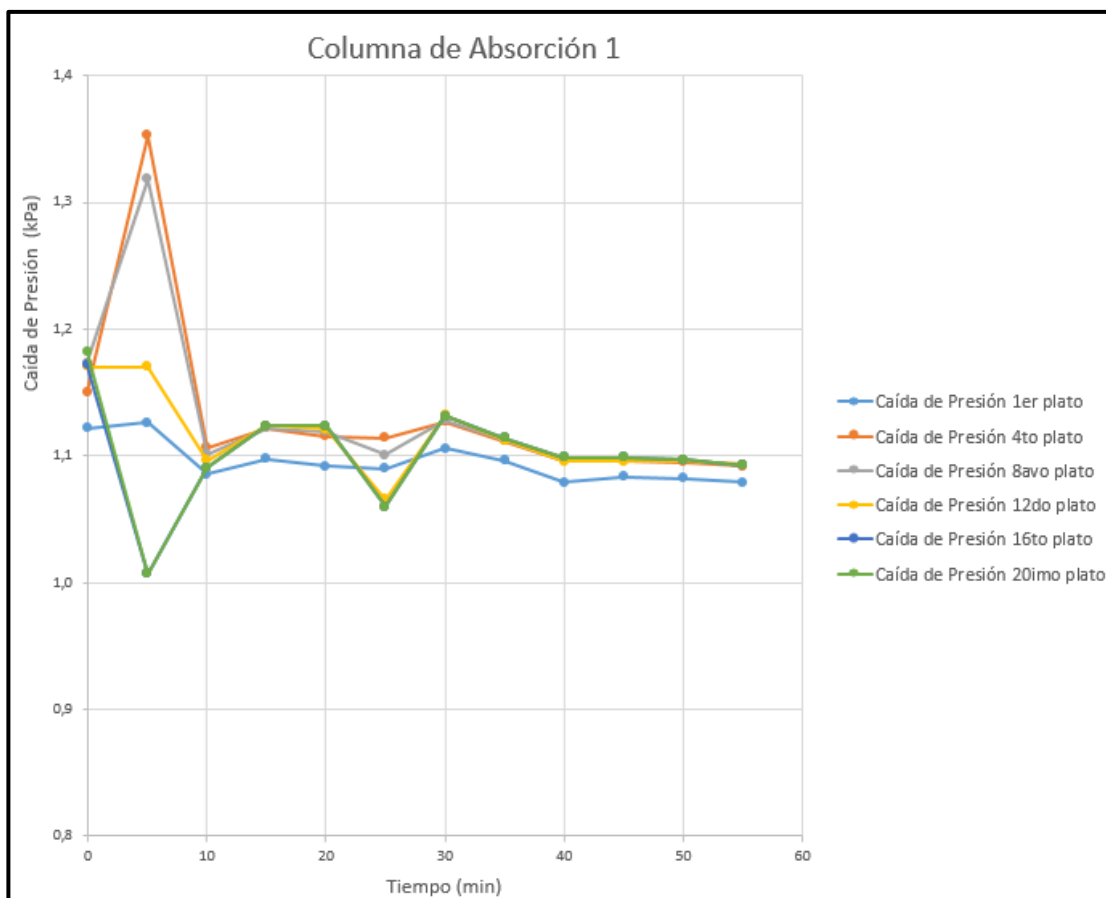


Figura N°. 44: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1500 kgmol/h).

Tabla 12: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1500 kgmol/h).

Columna 2	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
5	1,1	1,3	1,3	1,2	1,1	1,1
10	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
15	0,9	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
20	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
25	1,0	1,0	0,9	0,9	0,9	1,0
30	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
35	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
40	0,9	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
45	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
50	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
55	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

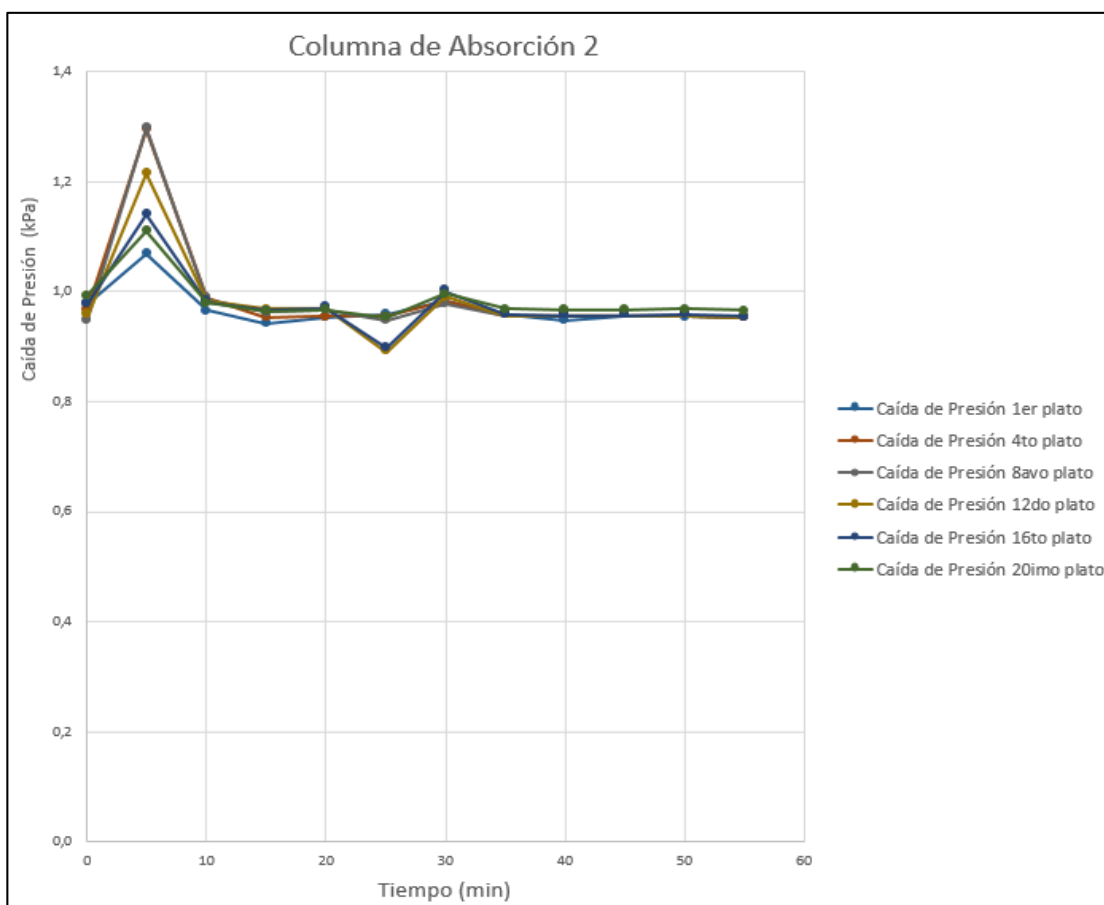


Figura N°. 45: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1500 kgmol/h).

Tabla 13: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1500 kgmol/h).

Columna 3	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
5	1,0	1,3	1,3	1,2	1,2	1,1
10	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
15	1,0	1,0	0,8	0,9	0,9	1,0
20	1,0	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
25	1,0	1,0	1,0	0,9	0,9	1,0
30	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
35	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
40	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
45	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
50	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
55	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0

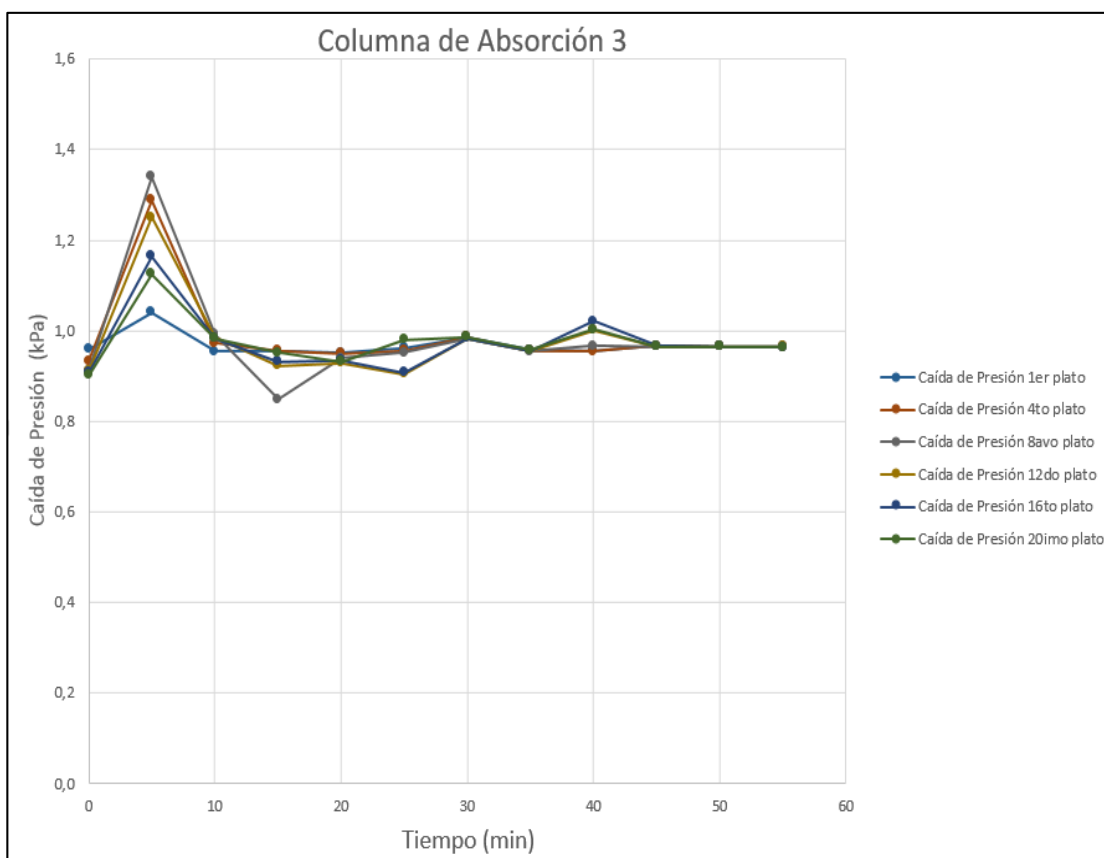


Figura N°. 46: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1500 kgmol/h).

Tabla 14: Variación de la fracción molar de CO₂ en el Gas Dulce en la salida de la Columna de Absorción 3.

T (min)	Fracción Molar Final CO ₂ (adim)	
0	0,000000087	0,0000087
5	0,000008	0,0008
10	0,000172237	0,0172237
15	0,000430898	0,0430898
20	0,001407028	0,1407028
25	0,000214	0,0214
30	0,001636	0,1636
35	0,003855	0,3855
40	0,003116	0,3116
45	0,004682	0,4682
50	0,004882	0,4882
55	0,005001	0,5001

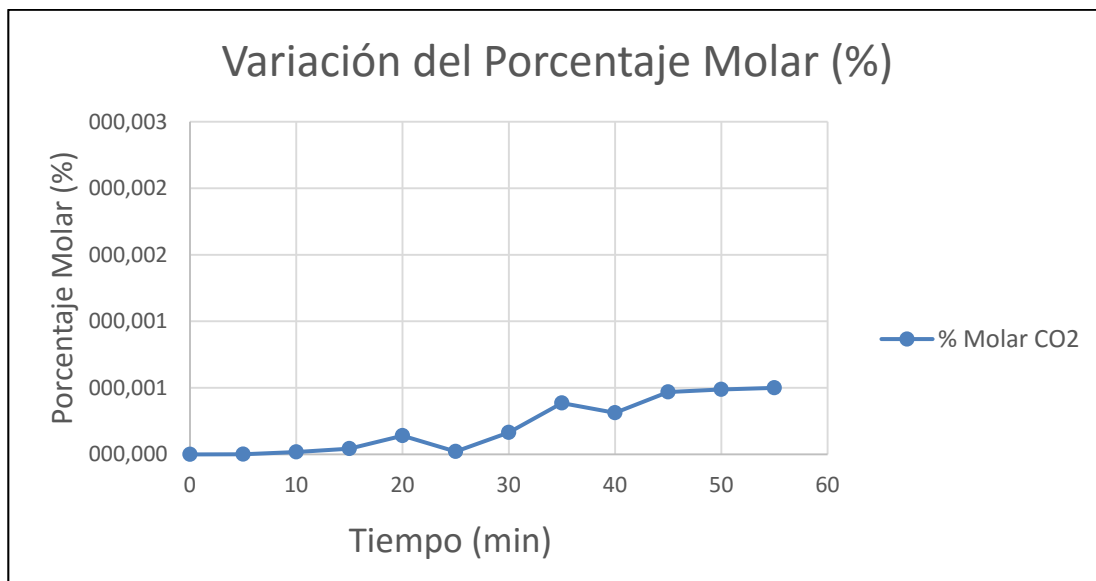


Figura N°. 47: Variación de la fracción molar de CO₂ en el Gas Dulce en la salida de la Columna de Absorción 3.

Como se puede observar en los resultados anteriores las columnas de absorción tienen un pico inicial en cuanto a porcentaje de inundación y caída de presión, pero luego se estabilizan a medida que transcurre el tiempo. Es importante denotar que según la bibliografía consultada, que el porcentaje de inundación para una operación óptima en una columna de absorción no debe exceder el 70%, y aquí para el menor de los flujos establecidos para un análisis de sensibilidad ya la primera columna empieza a exceder este límite. A pesar de esto, la separación final de CO₂ se encuentra muy por debajo del límite establecido de 2% molar. A pesar de que el resultado es bastante satisfactorio y las caídas de presión dentro de las columnas son relativamente bajas, el funcionamiento de cualquier equipo fuera de los límites de operativos puede acarrear riesgos de seguridad como una pérdida de contención y/o grandes pérdidas económicas, especialmente si se trata de un punto crítico del proceso. Sin embargo, se decidió evaluar la operación con un flujo de entrada de 1550 kgmol/h de gas agrio para observar su comportamiento y determinar si se puede considerar 1500 kgmol/h como el flujo operativo máximo, los resultados fueron los siguientes:

Tabla 15: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1550 kgmol/h).

