

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOATEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PETRÓLEO**  
**CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**ESTUDIO DE LOS PROBLEMAS ASOCIADOS CON EL  
PROCESO DE SEPARACIÓN FLASH EN LAS PLANTAS  
TÍPICAS DE COMPRESIÓN DE GAS NATURAL**

**REALIZADO POR:**

**HERRERA F. BLADIMIR J.**  
**Ingeniería de Petróleo**

**SALAZAR M. LAURA C.**  
**Ingeniería de Petróleo**

**Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como  
requisito**

**Parcial para optar al Título de:  
INGENIERO DE PETRÓLEO**

**Barcelona, Octubre de 2008.**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOATEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PETRÓLEO**  
**CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**ESTUDIO DE LOS PROBLEMAS ASOCIADOS CON EL**  
**PROCESO DE SEPARACIÓN FLASH EN LAS PLANTAS**  
**TÍPICAS DE COMPRESIÓN DE GAS NATURAL**

**ASESOR ACADÉMICO**

---

**Ing. Petróleo. JOSE RONDON**

**Barcelona, Octubre de 2008.**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOATEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PETRÓLEO**  
**CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**ESTUDIO DE LOS PROBLEMAS ASOCIADOS CON EL**  
**PROCESO DE SEPARACIÓN FLASH EN LAS PLANTAS**  
**TÍPICAS DE COMPRESIÓN DE GAS NATURAL**

**REVISADO POR:**

Ing. Mec. Rafael Barrueta

Ing. Mec. Lisandro Vilorio

**Barcelona, Octubre de 2008**



---

## RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de Trabajo de Grado:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARA AL CONSEJO UNIVERSITARIO”






---

## DEDICATORIA

**i.** Ante todas las cosas, infinitos agradecimientos a nuestro DIOS CELESTIAL, padre, hijo y espíritu santo, quien con su luz divina, aclaró, cuidó, guio y bendijo este gran camino de pre-grado, para que hoy día fuese recogido este gran fruto. AMÉN

**ii.** Suplicas, peticiones, bendiciones, consejos, salud, iluminación del entendimiento y tolerancia a la presión, que día a día, les pedí, con mucha Fe, gran apego y fervor, por mí y mis semejantes, este trabajo va muy bien dedicado a nuestra reina: Santa Bárbara Bendita y ha nuestra Virgencita del Valle.

**iii.** A mis dos infinitos seres amados, mi Madre: Fanny Farías de Herrera y a mi Padre: Stalin Herrera, sin palabras...! Sin el apoyo y fiel respaldo desde todos los puntos de vista, no fuese sido posible, este gran sueño, infinitas gracias de todo de corazón, hoy! Padres queridos les hago gala de materializar y entregar, el tercer regalo mas anhelado por ustedes. DIOS ME LOS CUIDE

**iv.** A mis queridos hermanos: Lic. Stalin Herrera e Ing. Lenin Herrera, quienes han brindado su apoyo en los momentos más difíciles y la mejor sonrisa cuando así se ha meritado, mil consejos, mil ayudas, los quiero mucho y más que eso, este logro fue gracias al ejemplo que en mi sembraron.

**v.** A los más queridos por todos, nuestros abuelitos, Inés Bastardo, Pedro Herrera y Delia de Herrera, quienes rezan infinitas veces porque nos encontremos súper bien, donde quiera que estemos, mil gracias a ustedes.

**vi.** A esos tíos y tías que de alguna manera, llegasen a pensar en todo momento por nuestra mejor condición de salud y eficiencias académicas, aunado a ello, el gran apoyo que nos brindan, que si se puede lograr, mil gracias. Tías: Martha, Zulamy, Yumery y Mirian, Tíos: Andrés, Antonio y Argenis. **Familia Herrera:** Tías: Cruz, Yajaira, Yolimar, Delia y Ana, Tíos: Carlos, Pedro y Juan José.

**vii.** A dos muy buenos amigos de pre-grado: Isabel Velásquez y Gabriel Rojas, pues, nuestro señor DIOS los colocó en mi camino, excelentes compañeros con quienes compartí buenos momentos dentro y fuera de la academia y los tan

recordados, continuos es trasnochos en los últimos semestres. Entre otras muchísimas buenas amistades, que por no estar plasmadas en estas líneas, los llevo en mi corazón.

**viii.** A mi asesor académico, Ing. José Rondón, gracias por su apoyo y enseñanza brindada, y por ser buen guía de este trabajo, sencillamente contribuyó a desarrollarme en el mejor plano personal y académico en miras al horizonte de la excelencia.

**ix.** Una de las formas más sinceras y mejor de darte mil gracias, es plasmar tu nombre en este libro, que bien te lo mereces, tuviste presente cuando más te necesitamos, es por ello, que te lo agradecemos, un buen compañero de áreas de grado: Jesús Pérez.