Columna 1	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	46,7	45,8	44,3	48,1	49,5	51,8
5	140,0	217,5	685,4	655,0	552,8	246,7
10	140,0	217,5	685,4	655,0	552,8	246,7
15	62,2	53,2	49,4	50,8	53,2	55,7
20	71,8	72,0	71,5	70,6	69,9	69,2
25	71,6	69,8	69,1	69,9	69,6	68,9
30	72,6	72,5	72,2	72,0	71,9	72,1
35	70,5	70,4	70,1	69,9	70,1	70,4
40	70,4	70,1	70,1	70,0	69,9	70,0
45	70,0	70,1	70,1	70,0	69,9	70,0
50	70,8	71,2	71,2	71,2	71,2	71,3
55	72,8	72,9	72,7	72,5	72,3	72,0

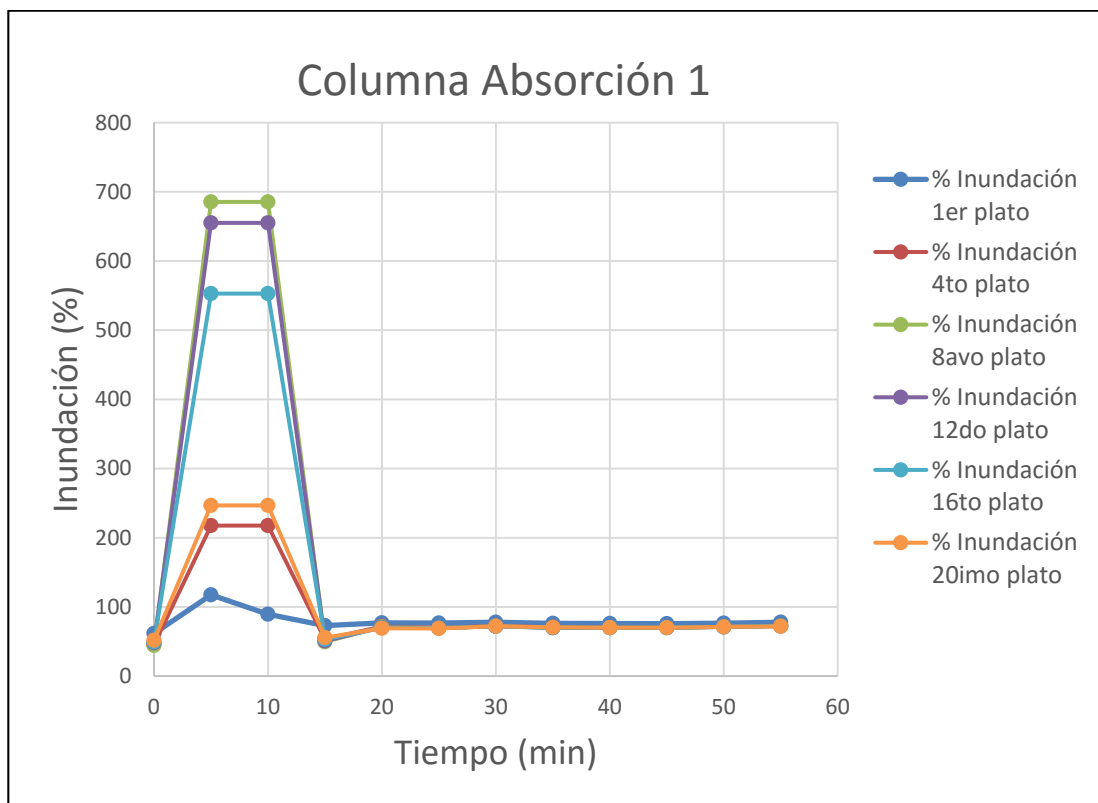


Figura N°. 48: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1550 kgmol/h).

Tabla 16: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1550 kgmol/h).

Columna 2	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	46,7	45,8	44,3	48,1	49,5	51,8
5	140,0	217,5	685,4	655,0	552,8	246,7
10	140,0	217,5	685,4	655,0	552,8	246,7
15	62,2	53,2	49,4	50,8	53,2	55,7
20	71,8	72,0	71,5	70,6	69,9	69,2
25	71,6	69,8	69,1	69,9	69,6	68,9
30	72,6	72,5	72,2	72,0	71,9	72,1
35	70,5	70,4	70,1	69,9	70,1	70,4
40	70,4	70,1	70,1	70,0	69,9	70,0
45	70,0	70,1	70,1	70,0	69,9	70,0
50	70,8	71,2	71,2	71,2	71,2	71,3
55	72,8	72,9	72,7	72,5	72,3	72,0

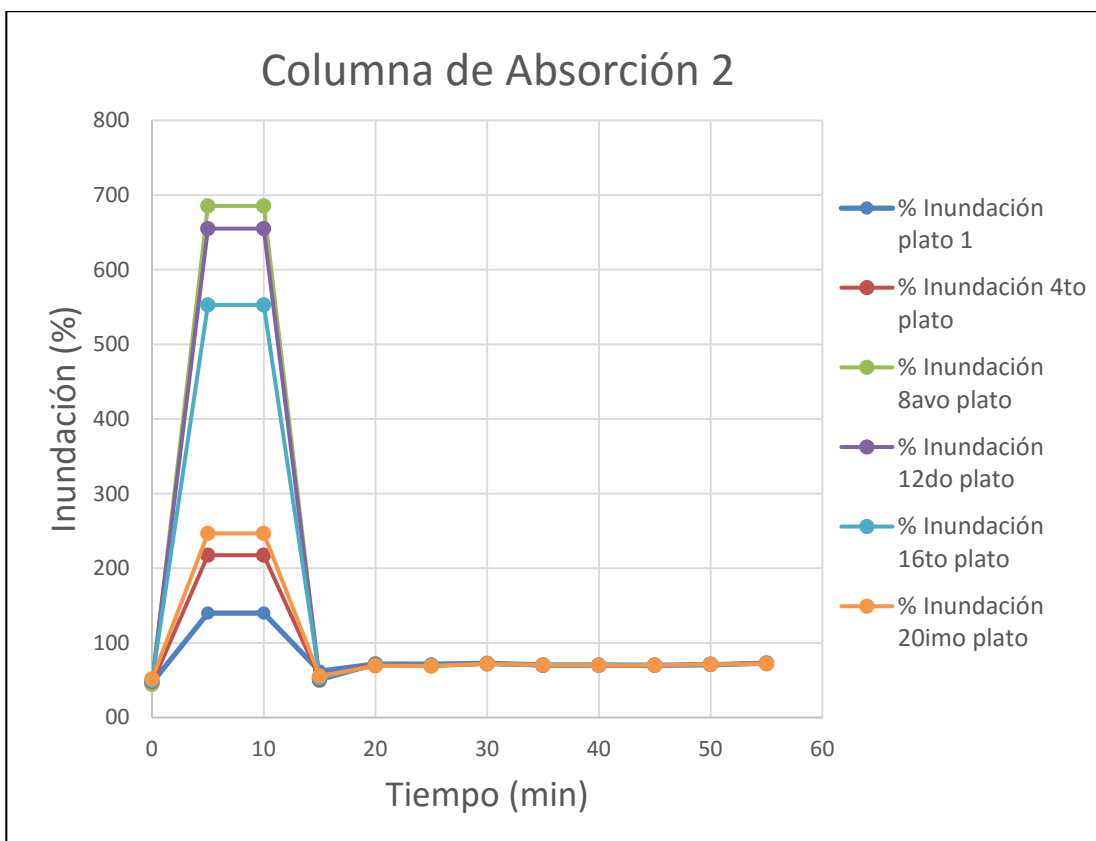


Figura N°. 49: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1550 kgmol/h).

Tabla 17: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1550 kgmol/h).

Columna 3	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	47,2	44,6	42,2	42,1	42,3	43,4
5	154,5	227,2	663,8	619,9	584,6	304,5
10	154,5	227,2	663,8	619,9	584,6	304,5
15	63,9	58,8	49,0	44,5	45,0	44,9
20	73,9	74,0	73,6	72,7	72,0	71,2
25	73,8	72,1	71,2	72,0	71,7	71,1
30	74,3	74,2	73,8	73,7	73,6	73,8
35	72,0	72,0	71,6	71,5	71,6	72,0
40	71,9	72,2	72,4	72,5	72,6	72,6
45	71,9	72,2	72,4	72,5	72,6	72,6
50	72,3	72,7	72,7	72,7	72,8	72,9
55	74,5	74,7	74,4	74,2	74,1	73,8

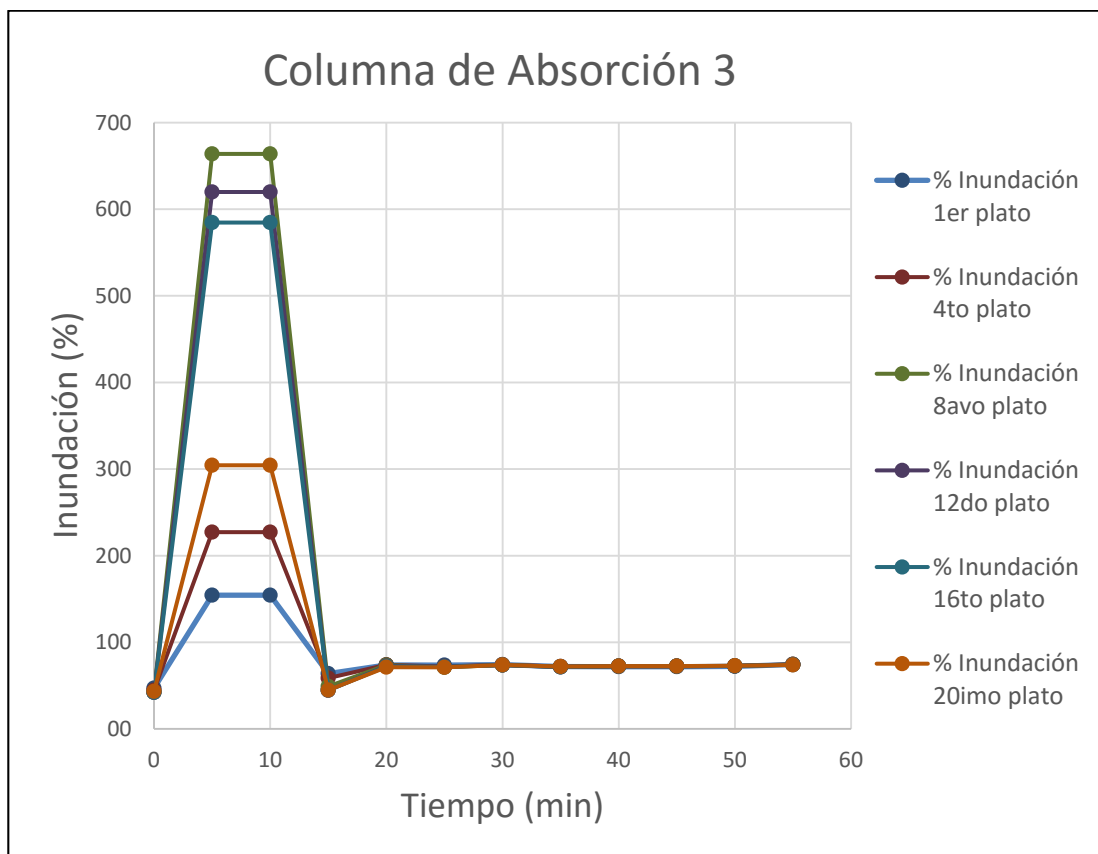


Figura N°. 50: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1550 kgmol/h).

Tabla 18: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1550 kgmol/h).

Columna 1	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,1	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
5	1,7	2,5	7,7	10,0	7,2	7,2
10	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
15	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3
20	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
25	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
30	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
35	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
40	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
45	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
50	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
55	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3

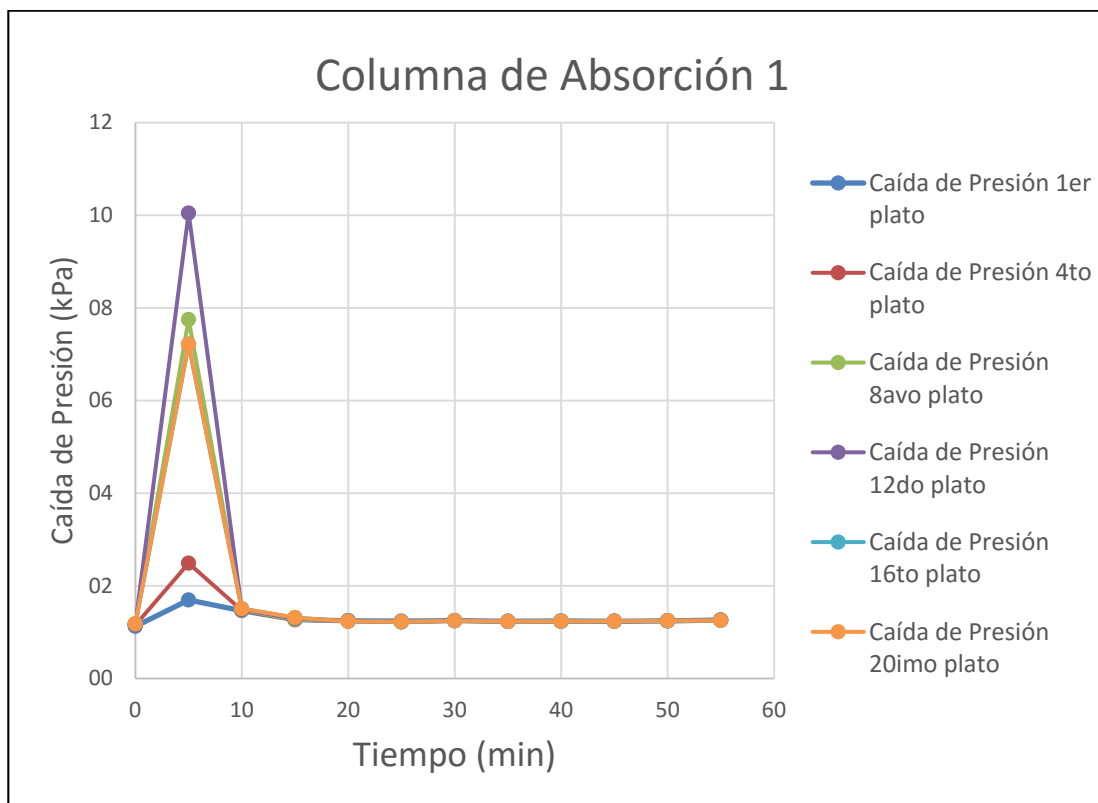


Figura N°. 51: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1550 kgmol/h).

Tabla 19: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1550 kgmol/h).

Columna 2	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
5	2,1	2,7	8,0	9,7	7,8	3,4
10	2,1	2,7	8,0	9,7	7,8	3,4
15	1,2	1,1	1,0	1,0	1,0	1,1
20	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
25	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
30	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
35	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
40	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
45	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
50	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
55	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2

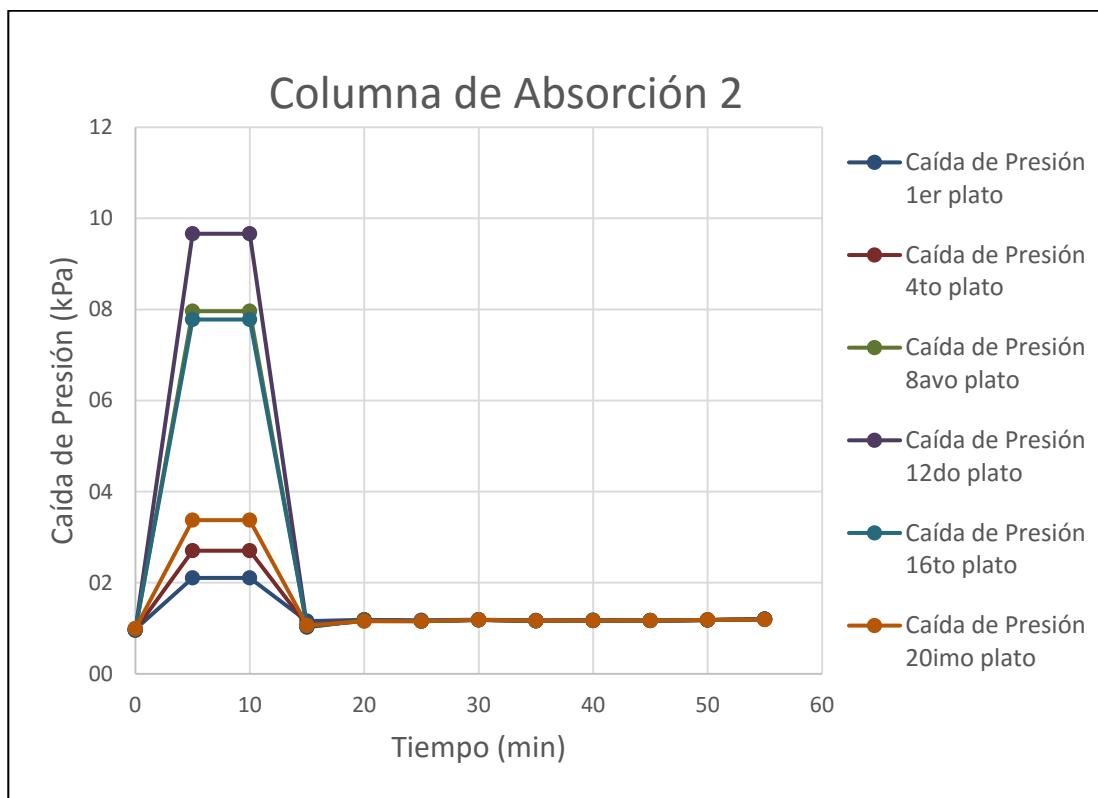


Figura N°. 52: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1550 kgmol/h).