**x.** A nuestro excelente jefe del Dpto. de petróleo y Jurados calificadores Ings. Mecs: Rafael Barrueta y Lisandro Viloría, quienes en algún momento impartieron sus valiosos conocimientos, en las aulas de la casa más alta (UDO).

**xi.** A un gran amigo, Rodolfo Robles, quien estuvo presente desde el primer día de mi camino de pre-grado, hoy celebramos por haber alcanzado la cúspide que aquel día me propuse alcanzar, muchas gracias.

**xii.** A mi gran equipo de áreas de grado, pues, guardan gran potencial desde todo punto de vista, compañeras que me abrieron las puertas de su vida, para impartir, de alguna manera los más y mejores conocimientos, aunado a buenos y duros momentos académicos: Laura Salazar, Romina Rosanía y Carolina Ortega.

**xiii.** A una brillante y excelente persona, quien estuvo a mi lado en los momentos más hostiles, tanto en la academia, salud, compañía y demás, hoy en día nos trazamos horizontes distintos, pero, de todo corazón te brindo infinitas gracias, Luzmary del Valle Maíz Martínez.

**xiv.** A un primo, que en los últimos meses mostró su mano caritativa, por ayudarnos unos a los otros: Porfirio Figueroa.

***Br:** Herrera Farias, Bladimir José*




---

## AGRADECIMIENTOS

- i.** A nuestro señor DIOS CELESTIAL, ya que siempre voy de tu mano, en miras de alcanzar la meta, un sueño, la gran cima, la más alta cúspide, infinitas gracias.
- ii.** A los dos seres más queridos que me trajeron a este mundo, mis padres, Fanny Farías de Herrera y Stalin Herrera, este trabajo de ascenso se los dedico a ustedes, más que infinitas gracias.
- iii.** A mis adorados hermanos, Lic. Stalin herrera e Ing. Lenin Herrera.
- iv.** A mis mejores amigos y vecinos: Ángel Ortiz, Golfán Moreno y Anthony Roque, hoy por hoy les confirmo que si se puede, no les tengan miedo a soñar, pues, sino lo hacen, nunca materializaran sus anhelados sueños, por eso, los invito a crecer más que desde todo punto de vista, académicamente!
- v.** A mis queridos amigos(as) desde siempre y para siempre: Ángel Félix, Sabrina Romero y Nataly Tobadge.
- vi.** Admirables amistades, que estuvieron presentes cuando más los necesite y que compartieron gratos momentos junto a mí en el camino de la academia: Isabel Velásquez, Gabriel Rojas, Laurymar Pérez, Dayana Rodríguez, Suelen Díaz, Elibeth García, Yuri Pinto, Nieves Sabino, Jimmy Leal, Cesar Ledezma, Virginia Ordaz, Juan Galindo, entre otros...
- vii.** A todos mis compañeros de áreas de grado, sección: 03.
- viii.** A el BEBE más querido de la familia Herrera Farías, mi sobrino y ahijado Michelle Schinzano y a su mami Lucybell de Herrera.

*Br: Herrera Farias, Bladimir José*



---

## DEDICATORIA

A DIOS y a la Virgen del Valle, quienes siempre estuvieron y estarán conmigo.

A mis padres Francisco Javier, y Laura Isabel.. Los amo!

A mis hermanos, Jessica Isabel, y Javier Eduardo...

Esto logro lo comparto con ustedes!

*Br. Salazar Matute, Laura Carolina*





---

## AGRADECIMIENTOS

Gracias a Dios y a la Virgen del Valle por brindarme buena salud, fortaleza y esperanza durante toda mi carrera.

A mis padres Francisco y Laura, por ser excelentes padres y depositar su confianza en mí, por estar allí dándome fuerzas todos los días y en especial en los momentos que más los necesite. Estoy orgullosa de ustedes por formar una familia emprendedora!

A mi hermana Jessica, por ser el ejemplo a seguir, eres una excelente profesional, madre y esposa, siempre has hecho las cosas como debe ser, gracias por el apoyo incondicional que siempre me has brindado, (a regaña dientes pero siempre ahí!), Te quiero Mucho Hermana!!

A mi hermano Javier, otro ejemplo a seguir! Aunque estés lejos, siempre te he tenido cerca, en mis pensamientos, en mi día a día, y en mi corazón, se que pronto vamos a estar juntos! Eres un gran hermano, siempre apoyándome y alentándome para ser fuerte en la vida, se que cuento contigo para todo, gracias por cuidarme!

A mis abuelos Benito, Olimpia, Alfonso y Bertha, gracias a ustedes tenemos una familia hermosa, de gran corazón, ejemplar y con excelentes valores! Los Quiero!!