Tabla 20: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1550 kgmol/h).

Columna 3	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
5	2,3	2,9	7,9	8,6	8,6	4,3
10	2,3	2,9	7,9	8,6	8,6	4,3
15	1,1	1,1	1,0	0,9	0,9	0,9
20	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
25	1,2	1,2	1,1	1,2	1,2	1,2
30	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
35	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
40	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
45	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
50	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
55	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2

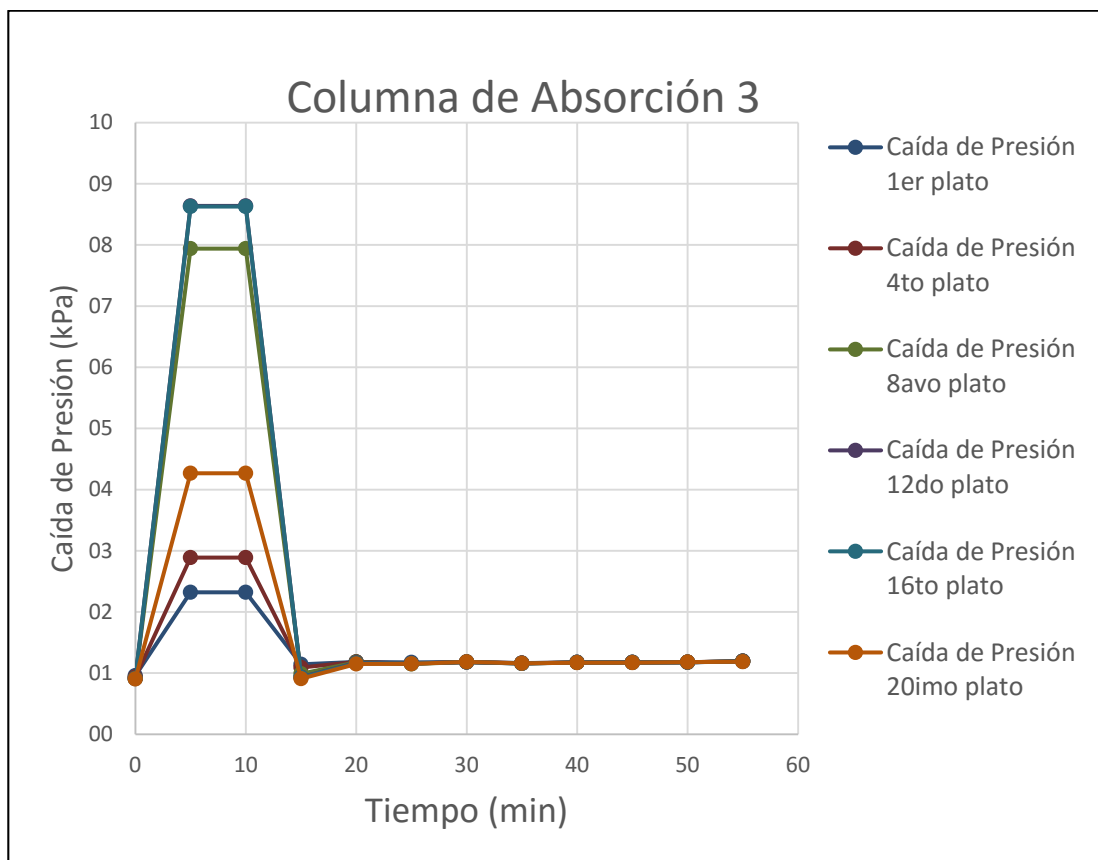


Figura N°. 53: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1550 kgmol/h).

Como se puede observar en las figuras 44, 45 y 46 entre los primeros 20 minutos se alcanza un porcentaje de inundación que se encuentra entre el 600% y 700%, casi 7 veces el volumen disponible para algunos platos en las columnas de absorción lo que nos indica que hay un alto riesgo de flujo mal direccionado y/o una posible pérdida de contención en los equipos al operar bajo estas condiciones y con un límite para tiempo de respuesta de los operadores muy corto.

Cabe destacar que en la simulación en estado dinámico brinda una mejor visibilidad de fenómenos como el tiempo de retención o “hold-up” de las columnas, en base a los resultados obtenidos se puede observar que al aumentar el flujo molar hasta 1550 kgmol/h este fenómeno se manifiesta de tal modo que puede considerarse como un gran riesgo para el funcionamiento de las instalaciones estudiadas en este Trabajo de Grado.

Posteriormente se evaluó la simulación para un caudal de 1000 kgmol/h de gas agrio de entrada para observar el comportamiento del sistema y hallar una condición de operación segura para la planta. A continuación se presentan los resultados obtenidos:

Tabla 21: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h).

Columna 1	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	61,7	65,1	73,3	73,9	75,8	76,7
5	58,0	64,3	63,4	58,5	50,3	50,3
10	52,7	59,1	58,1	57,0	55,4	55,4
15	52,3	59,9	60,8	60,1	59,5	59,5
20	52,2	54,9	61,5	62,0	62,3	62,3
25	52,2	52,5	61,1	62,6	62,8	62,8
30	52,1	52,3	58,5	61,1	61,2	61,2
35	52,1	52,3	55,8	60,9	61,0	61,0
40	52,1	52,0	52,5	59,8	59,8	59,8
45	51,9	52,0	52,5	59,8	59,8	59,8
50	51,9	52,1	52,1	60,4	61,6	61,6
55	51,9	52,1	52,1	55,5	61,7	61,7

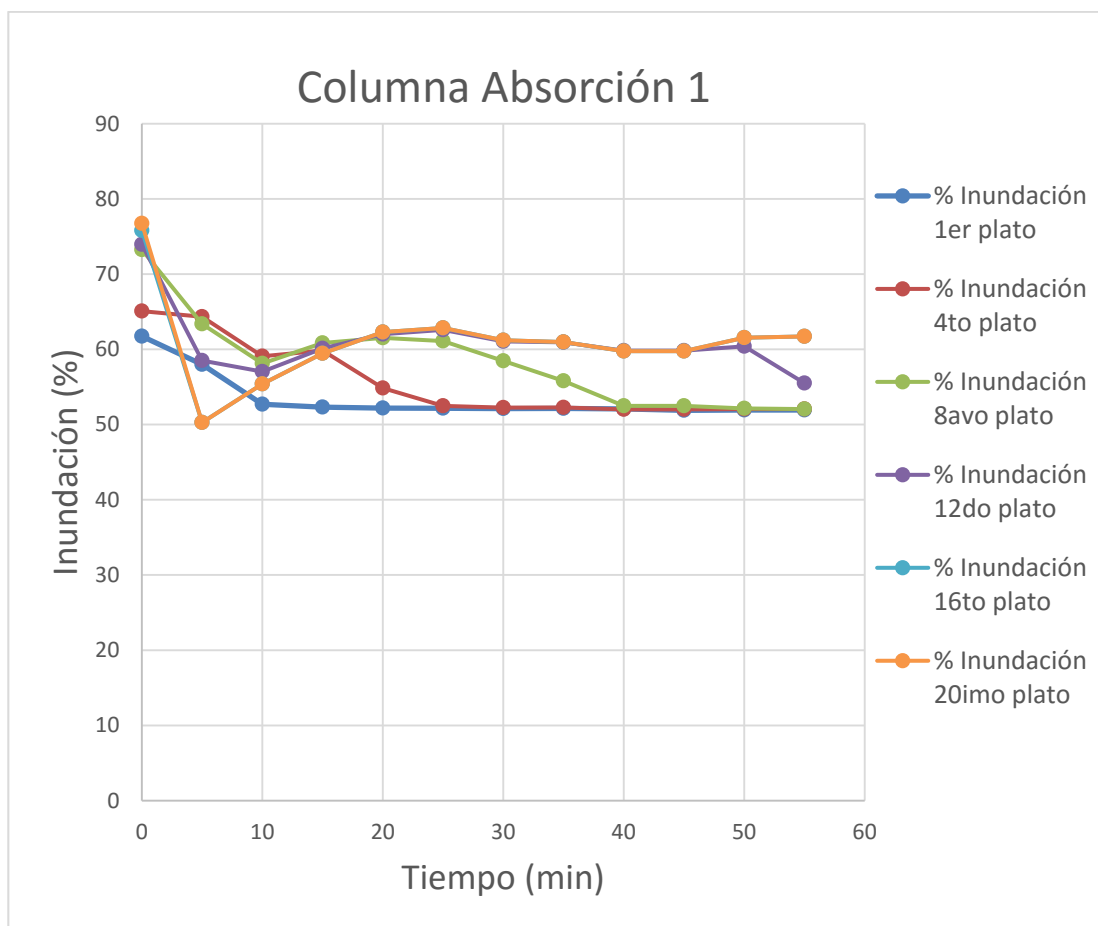


Figura N°. 54: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h).

Tabla 22: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h).

Columna 2	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	46,7	45,8	44,3	48,1	49,5	51,8
5	58,0	64,3	63,4	58,5	50,3	48,3
10	33,2	36,7	37,3	36,8	37,1	37,1
15	29,7	33,1	32,9	33,0	33,9	34,4
20	29,4	32,5	32,2	31,7	31,1	30,7
25	29,4	32,1	32,0	31,5	31,0	30,4
30	30,5	32,6	32,1	31,7	31,5	31,0
35	31,2	33,1	33,1	32,7	32,4	31,9
40	31,1	31,6	32,1	31,8	31,8	31,6
45	30,8	31,6	32,1	31,8	31,8	31,6
50	30,7	31,3	33,4	33,0	32,4	31,6
55	29,7	29,8	31,0	32,2	31,8	31,2

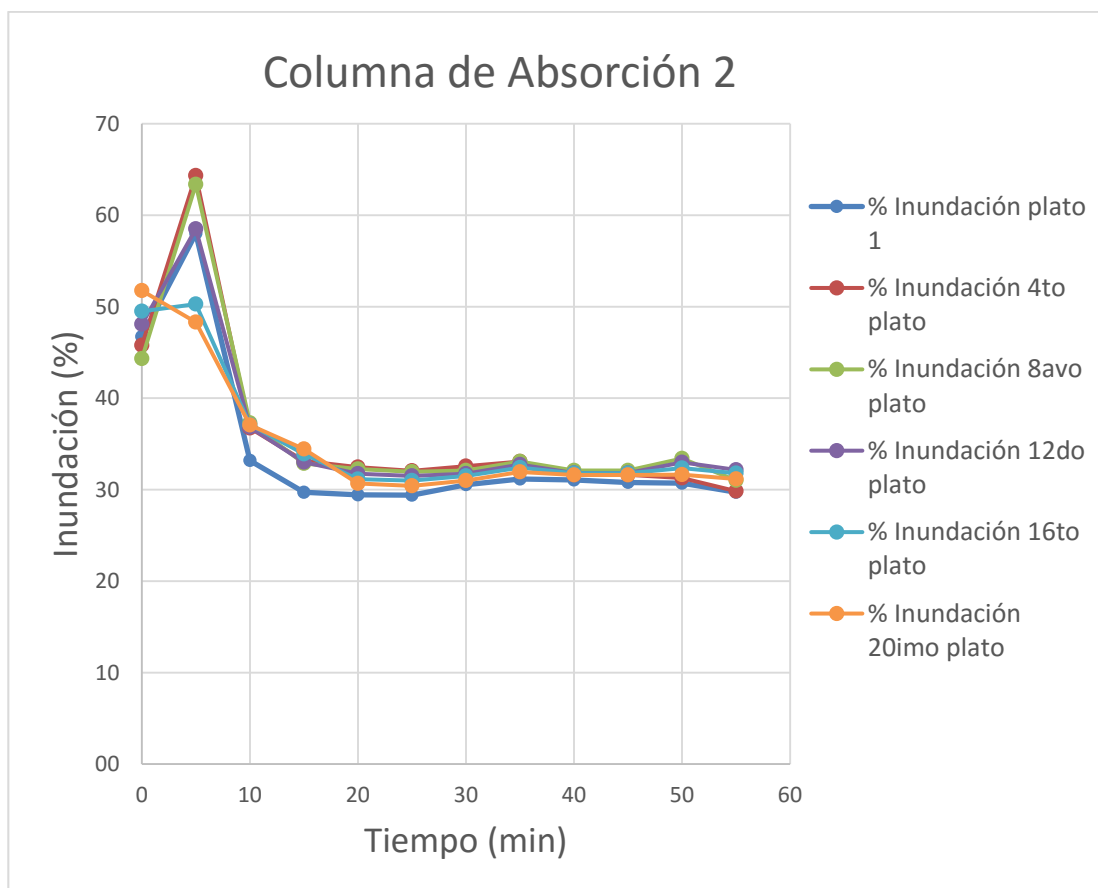


Figura N°. 55: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h).

Tabla 23: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h).

Columna 3	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	47,2	44,6	42,2	42,1	42,3	43,4
5	58,0	64,3	63,4	58,5	50,3	48,3
10	29,4	33,4	35,6	37,7	38,9	38,7
15	25,9	29,2	29,5	29,5	30,1	30,9
20	27,0	29,9	29,9	29,6	29,0	28,4
25	27,1	29,6	30,0	29,9	29,6	28,8
30	29,2	31,2	30,6	30,1	29,6	29,0
35	30,4	32,7	32,6	32,2	31,7	31,0
40	30,5	32,7	32,5	32,1	31,7	31,2
45	30,6	32,4	31,7	31,2	31,1	30,8
50	30,4	32,7	33,5	33,0	32,4	31,5
55	28,7	29,3	31,2	30,9	30,6	30,2

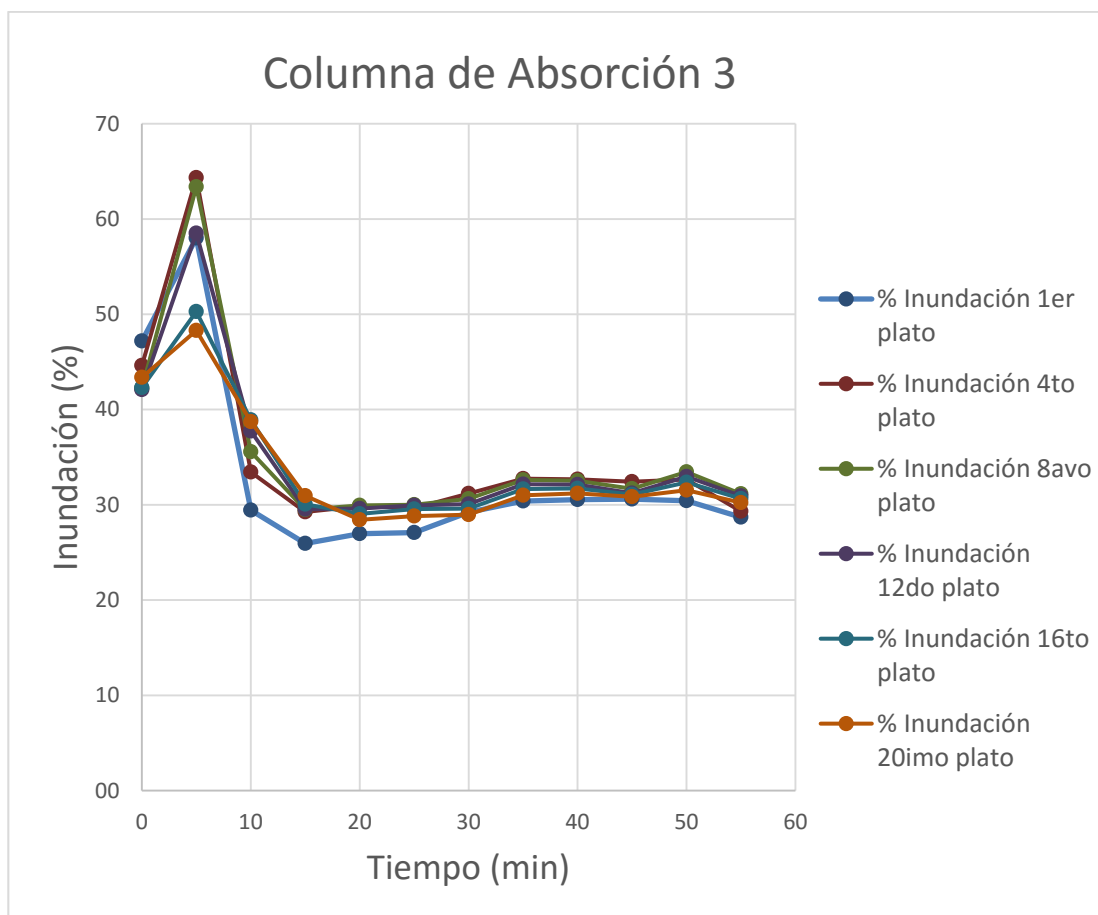


Figura N°. 56: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h).

Tabla 24: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h).

Columna 1	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,1	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
5	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	0,9
10	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
15	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
20	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
25	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
30	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
35	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
40	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
45	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
50	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
55	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1

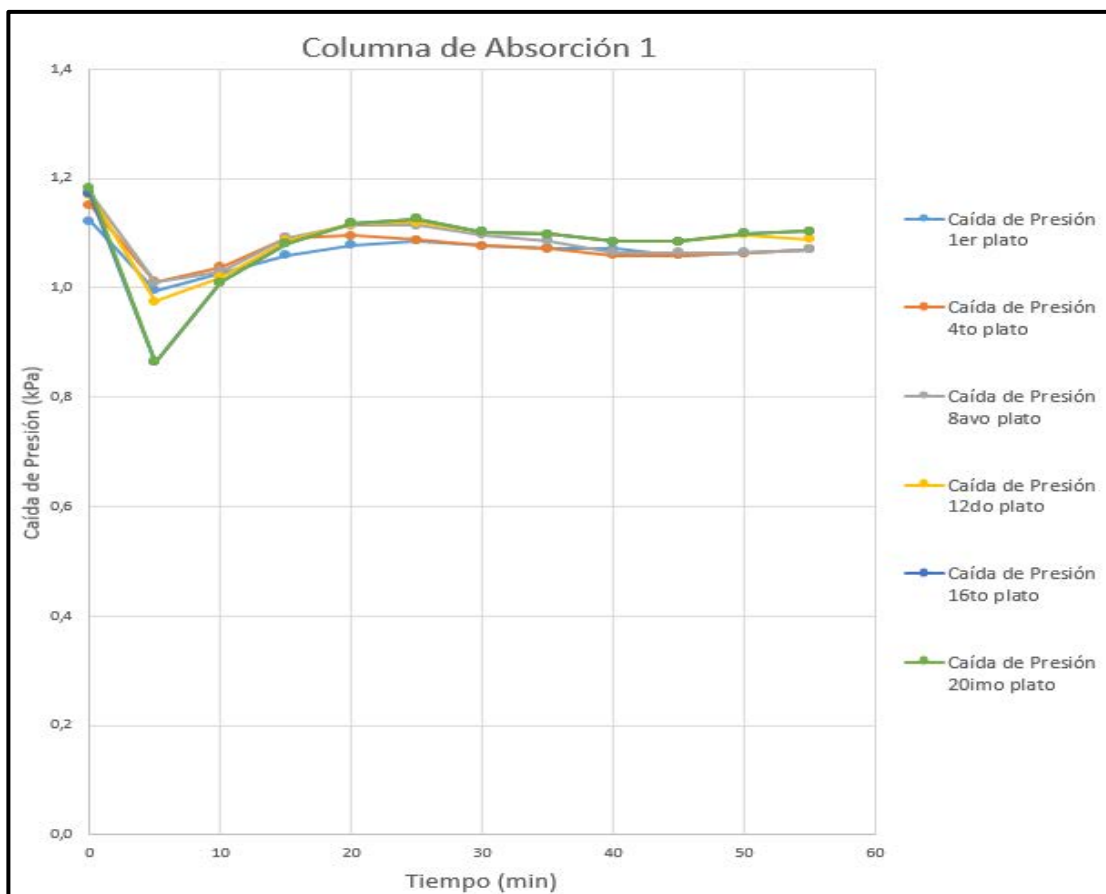


Figura N°. 57: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h).

Tabla 25: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h).

Columna 2	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
5	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	0,8
10	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
15	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
20	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
25	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
30	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
35	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
40	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
45	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
50	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
55	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8

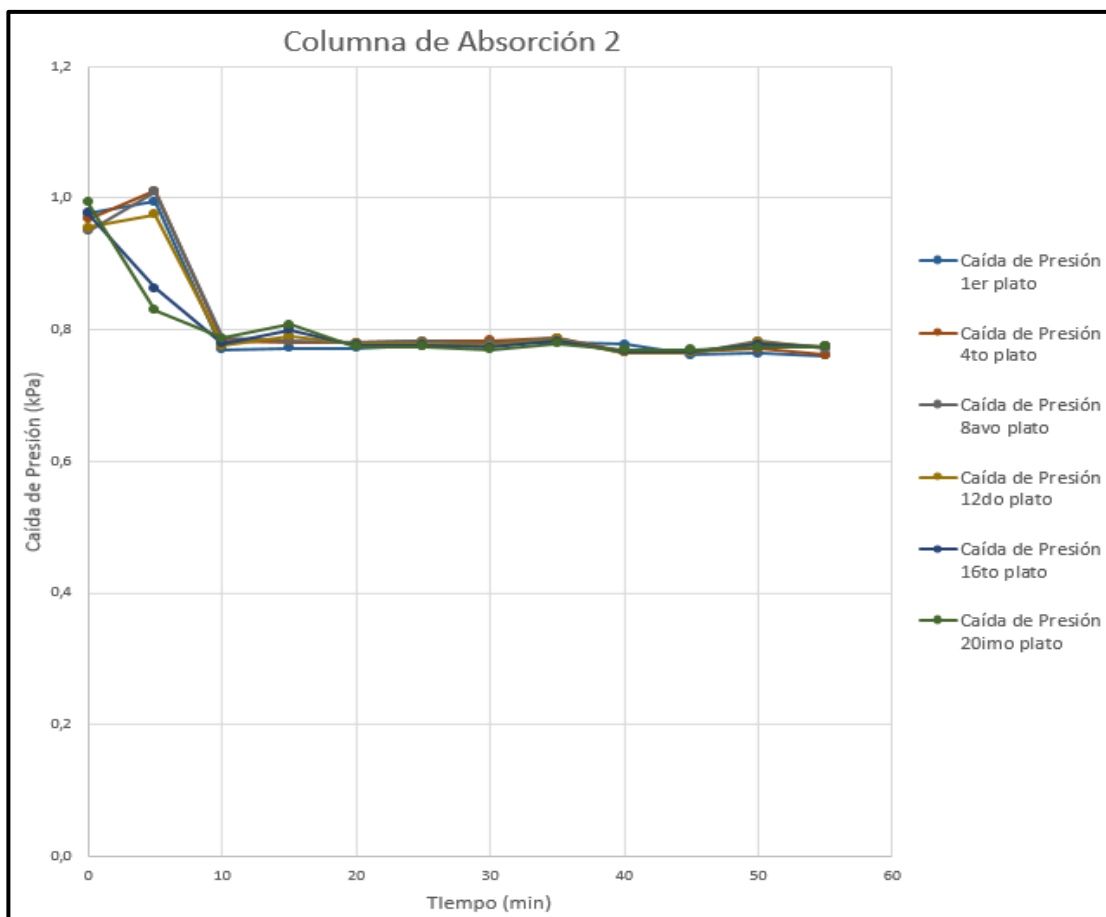


Figura N°. 58: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h).

Tabla 26: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h).

Columna 3	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
5	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	0,8
10	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
15	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,8
20	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
25	0,7	0,8	0,8	0,7	0,7	0,7
30	0,8	0,8	0,7	0,7	0,7	0,7
35	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
40	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
45	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
50	0,7	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
55	0,7	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8

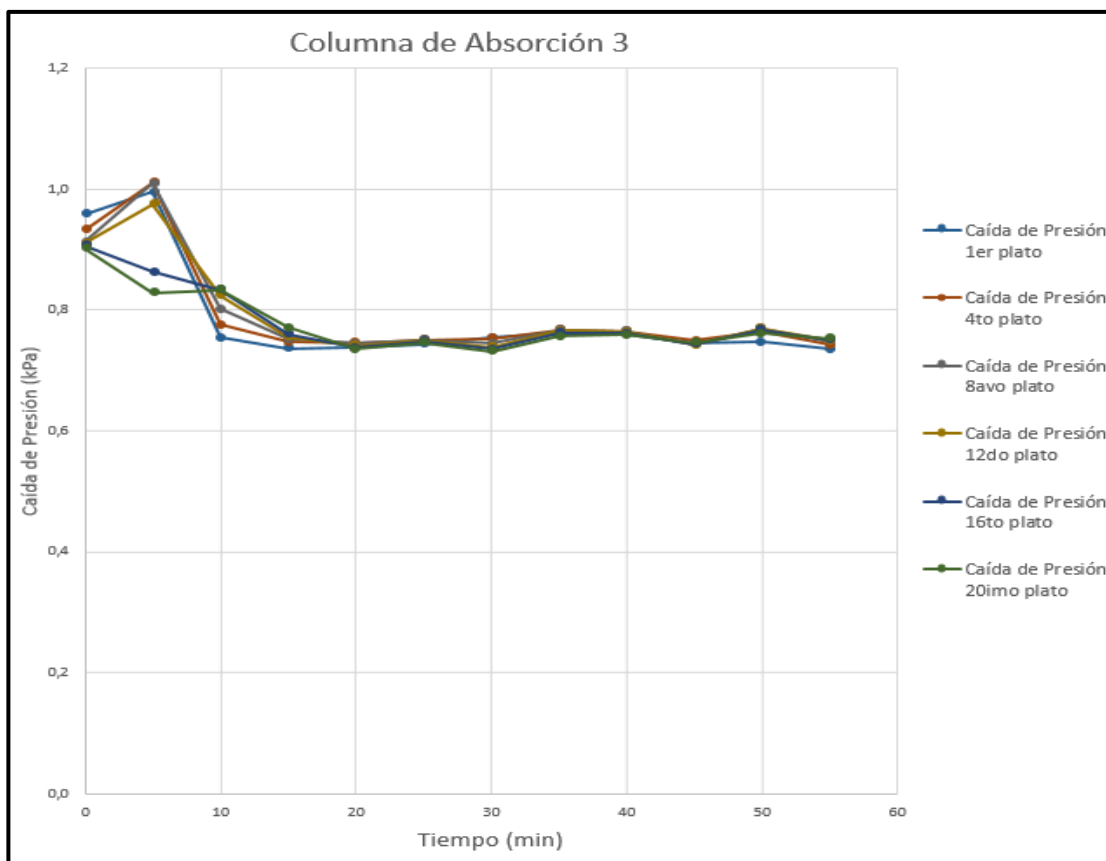


Figura N°. 59: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h).

Tabla 27: Variación del porcentaje molar de CO₂ por Columna de Absorción.

T (min)	Porcentaje Molar CO ₂ (%)		
	COL 3	COL1	COL2
0	8,1359	12,0157	10,7859
5	1,675	3,6373	5,5694
10	1,1427	1,1126	4,6371
15	0,272	0,0329	1,9283
20	0,299	0,042	0,999
25	0,553	0,106	0,712
30	0,632	0,121	0,422
35	0,633	0,1296	0,2597
40	0,51	0,145	0,186
45	0,51	0,145	0,186
50	0,0491	0,0496	0,0489
55	0,0491	0,0498	0,0484

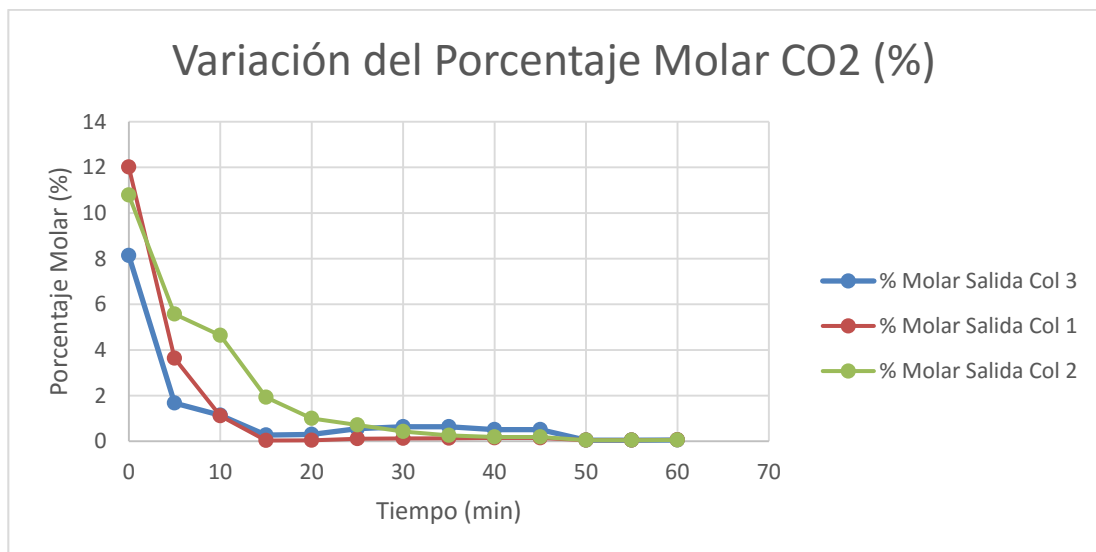


Figura N°. 60: Variación del porcentaje molar de CO₂ por Columna de Absorción.

En base a los resultados obtenidos, se puede observar que para un flujo de 1000 kgmol/h de Gas Agrio, las columnas de absorción tienen una operatividad que no llega a alcanzar los límites máximos de operatividad en términos de inundación de los platos. Las caídas de presión se mantienen relativamente bajas.

Al dejar el proceso el Gas Dulce se encuentra no solo con las especificaciones sino que tiene una porcentaje molar de CO₂ muy por debajo de lo requerido, alcanzando hasta un 0,0491%, en vista del resultado obtenido se podría considerar la reducción del porcentaje en exceso de aminas estimado en la Ecuación (7). Esto sería muy beneficioso en términos económicos ya que la DEA es una materia prima de alto costo.

Pero el resultado más llamativo es el porcentaje molar final de CO₂ en la salida de las columnas. El porcentaje molar que tiende a ser más bajo es el de la primera columna de absorción. Según los resultados, la segunda y la tercera columna de absorción realizan la separación de CO₂ a una fracción molar ligeramente mayor a la salida de la primera columna pero recibiendo la misma cantidad de flujo de solución acuosa de DEA al 35% p/p. Esto da a entender que el sistema de tres columnas de absorción en serie a pesar de cumplir con la especificación requerida, no es una operación óptima.