A mis hermanos Juantomas y Elianne, a ustedes también le agradezco el apoyo y el cariño que me han demostrado, gracias por formar parte de mi familia!

A los bebés más bellos de este mundo, Sebastián, Emily, Samuel y Saúl.. por contagiarme de su inmensa alegría, y por hacerme la mejor de las tías!!

Gustavo Moran, gran parte de mi carrera estuviste conmigo, en todo momento, bonitos recuerdos y un inmenso amor quedaron en mi corazón, gracias por tu apoyo, se que siempre contare contigo. Te Adoro.

A mi Familia de corazón, Ramírez Moran les agradezco por todo el amor, cariño, y apoyo que me han brindado, me siento afortunada de tener, dos padres y dos madres! A Norma Moran, por brindarme su casa, su familia y sobretodo su amor de madre durante toda mi carrera! Gracias a toda la familia Moran!

A mi prima Fanny Gabriela, por ser mi compañera y amiga, y a todos mis tíos en especial mi tía Fanny, gracias por siempre estar pendiente de mi, y por tu eterno apoyo! Los quiero!

A mis amigas incondicionales Marialuisa, María Fernanda, y Adriana! Por compartir gran parte de nuestras vidas, y aunque hemos tomado rumbos distintos siempre seguimos ahí! Las quiero a todas! A Humberto Quiaro, por ser un gran amigo y compañero de estudio, eres un ejemplo a seguir, estoy orgullosa de ti!

A mis profesores Roberto Salas, Luis Castro, Aura Vilela, Juan Quintero, Mario Briones, Isvelia Avendaño, Ángel Pereira, Lisandro Vilorio, Rafael Barrueta y todos los que brindaron sus conocimientos durante mi carrera.

A mis amigos de la UDO, y compañeros de las áreas de grado de la sección 03, aprendimos a trabajar en equipo, química y petróleo unidos! Gracias Jesús Pérez por toda la ayuda que nos brindaste!

A mi equipo de trabajo, Bladimir, Romina y Carolina, de ustedes aprendí mucho, siete meses de convivencia, los voy a extrañar! Sé que serán excelentes profesionales, les deseo mucho éxito!

Y a nuestro asesor, Ing. José Rondón, gracias por la paciencia que nos tuvo, y por todo el apoyo que nos brindó durante el desarrollo de este trabajo.

Gracias a DIOS por todas las personas especiales que han llegado a mi vida!

*Dr. Salazar Matute, Laura Carolina*



---

## RESUMEN

Con este trabajo se pretende contribuir a la optimización del proceso de compresión del gas por etapas, y en particular, reducir el impacto negativo que se produce al ocurrir la separación flash de los compuestos pesados en los equipos de separación ligados al sistema, planteando para ello diversos esquemas que permitan la mayor recuperación de líquidos y de esta forma mejorar el rendimiento de la operación en una planta de compresión de gas natural.

La fase inicial de esta investigación se basó en el estudio de la operación de una planta compresora típica, recopilando información referente a la separación flash en los equipos de compresión por etapas. En la siguiente fase se definió la composición de la corriente de gas que interviene en dicho proceso, se identificó el esquema típico que caracteriza a las plantas compresoras de gas natural (caso base), y se evaluó tres escenarios propuestos, con el fin de optimizar el proceso de compresión del gas natural, desarrollándose estos bajo el entorno de simulación de procesos Hysys Plant 3.2, el cual amerita algunas propiedades del sistema a simular, como lo son: composición del gas, presión y temperatura de operación, parámetros de entrada y salida interetapas, entre otros. Y por último se diseñó un equipo de separación para el escenario 1.

Luego de analizar los parámetros obtenidos de los datos arrojados por el simulador Hysys 3.2, para cada uno de los escenarios propuestos, y el caso base, se determinó que el mejor esquema, basado en la optimización del proceso de compresión del gas, fue el planteado para el escenario tres.




---



---

**ÍNDICE GENERAL**

<b>Resolución</b>	<b>ix</b>
<b>Dedicatoria</b>	<b>v</b>
<b>Agradecimientos</b>	<b>ix</b>
<b>Resumen</b>	<b>x</b>
<b>Índice General</b>	<b>xvi</b>
<b>CAPITULO I. INTRODUCCIÓN</b>	<b>18</b>
<b>1.1 Planteamiento del problema</b>	<b>18</b>
<b>1.2 Objetivos</b>	<b>19</b>
<b>1.2.1 Objetivo general</b>	<b>19</b>
<b>1.2.2 Objetivos específicos</b>	<b>19</b>
<b>CAPITULO II. FUNDAMENTOS TEÓRICOS</b>	<b>20</b>
<b>2.1 CONCEPTOS BASICOS</b>	<b>20</b>
<b>2.1.1 Temperatura Crítica</b>	<b>20</b>
<b>2.1.2 Presión Crítica</b>	<b>20</b>
<b>2.1.3 Proceso Adiabático</b>	<b>20</b>
<b>2.1.4 Proceso Isentrópico</b>	<b>20</b>
<b>2.1.5 Proceso Politrópico</b>	<b>20</b>
<b>2.1.6 Proceso Isotérmico</b>	<b>20</b>
<b>2.1.7 Factor de Compresibilidad</b>	<b>20</b>
<b>2.1.8 Potencia de Freno</b>	<b>20</b>
<b>2.1.9 Espacio Muerto</b>	<b>20</b>
<b>2.1.10 Eficiencia de Compresión</b>	<b>21</b>
<b>2.1.11 Relación de Compresión</b>	<b>21</b>
<b>2.1.12 Potencia de Gas</b>	<b>21</b>
<b>2.1.13 Relación de Presión</b>	<b>21</b>