IV.1.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE COMPOSICIÓN

En vista de los resultados obtenidos por el análisis de flujo, se decidió reducir el caudal de trabajo a 1000 kgmol/h de flujo de entrada de Gas Agrio, y evaluar concentraciones una variación en términos de concentración de Gas Ácido, se consideró un aumento en la concentración de H₂S de 5 ppm (un poco más del valor límite aceptable de H₂S para comercialización) y de 1% molar, en vista de que las concentraciones del gas pueden variar dentro de un mismo yacimiento.

Tabla 28: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 1	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	61,7	65,1	73,3	73,9	75,8	76,7
5	52,5	59,1	58,2	57,2	55,8	55,8
10	52,1	59,7	60,8	60,1	59,5	59,5
15	52,2	54,2	61,5	62,0	62,3	62,3
20	52,1	52,3	60,8	61,6	61,8	61,8
25	52,0	52,1	56,7	61,3	61,3	61,3
30	51,9	52,0	52,5	60,8	61,1	61,1
35	51,8	51,9	52,0	59,6	60,8	60,8
40	51,6	51,6	51,7	51,9	61,5	61,5
45	51,5	51,6	51,7	51,9	61,5	61,5
50	51,5	51,7	51,7	51,7	55,0	55,0
55	51,6	51,7	51,7	51,8	51,9	51,9

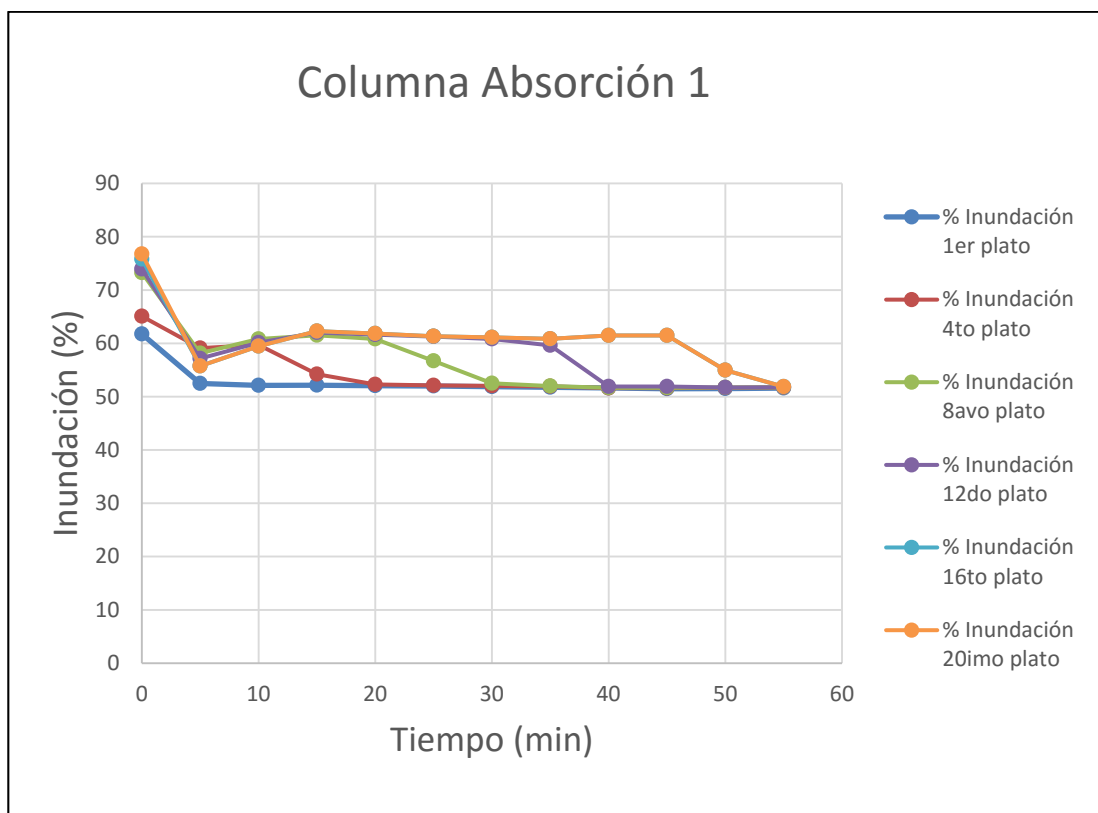


Figura N°. 61: Porcentaje de inundación para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 29: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 2	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	46,7	45,8	44,3	48,1	49,5	51,8
5	32,8	36,2	37,1	36,8	36,4	36,2
10	29,7	33,1	32,8	33,0	33,8	34,4
15	29,4	32,4	32,2	31,7	31,2	30,7
20	29,2	32,0	31,6	31,2	30,8	30,4
25	29,7	32,2	31,9	31,4	31,0	30,4
30	29,6	31,6	31,9	31,6	31,3	30,8
35	29,4	30,3	31,6	31,2	30,9	30,4
40	28,7	27,9	29,0	30,3	29,9	29,4
45	27,8	27,9	29,0	30,3	29,9	29,4
50	27,3	27,4	27,7	29,6	30,0	29,2
55	27,1	27,1	27,0	27,4	29,3	29,4

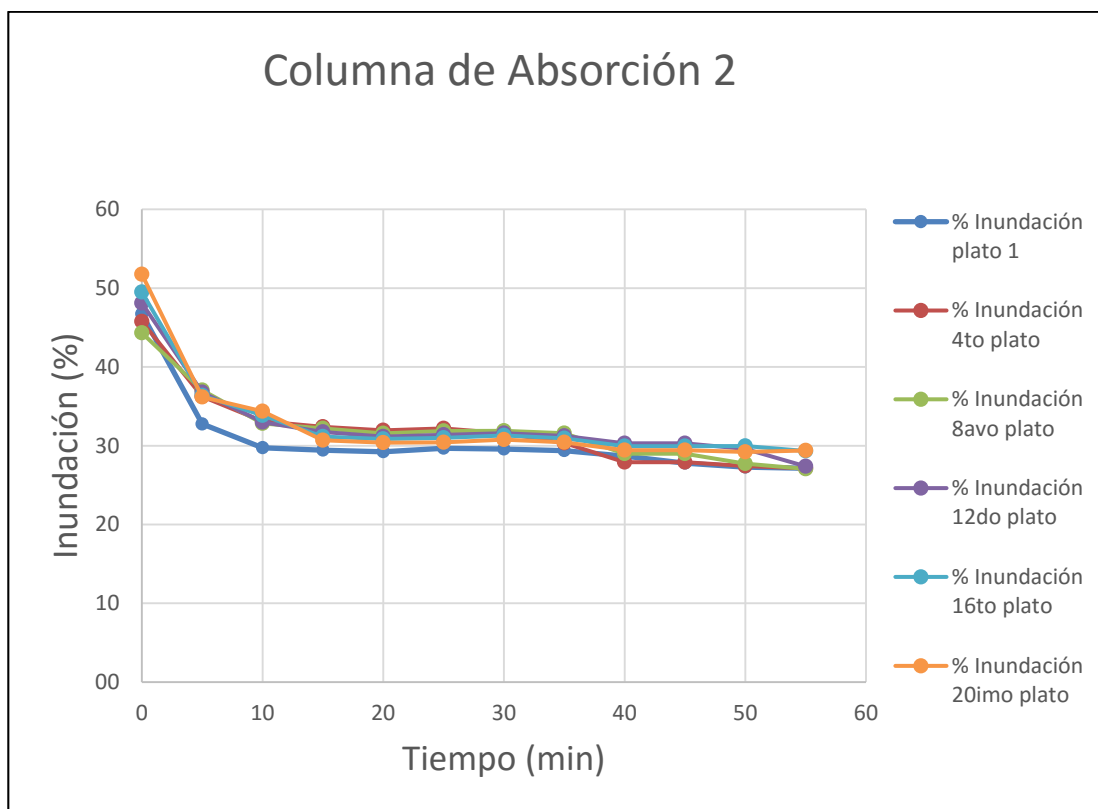


Figura N°. 62: Porcentaje de inundación para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 30: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 3	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	47,2	44,6	42,2	42,1	42,3	43,4
5	28,9	32,7	34,3	36,5	38,1	38,3
10	26,0	29,3	29,6	29,6	30,1	31,0
15	27,0	29,9	30,0	29,7	29,1	28,5
20	27,2	29,8	29,7	29,6	29,2	28,6
25	28,4	31,0	30,9	30,3	29,7	28,9
30	28,5	31,2	31,1	30,7	30,3	29,6
35	28,6	30,9	30,7	30,3	29,8	29,3
40	27,6	29,7	30,2	29,9	29,5	29,1
45	26,4	27,2	28,8	28,5	28,2	27,9
50	25,4	25,9	28,1	28,2	27,8	27,2
55	24,9	25,0	25,7	27,3	27,1	26,6

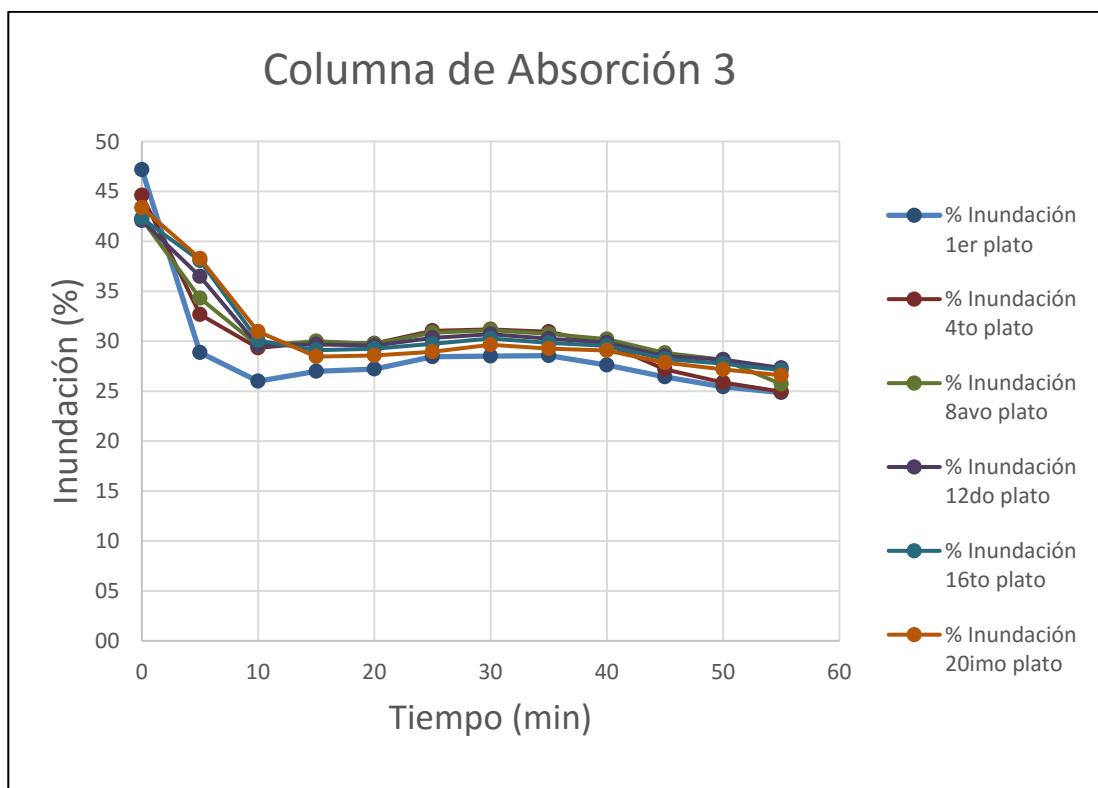


Figura N°. 63: Porcentaje de inundación para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 31: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 1	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,1	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
5	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
10	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
15	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
20	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
25	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
30	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
35	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
40	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
45	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
50	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
55	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1

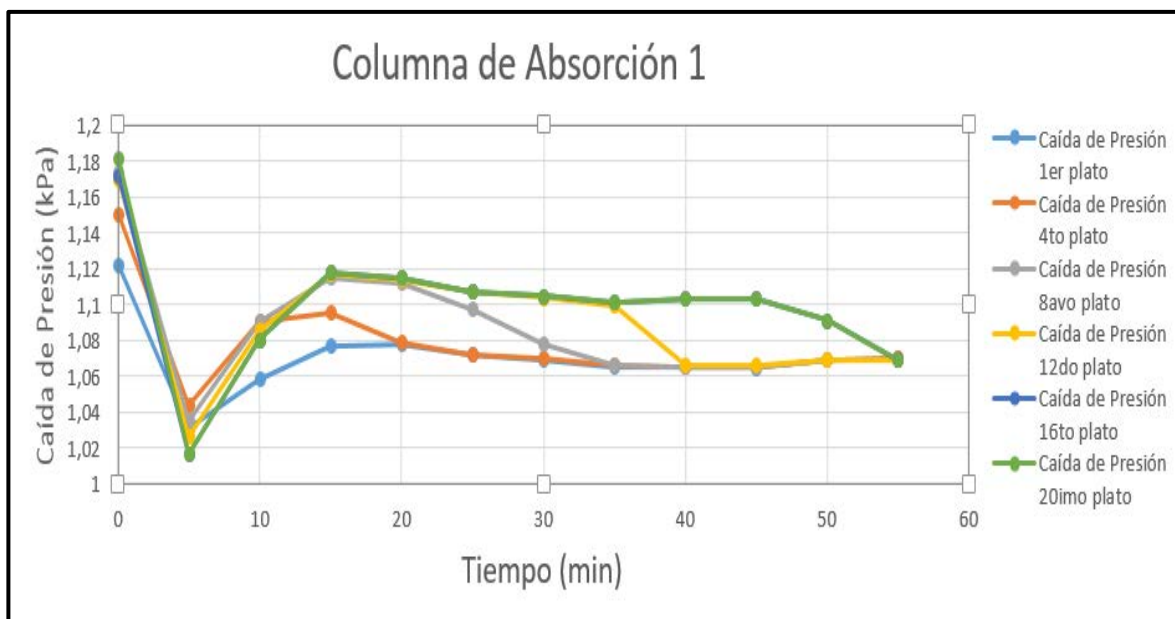


Figura N°. 64: Caída de Presión por plato para la Columna 1 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 32: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 2	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0
5	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
10	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
15	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
20	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
25	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
30	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
35	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
40	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
45	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
50	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,7
55	0,7	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8

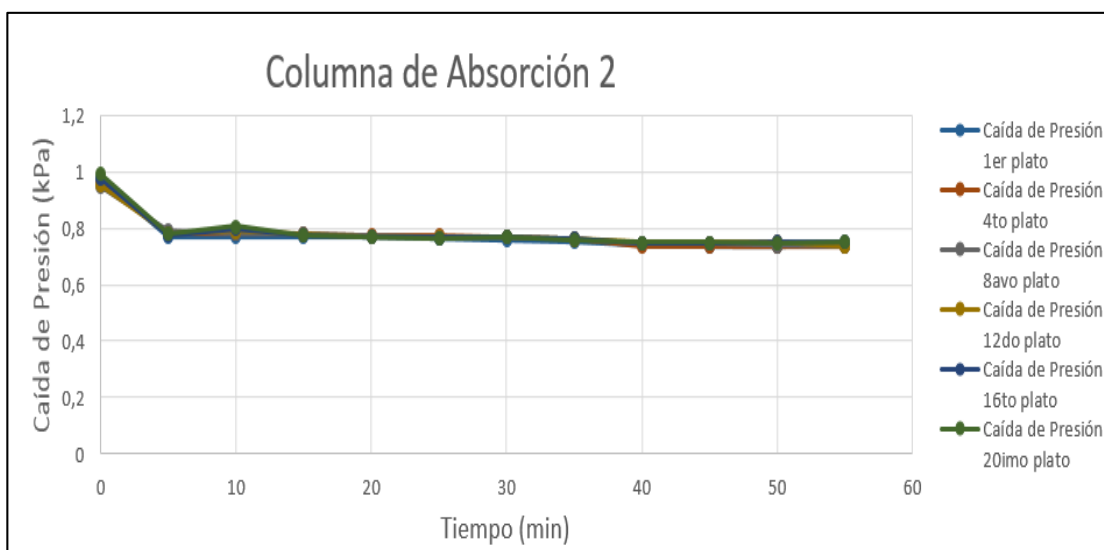


Figura N°. 65: Caída de Presión por plato para la Columna 2 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 33: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Columna 3	Caída de Presión (kPa)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	1,0	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
5	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
10	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,8
15	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
20	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
25	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
30	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
35	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
40	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
45	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
50	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
55	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7