2.1.14	Eficiencia Volumétrica	21
2.2	<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>	21
2.2.1	Contenido de líquido	21
2.2.2	Contenidos de Sólidos	22
2.2.3	Corrosión	22
2.2.4	Tendencia al Ensuciamiento	22
2.2.5	Presión de entrada	22
2.2.6	Presión de descarga	23
2.2.6.1	Presión Normal	23
2.2.6.2	Presión Mínima	23
2.2.7	Presión de ajuste	23
2.2.8	Temperatura de entrada	24
2.2.9	Temperatura de descarga	24
2.3	<b>COMPRESORES</b>	25
2.3.1	Tipos de Compresores	25
2.3.2	Compresores Reciprocantes	26
2.3.3	Compresores Dinámicos	27
2.3.3.1	Centrífugos	27
2.3.3.2	Axiales	29
2.4	Plantas de compresión de gas natural (PCGN)	30
2.4.1	Causas principales de la caída del rendimiento de una PCGN.	31
2.4.2	Causas del venteo de gas natural en una PCGN	31
2.4.3	Contaminación atmosférica por el venteo de gas natural	31
2.4.4	Parámetros de campo a tomar en cuenta en la termodinámica del proceso de compresión	31
2.4.5	Selección adecuada de un compresor	32
2.4.6	Capacidad de un compresor	33

2.4.7	Control de capacidad de un compresor	33
2.4.8	Precauciones para compresores de aire	33
2.4.8.1	Peligro de aire comprimido	33
<b>2.5</b>	<b>ETAPAS DE PROCESO DE COMPRESION DEL GAS NATURAL</b>	<b>34</b>
2.5.1.	Definiciones de etapas de compresión	34
2.5.2.	Razones para diseñar el proceso de compresión por etapas	35
2.5.3.	Estructura típica de una planta compresora	36
2.5.3.1	Compresión por etapas	40
2.5.3.2	Número de etapas	41
2.5.3.3	Carga térmica de inter-enfriadores	42
2.5.4	Módulos funcionales de las plantas compresoras	42
<b>2.6</b>	<b>SEPARADORES</b>	<b>44</b>
2.6.1	Etapas de separación de petróleo y gas	44
2.6.2	Depuradores de gas	45
2.6.3	Separadores	46
2.6.4	Funciones de los separadores	46
2.6.5	Secciones de un separador	47
2.6.6	Procesos de separación	49
2.6.7	Clasificación de los separadores	50
2.6.8	Ventajas de un separador vertical en comparación a un separador horizontal	52
2.6.9	Desventajas de un separador vertical en comparación a un separador horizontal	52
2.6.10	Consideraciones y diseño de un separador	53
<b>2.7</b>	<b>EXTRACCION DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL</b>	<b>56</b>
2.7.1	Razones principales para implementar un proceso de recuperación de líquidos	56
2.7.2	Sección de extracción de líquidos.	57
<b>2.8</b>	<b>SIMULACION DE PROCESOS</b>	<b>57</b>

<b>2.8.1</b>	Aplicaciones de la simulación	<b>58</b>
<b>2.8.2</b>	Descripción del proceso del simulador de procesos Hysys.	<b>59</b>
<b>2.8.3</b>	Selección del paquete termodinámico.	<b>61</b>
<b>2.8.4</b>	Ecuación de estado analizada en el proceso de compresión interetapas, a través del simulador de procesos Hysys Plant.	<b>62</b>
<b>2.8.4.1</b>	Ecuación de estado de Peng – Robinson.	<b>62</b>
<b>2.8.5</b>	Entorno de la simulación integrada en Hysys Plant.	<b>65</b>
<b>2.8.6</b>	Uso de la herramienta	<b>65</b>
<b>2.8.7</b>	Equipos y sus condiciones de diseño y operación.	<b>65</b>
<b>2.8.8</b>	Etapas en la preparación de un caso con Hysys Plant.	<b>66</b>