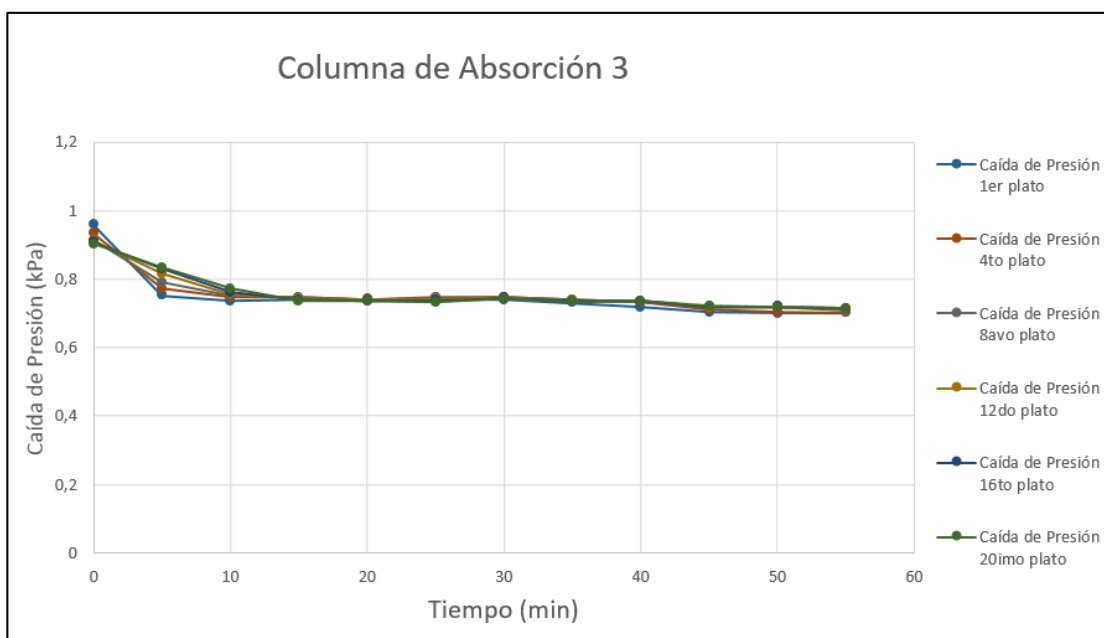


Figura N°. 66: Caída de Presión por plato para la Columna 3 (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 34: Variación del porcentaje molar de CO₂ por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

T (min)	Porcentaje Molar CO ₂ (%)		
	COL 3	COL1	COL2
0	8,1359	12,0157	10,7859
5	1,129	1,0912	4,62
10	0,266	0,32	1,9145
15	0,294	0,042	1
20	0,305	0,049	0,399
25	0,275	0,048	0,133
30	0,203	0,052	0,066
35	0,074	0,037	0,038
40	0,033	0,03	0,029
45	0,025	0,025	0,025
50	0,037	0,031	0,031
55	0,037	0,039	0,037

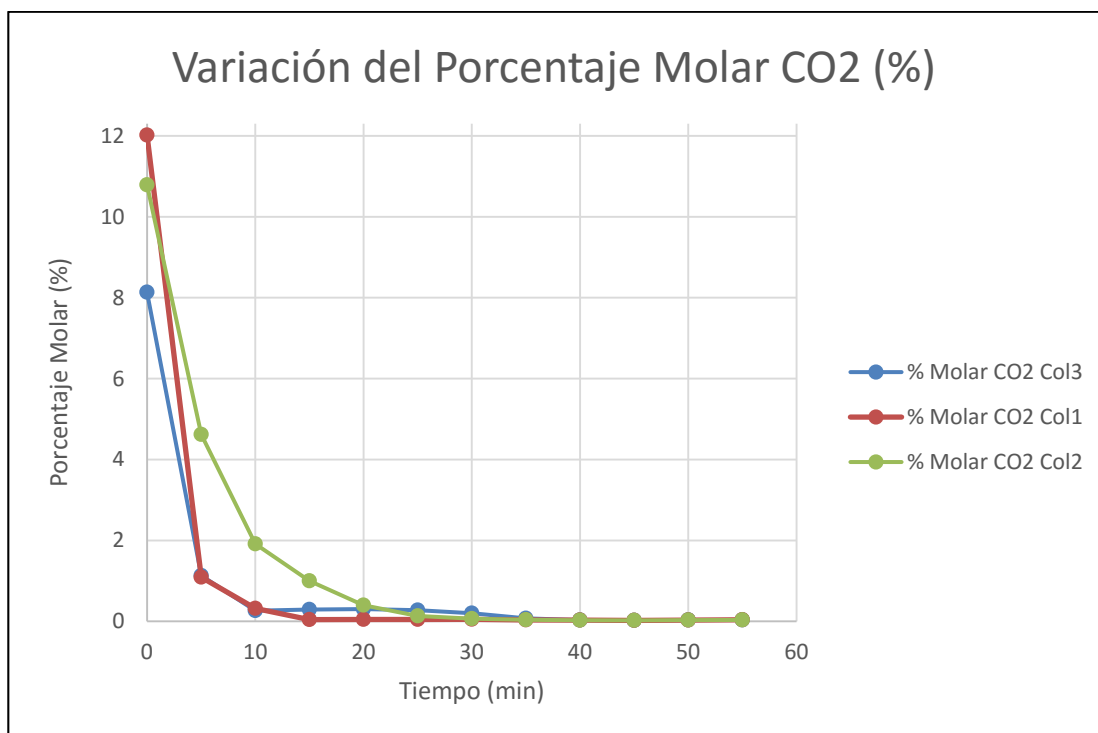


Figura N°. 67: Variación del porcentaje molar CO₂ por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Tabla 35: Variación del porcentaje molar de H₂S por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

T (min)	Porcentaje Molar H ₂ S (%)		
	COL3	COL1	COL2
0	0	0	0
5	0,0002	0,0003	0,0004
10	0,0003	0,00009	0,00009
15	0,0004	0,0001	0,0008
20	0,0003	0,00008	0,0004
25	0,0002	0,00005	0,0001
30	0,00011	0,00003	0,000004
35	0,00004	0,00002	0,00002
40	0,00002	0,00002	0,00002
45	0,00002	0,00002	0,00002
50	0,000027	0,000028	0,000027
55	0,00003	0,000031	0,00003

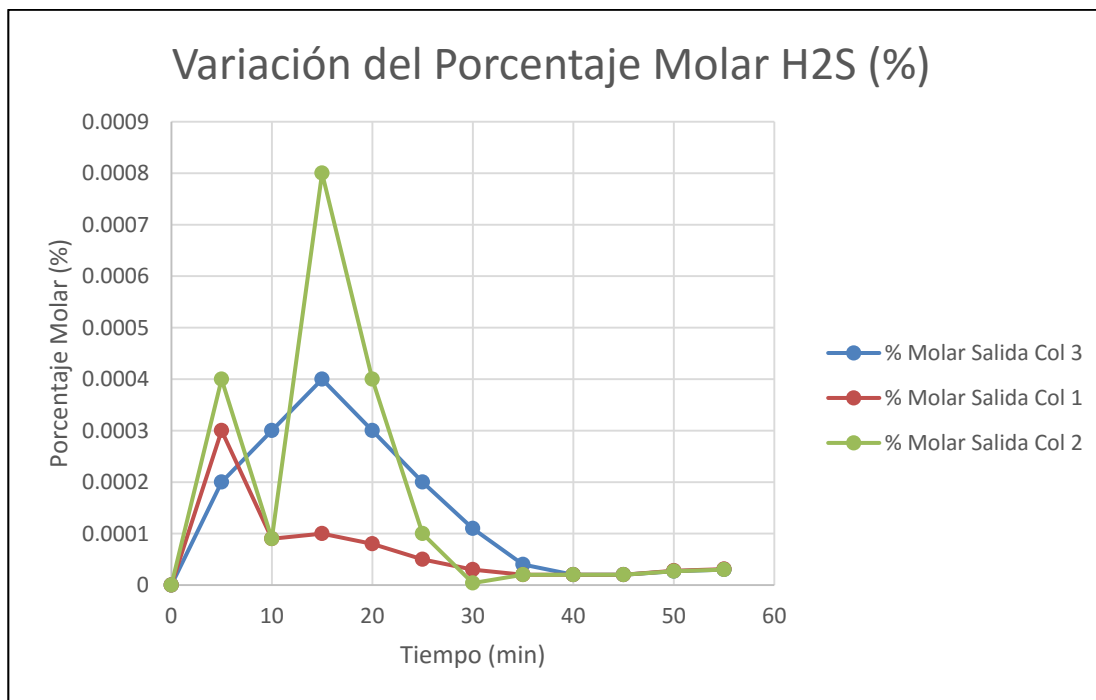


Figura N°. 68: Variación del porcentaje molar H₂S por columna (1000 kgmol/h y 5 ppm de H₂S).

Los resultados muestran que las columnas de absorción operan de forma estable dentro de los límites de operatividad establecidos. Los valores finales de CO₂ y de H₂S se encuentran dentro de especificación.

Para este experimento se repite la tendencia de una mejor separación en la primera columna de absorción, tanto como para el CO₂ como para el H₂S.

En el análisis incrementando 1% molar de H₂S la única columna que manifestó problemas de operatividad fue la primera. Las demás columnas operaron con un porcentaje de operación entre el 60 y 30%. Con caídas de presión entre 0,8 y 1,2 kPa por plato.

Tabla 36: Porcentaje de inundación por plato Columna 1 (1000 kgmol/h y 1% de H₂S).

Columna 1	INUNDACION (%)					
T (min)	Plato 1	Plato 4	Plato 8	Plato 12	Plato 16	Plato 20
0	61,7	65,1	73,3	73,9	75,8	76,7
5	69,3	81,7	81,5	78,0	72,5	72,5
10	62,6	59,9	67,9	63,1	58,2	58,2
15	62,2	62,6	63,0	80,2	81,5	81,5
20	60,0	60,3	60,6	71,8	75,3	75,3
25	59,8	60,1	60,2	69,8	73,2	73,2
30	59,5	59,6	59,6	68,2	72,0	72,0
35	59,3	59,4	59,4	67,3	71,5	71,5
40	59,3	59,5	59,5	66,9	71,2	71,2
45	59,3	59,5	59,5	66,9	71,2	71,2
50	59,0	59,1	59,3	66,4	70,7	70,7
55	59,0	59,1	59,3	66,4	70,7	70,7

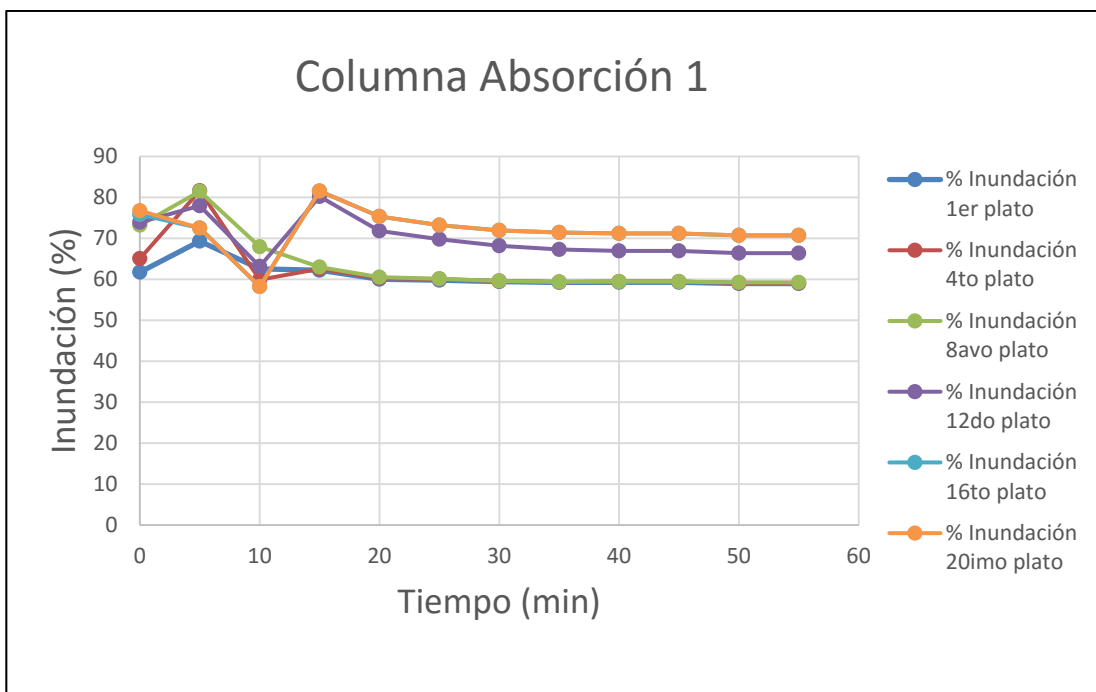


Figura N°. 69: Porcentaje de inundación por plato Columna 1 (1000 kgmol/h y 1% de H₂S).

En términos de separación los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Tabla 37: Variación del porcentaje Molar de CO₂ por columna.

Porcentaje Molar CO ₂ (%)			
T (min)	COL3	COL1	COL2
0	8,1359	12,0157	10,7859
5	0,003	0,008	0,007
10	0,036	0,037	0,035
15	0,072	0,076	0,072
20	0,118	0,123	0,118
25	0,166	0,172	0,166
30	0,182	0,188	0,182
35	0,204	0,209	0,204
40	0,195	0,201	0,195
45	0,218	0,224	0,219
50	0,282	0,271	0,253
55	0,282	0,293	0,282

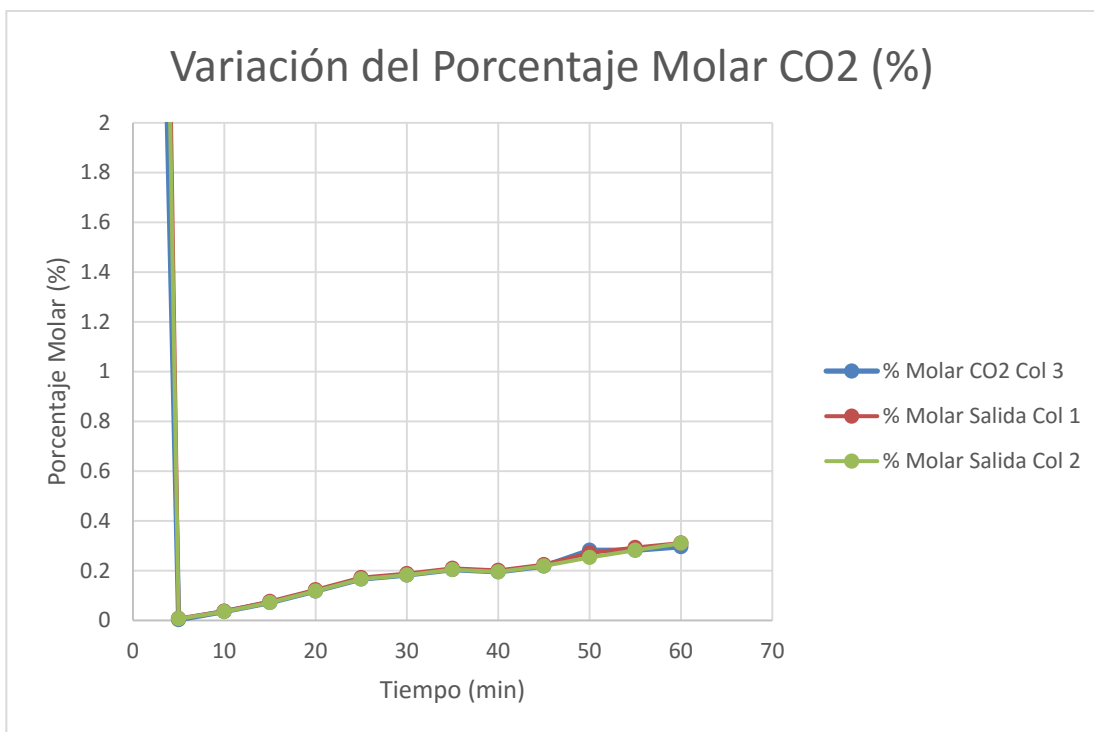


Figura N°. 70: Variación del porcentaje Molar de CO₂ por columna (1000 kgmol/h y 1% de H₂S).