### **CAPITULO III. DESARROLLO DEL PROYECTO** **67**

#### **3.1 IDENTIFICAR LOS ESQUEMAS TÍPICOS QUE CARACTERIZAN A LAS PLANTAS COMPRESORAS DE GAS NATURAL.** **67**

**3.2** Estudiar el comportamiento de las plantas compresoras típicas mediante el empleo de programas de simulación. **68**

**3.2.1** Simulador Ariel Compresor. **68**

**3.2.2** Simulación aplicando el programa HYSYS PLANT® **69**

**3.3** Evaluar el impacto negativo de la separación flash en el proceso de compresión por etapas en una planta típica compresora. **73**

#### **3.4 PROPONER ESQUEMAS DE OPERACIÓN EN UNA PLANTA COMPRESORA DE GAS NATURAL QUE MINIMICEN LOS PROBLEMAS DERIVADOS DE LA SEPARACIÓN FLASH.** **74**

**3.4.1** Escenario propuesto 1. **75**

**3.4.2** Escenario propuesto 2. **75**



3.4.3	Escenario propuesto 3.	76
<b>3.5</b>	<b>ELABORACIÓN DEL DISEÑO DE UN EQUIPO DE SEPARACIÓN DE LA PLANTA DE COMPRESIÓN EN ESTUDIO.</b>	<b>77</b>
3.5.1	Información mínima requerida para el dimensionamiento.	77
3.5.2	Definición de los criterios de diseño.	77
3.5.3	Distancia mínima permisible entre NBBL y el fondo del tambor.	78
3.5.4	Cálculo de la Velocidad permisible del flujo de vapor.	78
3.5.5	Cálculo del área vertical requerida ( $A_v$ ), para el flujo de vapor por encima de NAAL.	79
3.5.6	Dimensionamiento del tambor separador horizontal.	79
3.5.7	Evaluación de la capacidad de separación líquido-líquido y estimación final de las dimensiones del recipiente.	84
3.5.8	Cálculo de la bota decantadora.	86
3.5.9	Cálculo de otras áreas y distancias verticales dentro del tambor.	88
3.5.10	Dimensionamiento de las boquillas de entrada y salida.	90
<b>3.6</b>	<b>COMPARACIÓN DE LA EFICIENCIA ENTRE EL ESQUEMA ACTUAL QUE PRESENTAN LAS PLANTAS COMPRESORAS TÍPICAS Y EL ESQUEMA PROPUESTO.</b>	<b>92</b>

## **CAPITULO IV. DISCUSION DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

<b>4.1</b>	<b>IDENTIFICACION DE LOS ESQUEMAS TÍPICOS QUE CARACTERIZAN A LAS PLANTAS COMPRESORAS DE GAS NATURAL.</b>	
4.1.1	Composición, riqueza y condiciones de operación de la corriente de gas	93
4.1.2	Saturación de la corriente de gas con agua	95
4.1.3	Análisis en la formación de hidratos	96
4.1.4	Análisis Termodinámico del caso base (planta típica compresora de gas)	97

**4.2 EVALUACION DEL IMPACTO NEGATIVO DE LA SEPARACIÓN  
FLASH EN EL PROCESO DE COMPRESIÓN POR ETAPAS EN UNA  
PLANTA TÍPICA COMPRESORA.**

**98**

**4.3 ANÁLISIS DE LOS ESCENARIOS PROPUESTOS. 100**

**4.4 DISEÑO DEL SEPARADOR TRIFÁSICO. 102**

**4.5 COMPARACIÓN DE LA EFICIENCIA ENTRE EL ESQUEMA  
ACTUAL QUE PRESENTAN LAS PLANTAS COMPRESORAS TÍPICAS Y  
EL ESQUEMA PROPUESTO. 106**

**CONCLUSIONES**

**110**

**RECOMENDACIONES**

**111**

**BIBLIOGRAFÍA**

**112**

**APÉNDICES:**

**113**

**APENDICE**

**A:**

**114**

**A.1 Muestra de cálculos (Diseño de separador trifásico).**

**APENDICE B:**

**126**

**Tabla B.1:** Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares Vs.

Alturas de la cuerda.

**126**

**Tabla B.2:** Factores que dependen de las unidades usadas.

**127**

**Tabla B.3:** Propiedades físicas de componentes del gas natural y del gas condensado (Tomado de la GPSA)  
128

**APENDICE C:**

**Figura C.1** Identificación de niveles y dimensiones en un tambor separador vapor-liquido-liquido con bota decantadora.  
129

**APENDICE**

**D:**

130

**Tabla D.1:** Nomenclatura.

130

**APENDICE**

**E:**

137

**Tabla E.1** Hoja de Calculo (EXCEL).

137



---

## CAPITULO I

### INTRODUCCIÓN

#### **1.1planteamiento Del Problema.**

A pesar de los avances logrados en la producción de otras fuentes como la nuclear, solar, química, geotérmica, hidráulica y eólica, aun se sigue dependiendo, y en gran medida de los combustibles fósiles (hidrocarburos) por sus grandes fuentes de energía. Particularmente, el gas natural viene ganando importancia al ser unos de los combustibles de uso doméstico e industrial más económicos en la actualidad en materia energética, al no necesitar de transformación química para su utilidad y por ser menos nocivo al medio ambiente.