Tabla 38: Variación del porcentaje Molar de H₂S por columna.

Porcentaje Molar H ₂ S (%)			
T (min)	COL3	COL1	COL2
0	0	0	0
5	0,00002	0,00004	0,00004
10	0,012	0,013	0,012
15	0,04	0,041	0,039
20	0,072	0,075	0,073
25	0,098	0,101	0,098
30	0,125	0,129	0,125
35	0,163	0,167	0,163
40	0,163	0,167	0,176
45	0,207	0,213	0,208
50	0,253	0,261	0,253
55	0,284	0,293	0,285
60	0,309	0,322	0,31

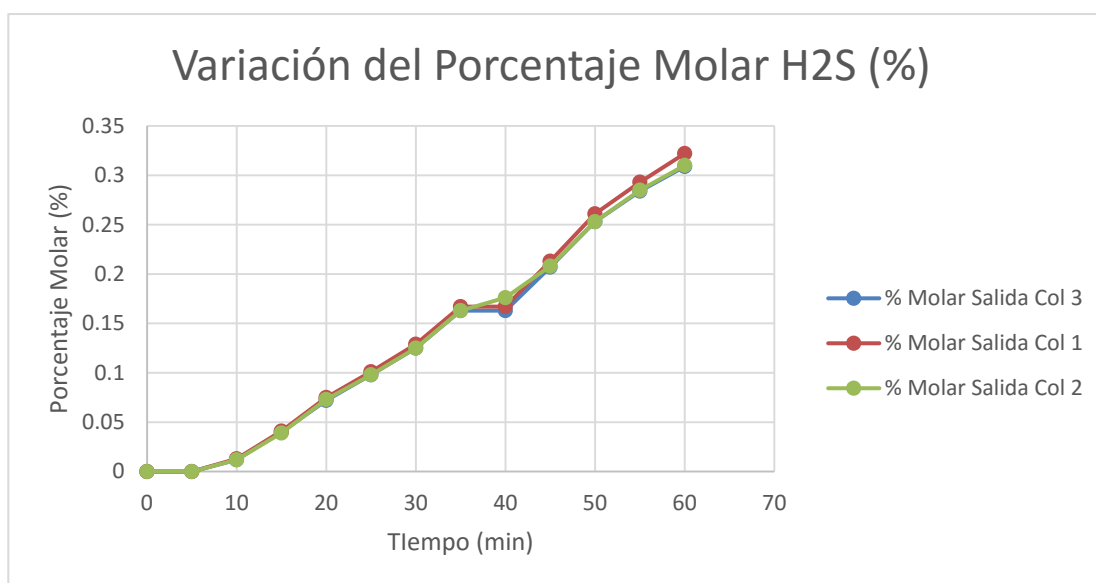


Figura N°. 71: Variación del porcentaje Molar de H₂S por columna.

Como resultado de este experimento podemos observar (aparte del funcionamiento en el límite de operatividad de la primera columna de absorción), que el porcentaje

molar de CO₂ tiene una tendencia al aumento, esto es de esperarse puesto que la DEA no es selectiva entre dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno.

También es importante destacar que las cantidades de H₂S en el gas no se encuentran dentro de las especificaciones para la comercialización y tienen una tendencia al aumento, indicando que la relación de flujo de solución acuosa de DEA no es suficiente para evitar el incremento en la concentración de los contaminantes.

La separación en las tres columnas es muy parecida, pero sigue sin ser óptima puesto que la última separación llevada a cabo en la última columna debería tener la menor concentración de contaminantes en la salida.

IV.2 FACTIBILIDAD ECONÓMICA

La potencia requerida del compresor K-101 y K-201 fue de 50,25 hp y 47,95 hp, respectivamente. Esto fue una limitación para el cálculo de los costos de adquisición e instalación, utilizando las correlaciones que se encuentran en el Capítulo 20: Costos de los Equipos Individuales del “Chemical Process Equipment” (Walas, 1988), cuyas correlaciones tienen un rango de utilidad que se encuentra entre $200 < \text{hp} < 30000$. Es por ello que para generar un valor estimado se realizó una extrapolación lineal partiendo de la correlación hallada, a continuación se presentan los valores obtenidos:

Tabla 39: Costo de los compresores de la sección de endulzamiento

Compresor	Costo de adquisición + instalación (\$)
K – 101	260.472,37
K - 201	257.012,19

Tabla 40: Costo de la bomba P-501

Bomba	Costo adquisición + instalación (\$)
P - 501	132.638,53

Tabla 41: Costo de las Columnas de absorción y regeneración

Columna	Costo adquisición + instalación (\$)
C - 101	356.161,98
C - 102	356.161,98
C - 201	356.161,98
C - 401	101.398,42

Tabla 42: Costo del intercambiador de calor E – 301

L/R HEX	Costo adquisición + instalación (\$)
E - 301	79.838,01

Tabla 43: Costo del Separador Flash V - 301

Separador Flash	Costo adquisición + instalación (\$)
V - 301	45.390,00

Tabla 44: Costo de los compresores de la sección de compresión ajustados para el año 2014

Costo adquisición + instalación (\$)	7.916.950,32
--------------------------------------	--------------

Todos los costos fueron ajustados para el año 2014 utilizando el índice de costo anual (Chemical Engineering Magazine, 2015).

Tabla 45: Costo total de los equipos más importantes de la Planta de Endulzamiento

Costo Total (\$)	1.992.236,42
------------------	--------------

El costo total de la planta incluyendo la sección de compresión está cerca de los 10 millones de dólares americanos (MMUSD\$). Tomando en cuenta solo los equipos considerados principales de la sección de endulzamiento costo sería de 1.992.236,42 MMUSD\$.

Tabla 46: Producción promedio de Gas Dulce transcurrido en 55 minutos de operación

Flujo de Gas Estándar (m ³ /h)	18.016,71
---	-----------

Tabla 47: Ganancia promedio al año al procesar un flujo molar de 1000 kgmol/h (2368 m³/h)

Ganancia Anual Total (\$)	13.908.861,24
---------------------------	---------------

Para cubrir el gasto de adquisición e instalación de la planta (10 MMUSD\$) con este ingreso anual se tardaría aproximadamente 8,62 meses, sin tomar en cuenta los costos operativos de energía y de materia prima (DEA y agua) consumidos.

Todos los cálculos están presentados en la sección titulada Apéndices.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

V.1 CONCLUSIONES

- El proceso diseñado no puede operar adecuadamente para el caudal de operación establecido de 1847 kgmol/h (4376 m³/h).
- El caudal de operación de 1500 kgmol/h (3554 m³/h), antes considerado un límite inferior de operación es considerado un límite superior en el presente trabajo.
- Para un caudal de operación de 1000 kgmol/h (2368 m³/h) la depuración de los contaminantes se encuentra dentro de la especificación para el CO₂ y la operatividad de la planta se encuentra dentro de los límites para cada equipo.
- La operación en serie de las columnas de absorción no mejora la separación del CO₂ del Gas Natural, ya que la primera columna realiza una separación muy eficiente en términos de un producto dentro de las especificaciones comerciales.
- La concentración de H₂S puede aumentar hasta 5 ppm para que el gas natural depurado se encuentre dentro de especificación comercial.
- Procesar un flujo molar de 1000 kgmol/h (2368 m³/h) y venderlo a los precios del mercado actual logra recuperar la inversión de los equipos principales del módulo de endulzamiento en un tiempo menor a un año.
- Se debe considerar el costo de la sección de compresión y los costos asociados al consumo de materia prima (DEA y agua) para un análisis económico más profundo.
- La simulación dinámica lograr proveer datos con los se puede realizar un análisis económico más asertivo.
- El costo del módulo de endulzamiento ajustado para el año 2014 puede llegar a alcanzar los \$1,99 MMUSD.

V.2 RECOMENDACIONES

- Considerar la operación de las columnas de absorción del proceso en paralelo para un estudio de optimización.
- Mantener las tres columnas de absorción destinando dos a operación continua y dejando una libre en caso de que alguna de las columnas requiera mantenimiento.
- A partir de la simulación construida evaluar los esquemas de control posibles en versiones posteriores a HYSYS® V.7.1 ya que en ésta versión los lazos de control no funcionaron de manera satisfactoria. Un estudio de instrumentación puede variar en forma y fondo dependiendo del proveedor y la tecnología disponible, al implementar dicho estudio a la simulación dinámica se puede observar la respuesta de amortiguación de la planta con respecto a los cambios efectuados en términos de flujo y concentración.
- Al realizar el estudio de instrumentación se debe agregar su costo al total de la planta para la obtención de un estudio económico aún más asertivo.

BIBLIOGRAFÍA

Álvarez, S. (2013). Viabilidad de la separación de los gases de quema y/o venteo en los distritos del lago norte y sur de la costa oriental del lago de Maracaibo. (Tesis de Grado). Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Aspentech. Obtenido el 12 de octubre de 2015, de http://www.aspentech.com/brochures/hysys_dynamics.pdf

Aspentech. Obtenido el 14 de octubre de 2015, de <https://support.aspentech.com/webteamasp/My/FrameDef.asp?/supportpublic/allnews.asp>

Aspentech. (2009). HYSYS Operations Guide V7.1.

Azuaje, N. (2010). Valoración del gas de baja presión como recurso energético en la costa oriental del lago de Maracaibo-Venezuela (Tesis de Maestría). Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Banco Mundial (BM). Obtenido el 12 de octubre de 2015, de: <http://www.worldbank.org/en/programs/gasflaringreduction#1>

Bloomberg. (2015). Markets Energy & Oil. Obtenido el 19 de octubre de 2015, de: <http://www.bloomberg.com/energy>

BP. (2014). Statistical Review of World Energy. 63rd, Ed. Obtenido el 5 de junio de 2015, de: <http://www.bp.com/content/dam/bp/pdf/Energy-economics/statistical-review-2014/BP-statistical-review-of-world-energy-2014-full-report.pdf>

Carruido, M. (2013). Determinación de los parámetros de operación de una planta de tratamiento de gases de quema y/o venteo (Tesis de Grado). Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

EIA. (2013). Reservas probadas a nivel mundial. Obtenido el 29 de mayo de 2015, de: <http://www.eia.gov/beta/international/?fips=ve>

Energía y Sociedad. Obtenido el 12 de octubre de 2015, de <http://www.energiaysociedad.es/ficha/3-1-la-cadena-de-valor-del-gas-natural>

García, F. (2012). Estimación técnico económica de la separación de los compuestos de gas licuado de petróleo a partir de gases de quema y/o venteo (Tesis de Grado). Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Gas Processors Suppliers Association. (2004). “Engineering Data Book”. 12ava Ed. Tulsa, U.S.A.

Gragirena, K. (2011). “Simulación de una planta de generación eléctrica utilizando gas de baja presión del Distrito Norte del estado Monagas, como combustible en un ciclo de potencia.” Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Hurtado, M. (2006). Una mirada hacia el futuro. México: Fondo de Cultura Económica.

IEA. (2013). Producción energética de Venezuela en el año 2013. Obtenido el 29 de mayo de 2015, de: <http://www.iea.org/stats/WebGraphs/VENEZUELA3.pdf>

INNERGY. (s.f.). “Usos del gas natural”. Obtenido el 17 de julio de 2015, de: <http://www.innergy.cl/usos.htm>

Kearns. J., Armstrong. K. et al. (2000). “Flaring & Venting in the oil & gas explorations & production industry”. Londres, U.K.

Ministerio del Poder Popular de Petróleo y Minería. Ente Nacional del Gas. (2013). “Cadena de Valor”. Obtenido el 12 de agosto de 2015, de: <http://www.enagas.gob.ve/info/gasnatural/cadenavalor.php>

Min Oh t y II Moon. (1998). Framework of dynamic simulation for complex chemical processes. Seúl, Corea: LG Engineering Co. Ltd.

Mourad, D. et al. (2008). Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: a case study. In Amenas, Algeria: Sonatrach Direction Production.

OPICA Consultores. (2009). “Taller de Ingeniería de Procesos de Superficie de Gas Natural. Módulo I, Módulo II”. Universidad Central de Venezuela. Caracas.

PDVSA, S.A. (2011). Informe Gestión. Obtenido el 28 de mayo de 2015, de: <http://www.pdvsa.com/interface.sp/database/fichero/free/5889/1049.PDF>

PDVSA, S.A. (2011). Yacimientos en Venezuela. Obtenido el 28 de mayo de 2015, de: http://www.pdvsa.com/PESP/Pages_pespe/aspectostecnicos/gasnatural/yacimientos_vzla.html

Peters, M. y Timmerhaus, K. (1991). “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”. Mc Graw – Hill. 4ta Ed. Singapore. 923 pp.

Pine, S. (1987). “Organic Chemistry”. Mc Graw - Hill. 5ta Ed. Singapore.

Rondón. E. (2012). “Programa Modular de Ingeniería de Procesos de Superficie de Gas Natural (IPSGN). Acondicionamiento del Gas Natural”. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Serrano, A. Zavala, M. (2004). “Operación una planta piloto de endulzamiento de gas natural”. Tesis Licenciatura. Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Universidad de las Américas Puebla.

Stewart, M. Arnold, K. (2011). Gas Sweetening and Processing Field Manual. Houston, TX. 186 pp.

Walas, S. (1989). Chemical Process Equipment. Selection and Design. Newton, M.A. U.S.A. 782 pp.

Wang, X. y Economides, M. (2009). Advanced Natural Gas Engineering. Houston, TX. 417 pp.