El desarrollo industrial, los acentuados incrementos de precios que ha presentado el petróleo en el mercado de los combustibles y la búsqueda de fuentes de energía que tengan un menor impacto ambiental, ha provocado que el gas se muestre como una oportunidad atractiva de inversión y a la vez, como un negocio muy rentable con enormes posibilidades de expansión dentro de la gran contienda energética mundial.

Una vez tratado, el gas natural pasa a un sistema de transmisión para poder ser transportado hacia la zona donde será utilizado. El transporte puede ser por vía terrestre, a través de gasoductos, o vía marítima a través de buques. Comparado a otras fuentes de energía, el transporte de gas natural es muy eficiente si se considera la pequeña proporción de energía perdida entre el origen y el destino. Los gasoductos

son uno de los métodos más seguros de distribución de energía pues el sistema es fijo y subterráneo.

En toda planta de compresión se tienen separadores de baja presión donde se retiran los líquidos recolectados como producto del enfriamiento ínter-etapa. Entre los problemas que atraviesan las plantas típicas compresoras se encuentra el de la separación flash en los trenes de compresión, lo que afecta directamente al proceso de compresión, ocasionando venteo de gases, problemas ambientales, y disminución de los caudales de transferencia, entre otros. En este proyecto se persigue proponer un diseño de esquema de separadores cuyo principal objetivo será solventar los problemas asociados a la separación flash que presentan en la actualidad las plantas típicas compresoras del gas natural.

## **1.2. Objetivos**

### **1.1.1. Objetivo General.**

Estudiar los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas compresoras típicas de gas natural.

### **1.1.2. Objetivos Específicos.**

1. Identificar los esquemas típicos que caracterizan a las plantas compresoras de gas natural.
2. Estudiar el comportamiento de las plantas compresoras típicas mediante el empleo de programas de simulación.
3. Evaluar el impacto negativo de la separación flash en el proceso de compresión por etapas en una planta típica compresora.

4. Proponer esquemas de operación en una planta compresora de gas natural que minimicen los problemas derivados de la separación flash.
5. Diseñar un equipo de separación perteneciente a un esquema propuesto.
6. Comparar la eficiencia de los esquemas propuestos con el esquema típico de una planta compresora de gas natural.



---

## CAPITULO II

### FUNDAMENTOS TEÓRICOS

#### 2.1 conceptos Basicos

##### 2.1.1 Temperatura Crítica

es la mayor temperatura a la cual el gas puede ser licuado.

**Presión Crítica:** es la presión de saturación a la temperatura crítica.

**Proceso adiabático:** proceso durante el cual no hay calor adicionado o removido del sistema.

**Proceso Isentrópico:** proceso donde la entropía se mantiene constante.

**Proceso Politrópico:** proceso en el cual no hay cambios en las características del gas durante la compresión.

**Proceso Isotérmico:** proceso en el cual no hay cambio de temperatura.

**Factor de Compresibilidad:** es la relación del volumen actual de un gas al volumen de un gas perfecto a las mismas condiciones.

**Potencia de Freno:** es el requerimiento total de la potencia incluyendo potencia del gas y todas las pérdidas por fricción mecánicas.

**Espacio Muerto:** (tolerancia) en un cilindro recíprocante es el volumen remanente al final del cilindro el cual no es recorrido por movimientos del pistón. Incluye el espacio entre el pistón y la cabeza al final de la carrera de compresión, espacio entre las válvulas, etc.; y es expresado como un porcentaje del desplazamiento del pistón en un recorrido. El espacio muerto puede ser diferente, para los dos extremos de un cilindro de doble actuación, en el cual se usa un valor promedio para describir el comportamiento total del cilindro.

**Eficiencia de Compresión:** es la relación del requerimiento de trabajo teórico (usando un proceso establecido) y el trabajo actual requerido a ser hecho sobre el gas a comprimir. Tomando en cuenta pérdidas por fuga internas y fricción así como variaciones del proceso termodinámico teórico.

**Relación de Compresión:** se refiere a la relación de los volúmenes dentro de un cilindro de motor recíprocante al comienzo y al final del recorrido de compresión. El valor nominal es igual al desplazamiento más el volumen de espacio muerto dividido entre el volumen de espacio muerto, pero el valor efectivo es algo menor, debido a la regulación de válvulas o de lumbrera.