APÉNDICES

Apéndice A: Cálculo del costo de los Compresores K-101 y K-201

$$C_{1988} = 6,49 * HP^{0,62}$$

$$200 < HP < 30.000$$

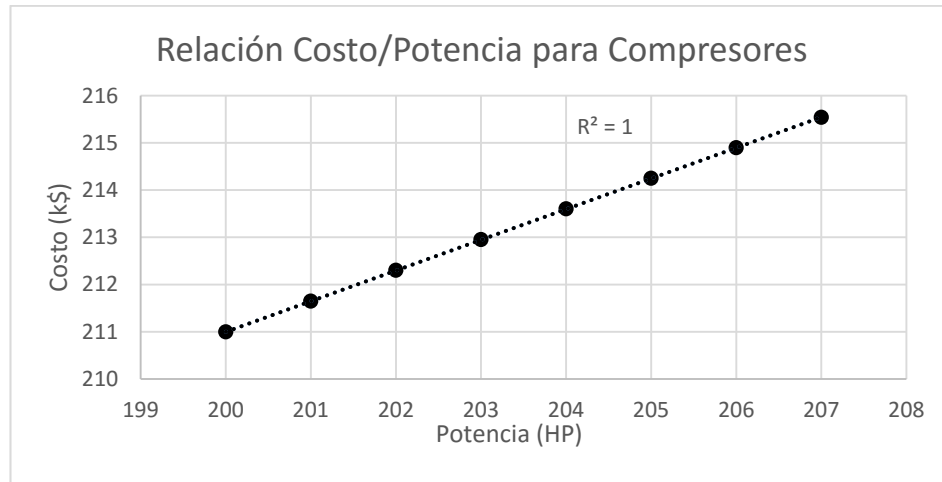
Donde:

C_{1988} = Costo en K\$ (para el año 1988)

HP = Potencia (HP)

Correlación adecuada para compresores de tipo centrífugo. (Walas, 1988) Para los compresores menores a 200 HP, se realizó una extrapolación inferior lineal; para 50,25 hp y 47,95 hp de los compresores K-100 y K-201 respectivamente; validada por la tendencia lineal de la relación costo/potencia.

Costo (k\$)	hp
210,991854	200
211,645309	201
212,29753	202
212,948524	203
213,598302	204
214,24687	205
214,894237	206
215,54041	207



Luego, los costos fueron ajustados al año 2014, utilizando el índice de costo del año 2014 (Chemical Engineering Magazine, 2015)

$$C_{2014} = C_{1988} * Adj * \frac{IC_{2014}}{IC_{1988}}$$

Donde:

$$IC_{1988} = 325,3$$

$$IC_{2014} = 576,1$$

Adj = Ajuste de costo de instalación por compresor centrífugo. 1,3 (adim).

Apéndice B: Cálculo del costo de la Bomba P-501

$$C_{1988} = F_M * F_T * C_b$$

$$C_b = 1,55 * e^{(8,833 - 0,6019 * (\ln(Q * \sqrt{H}) + 0,0519 * (\ln(Q * \sqrt{H}))^2))}$$

$$F_T = e^{(b1 + b2 * \ln(Q * \sqrt{H}) + b3 * (\ln(Q * \sqrt{H}))^2)}$$

Para bombas centrífugas de 3550 rpm, en base a este tipo de bomba están tabulados los coeficientes b1, b2 y b3 en la Tabla 20.2 (Walas, 1988).

Donde:

F_M = Factor de costo por material, se seleccionó Acero Inoxidable 304. 1,15 (adim)

Q = caudal (gpm)

H = cabezal (pies)

$$b1 = 0,0632$$

$$b2 = 0,2744$$

$$b_3 = -0,0253$$

$$C_{2014} = C_{1988} * Adj * \frac{IC_{2014}}{IC_{1988}}$$

Donde:

$$IC_{1988} = 325,3$$

$$IC_{2014} = 576,1$$

Adj = Ajuste de costo de instalación para bomba centrífuga. 2,8 (adim).

Apéndice C: Costo de las columnas de absorción y regeneración

$$C_{2014} = C_{2012} * \frac{IC_{2014}}{IC_{2012}}$$

Donde:

$$IC_{2012} = 572,7$$

$$IC_{2014} = 576,1$$

Se tomaron como base los costos calculados por la Ing. Carruido. (Carruido, 2013).

Apéndice D: Costo del Intercambiador de Calor E – 401

Este valor fue calculado automáticamente por el programa de diseño Exchanger Design & Rating® de AspenTech ®.

Weights	lb	Cost data	Dollar(US)
Shell	1746,4	Labor cost	23104
Front head	182,4	Tube material cost	5918
Rear head	209	Material cost (except tubes)	7268
Shell cover			
Bundle	2440,5		
Total weight - empty	4578,3	Total cost (1 shell)	18145
Total weight - filled with water	6514,3	Total cost (all shells)	36290

Apéndice E: Costo del Separador V – 301

Este valor fue calculado automáticamente por el programa de diseño HYSYS® de AspenTech ®.

Vessel Sizing: Vessel Sizing-1

Design

Connections

Sizing

Construction

Costing

Notes

Base Cost Coefficients

A5	8.600
A6	-0.2165
A7	4.580e-002

Accessories Cost Coefficients

A8	1017
A9	0.7396
A10	0.7068

Shell Thickness Coefficients

A1	0.4000
A2	2.000
A3	0.2000

Shell Mass Coefficients

A4	0.8116
----	--------

Costing Results

Base Cost	1.953e+004
Ladders and Platforms	7164
Total Cost (US\$)	2.670e+004

Cost Equation Help...

Design

Performance

OK

Delete

Ignored

Costing Equations Help

Thickness

Thickness based on the strength of the long seams

$$B1 = (P * D/2)/(T * Eff - A1 * P) + \text{Corrosion Allowance}$$

Thickness based on the strength of the ends

$$B2 = (P * D/2)/(A2 * T * Eff - A3 * P) + \text{Corrosion Allowance}$$

Shell Mass

$$B = \max(B1, B2)$$

$$\text{Shell Mass} = \pi * D * (L + A4 * D) * B * \text{Mass Density}$$

Base Cost

$$\text{Base Cost} = \text{FMC} * (\text{Index}/252.5) * e^Y$$

$$Y = A5 + A6 * \log(M) + A7 * \log(M^2)$$

Accessories

$$\text{Associated Cost} = (\text{Index}/252.5) * A8 * D^A9 * L^A10$$

Variables

P = Pressure (Kpag)

T = Max Stress (Kpa)

FMC = Material of Fab Factor

L = Length (m)

D = Diameter (m)

M = Shell Mass (Kg)

Index = CE Fab Index

Eff = Joint Efficiency

Apéndice F: Ganancia generada por la venta del Gas Natural

Precio del Gas Natural para noviembre de 2015. (Bloomberg, 2015)

Crude Oil & Natural Gas

INDEX	UNITS	PRICE	CHANGE	%CHANGE	CONTRACT	TIME ET	2 DAY
NG1COM Natural Gas (Nymex)	USD/MMBTU	2.39	-0.01	-0.46%	NOV 15	21:39:49	

Composición del Gas Natural producido.

Metano	0,77562
Etano	2,97E-02
Propano	2,63E-02
i-Butano	7,78E-03
n-Butano	1,25E-02
i-Pentano	5,38E-03
n-Pentano	3,63E-03
n-Hexano	4,11E-03
n-Heptano	3,33E-03
n-Octano	1,92E-04

Valor energético de los componentes individuales del Gas Natural. (BTU/pie³)

Componente	Heating Value 60°F, 1 atm Btu, ft^3	
	Net	Gross
Metano	909,4	1010,0
Etano	1618,7	1769,6
Propano	2314,9	2516,1
i-Butano	3000,4	3251,9
n-Butano	3010,8	3262,3
i-pentano	3699,0	4000,9
n- Pentano	3706,9	4008,9
n- Hexano	4403,8	4755,9
n- Heptano	5100,8	5502,5
n-Octano	5796,1	6248,9

La ganancia fue calculada partiendo de la siguiente ecuación:

$$Go = \left(\sum_i^n FMi * GHV \right) * 10^{-6} * F * 8776 * P_G$$

Donde:

Go = Ganancia obtenida (\$/año)

FMi = Fracción molar del hidrocarburo (adim)

GHV = Gross Heating Value (BTU/pie³)

F = Flujo de Gas Dulce (pie³/h), se tomó un promedio generado a partir de los valores producidos en cada punto de tiempo.

P_G = Precio actual del Gas Natural (\$/MMBTU)

Factores de conversión:

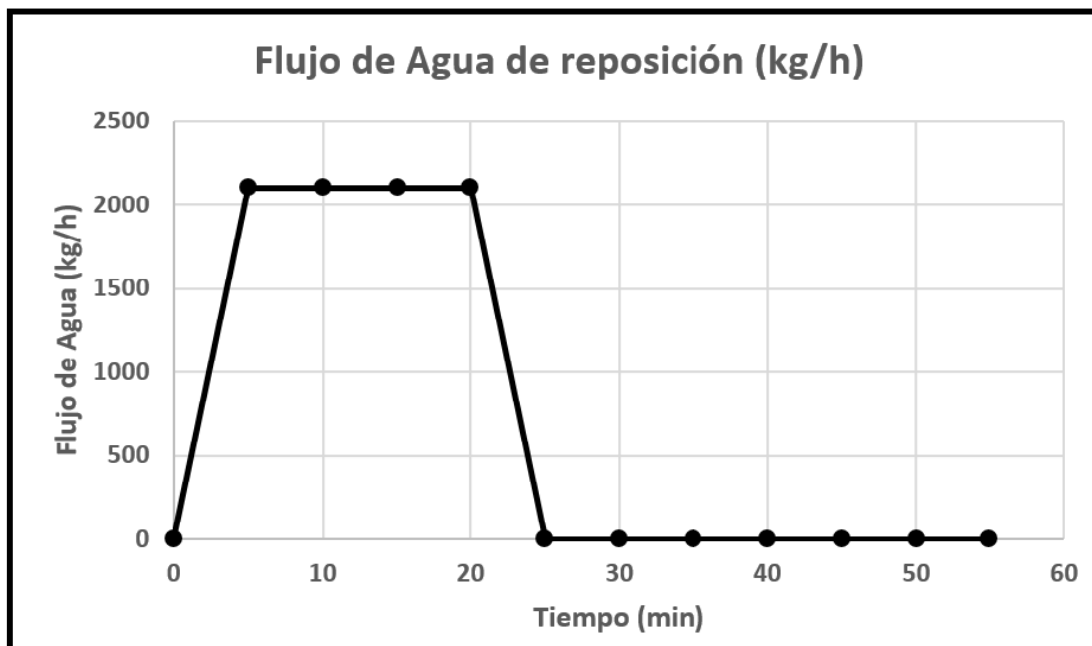
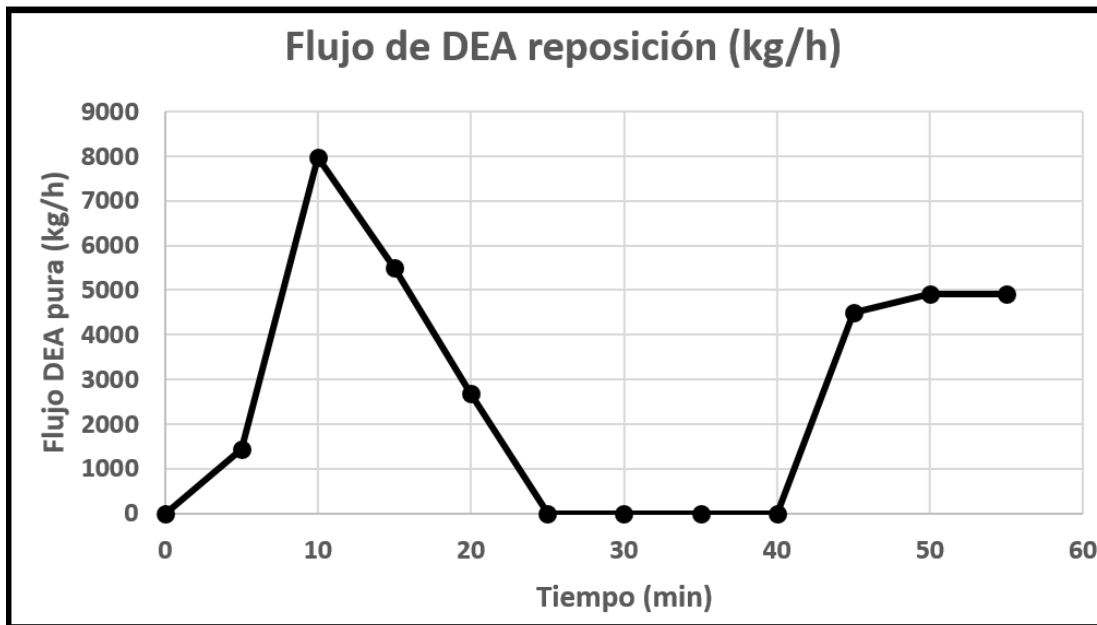
$10^{-6} = 1 \text{ MMBTU} / 1.000.000 \text{ BTU}$

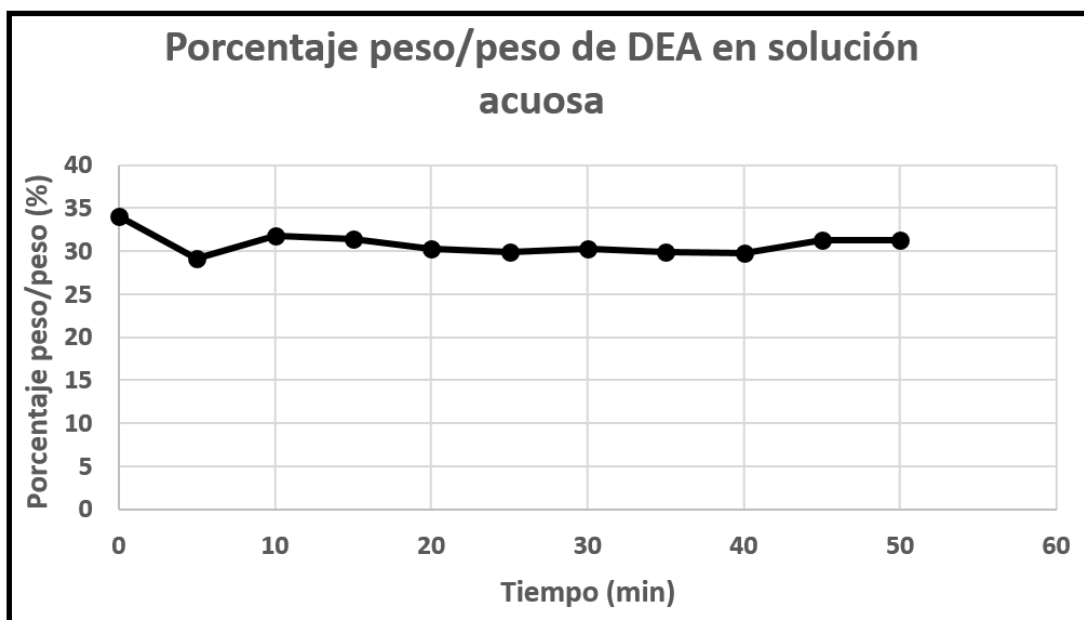
8776 = horas/año

La ganancia fue calculada en cada punto de tiempo para luego ser promediada, y tomada como el valor de referencia final de 13.908.861,24 \$/año.

Apéndice G: Estimación de costo anual para la DEA

Los datos obtenidos de la reposición de flujos de DEA y Agua se graficaron para observar el comportamiento de la herramienta SpreadSheet dentro del ambiente de simulación, arrojando los siguientes resultados para el Flujo de 1000 kgmol/h de gas agrio.





Como se puede observar la herramienta logra mantener la concentración de la solución en el rango deseado, sin embargo, la respuesta tiende a inundar el sistema debido a que se presenta como un problema de controlabilidad. Es por ello que esta es la base para un estudio de instrumentación que debe realizarse posteriormente.

El costo anual promedio de la DEA se calculó tomando como base un promedio entre la DEA consumida para este sistema a 1000 kgmol/h, en función del costo actual para noviembre del año 2015 de la DEA, de \$ 1,3 – 1,6 (USD). El caudal anual promedio para esta simulación fue de 2660,93 kg/h. Es decir, que anualmente los costos podrían llegar a ser de \$37.295.637,54 (USD). Este estimado contiene un error asociado puesto que no se realizó un estudio completo del comportamiento de flujo por parte de las corrientes de reposición de la planta, además la planta evaluada en este estudio se trabajó a lazo abierto por limitaciones de software.