**Potencia de Gas:** es el requerimiento actual de potencia para compresión a condiciones particulares, incluyendo todas las pérdidas termodinámicas, por fugas y por fricción del fluido, pero excluyendo las pérdidas por fricción mecánicas.

**Relación de Presión:** es la relación de la presión de descarga absoluta sobre la presión de entrada absoluta en cualquier ciclo de compresión



**Eficiencia Volumétrica:** es la relación, en porcentaje, del volumen (medido a las condiciones de entrada) entregado, sobre el desplazamiento del pistón de un compresor recíprocante. [1]

## **2.2. Propiedades De Los Fluidos.**

### **2.2.3. Contenido de líquido:**

La presencia de líquidos en la corriente gaseosa, usualmente es dañina a los compresores y deberá evitarse diseñando un sistema de entrada apropiado. Cuando el gas llega al compresor a condiciones de saturación, la especificación deberá indicarlo así, ya que esto algunas veces influye en la selección de los materiales, diseño del cilindro de enfriamiento y selección del cilindro de lubricación.

### **2.2.4. Contenidos de Sólidos:**

Partículas sólidas grandes en la corriente gaseosa pueden causar daños mayores en compresores de cualquier tipo. Partículas sólidas pequeñas, tales como desechos de soldadura, productos de corrosión, arena, etc., pueden dañar las válvulas y partes del revestimiento de los compresores recíprocantes. Cuando se prevea que algunos sólidos lleguen a un compresor bajo ciertas condiciones de operación (tales como polvo de catalizador, partículas de hierro, etc.), estas tienen que ser completamente descritas en la especificación del diseño.

### **2.2.5. Corrosión:**

Los constituyentes corrosivos en el gas deben ser identificados incluso para condiciones de operación transitorias. La sustancia corrosiva más común e importante en corrientes de refinería es el sulfuro de hidrógeno, aunque el cloruro de amonio, dióxido de sulfuro, amoniaco, cloruro de hidrógeno, dióxido de carbono y agua pueden llegar a ser significativos tanto en corrientes de gaseosas como en servicios de aire. El sulfuro de hidrógeno húmedo es un problema serio, específicamente en compresores centrífugos, ya que este puede causar agrietamiento corrosivo por tensión de componentes de acero altamente templado y endurecido.

### **2.2.6. Tendencia al Ensuciamiento:**

El ensuciamiento de las partes internas de un compresor ocurre como resultado del arrastre de sólidos finos y la polimerización.

### **2.2.7 Presión de Entrada:**

La presión de entrada debe especificarse como el valor más bajo para el cual se espera que el compresor trabaje de acuerdo al diseño. Cualquier variación en la presión de entrada que pueda ocurrir durante la operación normal tiene que ser especificada. Los compresores de aire deberán tener una tolerancia de 2 KPa (0.3 psi) para la caída de presión a través de la cubierta de entrada, cedazo, filtros y tuberías. La presión de entrada en los sistemas de procesos se controla frecuentemente modulando el flujo del compresor. El método de control deberá ser identificado en la Especificación del Diseño de la sección de diseño del servicio de compresión. El término “entrada” es preferido sobre su sinónimo de succión para el uso general de diseño de servicios de compresores.

## **2.2.8 Presión de Descarga:**

### **2.2.5.1. Normal**

La presión de descarga especificada o normal es aquella requerida en la brida de descarga del compresor o a la salida del eliminador de pulsaciones a la descarga; ósea, aquella requerida a la presión del recipiente aguas abajo más las caídas de presión permisibles por tuberías, intercambiadores, enfriadores, separadores de aceite, etc. El método para controlar la presión de descarga deberá establecerse en la Especificación de Diseño de la sección de diseño del servicio de compresión.

### **2.2.5.2. Mínima.**

La presión de descarga mínima que un compresor de desplazamiento positivo es capaz de producir está limitada normalmente por la graduación de la válvula de seguridad a la descarga. La presión de descarga máxima que un compresor dinámico puede producir está limitada por su capacidad de cabezal máximo, con una presión de entrada máxima.

### **Presión de Ajuste:**

La presión de ajuste es el máximo nivel de presión que puede ser alcanzado dentro del compresor después de que éste se dispare o antes que sea venteada manualmente la presión. Esto es sumamente importante para el diseño del compresor, por representar la máxima presión a la cual son expuestos los sellos del eje y el área de entrada del compresor. Esta presión normalmente es algo más alta que cualquier presión de operación de entrada y más baja que la presión de descarga, estando limitada, ya sea por una válvula de seguridad en el área de entrada del compresor, o

por la presión de equilibrio para el gas cuando éste alcanza temperatura atmosférica (durante una parada). Cuando se esté determinando la presión de ajuste de diseño se deberá asumirse que la válvula de bloqueo a la descarga o la válvula de retención a la descarga del compresor estará cerrada, de tal manera que la presión en este punto no estará presente dentro del compresor. Estableciendo una presión de ajuste alta, se minimiza la pérdida de gas, debido al disparo de la válvula de seguridad durante la parada; pero esto requiere de una presión de diseño alta para equipos y tuberías, incrementando así el costo.

### **2.2.5 Temperatura de Entrada:**

Debido a que la temperatura de entrada tanto la velocidad de flujo volumétrico como el requerimiento de cabezal para un determinado servicio de compresión, el rango completo tiene que ser especificado. Cuando se colocan intercambiadores en la línea de entrada, se justifica poner especial atención a la interacción intercambiador/compresor. Cuando la seguridad y operatividad del compresor dependen en alto grado de la actuación o rendimiento de un intercambiador a la entrada, deberían especificarse alarmas para la temperatura del gas de entrada.

### **2.2.6 Temperatura de Descarga:**

La temperatura de descarga del compresor está influenciada por la temperatura (absoluta) de entrada, la relación de presión, el valor del calor específico del gas, y la eficiencia de compresor. Esta afecta el diseño mecánico del compresor, la tendencia al ensuciamiento del gas, la selección de etapas y el diseño del enfriador de descarga, más el diseño mecánico de la tubería y el requerimiento de aislamiento. Sin embargo, ésta puede ser estimada únicamente durante la fase de diseño del servicio, debido a que la eficiencia del compresor actual no es conocida aún. [1]

## **2.3 COMPRESORES**

Los compresores mueven gases y vapores donde deben ser creadas grandes diferencias de presión. Estos son clasificados como *dinámicos* (centrifugo o axial) o *reciprocantes*.

### 2.3.1 Tipos de compresores

Los compresores **reciprocantes** usan pistones para "comprimir" gas a alta presión. Estos son comunes en los sistemas de manipulación de gas natural y otros sistemas a alta presión, pero de menor aplicación en procesos. Los compresores reciprocantes pueden producir muy grandes diferencias de presión, pero debido a que ellos producen un flujo intermitente, pueden requerir un tanque receptor grande para atenuar la intermitencia.

Los compresores **dinámicos** usan aspas rotatorias para impartir velocidad y presión a la corriente de fluido. Estos operan a altas velocidades y son accionados por turbinas de gas o vapor o por motores eléctricos. Los compresores dinámicos tienden a ser más pequeños y ligeros (y por lo tanto menos costosos) que las máquinas reciprocantes para el mismo servicio.

Los gases entran a un compresor axial a través de una boquilla de succión y es direccionada hacia la primera etapa del impulsor mediante un conjunto de ranuras guía. Las aspas presionan al gas hacia el interior de la sección del difusor donde la velocidad del gas es disminuida y la energía transferida desde las aspas es transformada en presión.

En un compresor de múltiples etapas, el gas luego encuentra otro conjunto de ranuras guía y el paso de compresión es repetido.

### 2.3.2 Compresores Reciprocantes

Funcionan con el principio adiabático mediante el cual se introduce el gas en el cilindro por las válvulas de entrada, se retiene y comprime en el cilindro y sale por las válvulas de descarga, en contra de la presión de descarga. La válvula de entrada se abre cuando el movimiento del pistón ha reducido la presión por debajo de la presión de entrada en la línea.

La válvula de descarga se cierra cuando la presión acumulada en el cilindro deja de exceder la presión en la línea de descarga luego de completar el golpe de descarga previniendo de esta manera el flujo en sentido reverso.

Los compresores reciprocantes pueden ser del tipo lubricado o sin lubricar. Si el proceso lo permite, es preferible tener un compresor lubricado, porque las piezas durarán más, sin embargo, estas máquinas son sensibles al arrastre de líquido, debido a la destrucción de la película lubricante. Estos compresores rara vez se emplean como unidades individuales, salvo que el proceso requiera funcionamiento intermitente.

Los compresores reciprocantes compiten con el resto de los compresores excepto con los compresores centrífugos y axiales a flujos muy grandes. Se encuentran disponibles para capacidades por debajo del rango de flujo económico de los compresores centrífugos, son mucho menos sensibles a la composición de los gases y a sus propiedades cambiantes que los compresores dinámicos.

En servicios continuos se requieren múltiples unidades para impedir paradas de plantas debido al mantenimiento, ya que los costos de mantenimiento son de dos a tres veces mayores que los costos para compresores centrífugos en la figura (1) se puede apreciar la vista externa de un compresor reciprocante.



**Figura 1. Compresor Reciprocante**

### **2.3.3. Compresores Dinámicos.**

En un compresor dinámico, el aumento de presión se obtiene comunicando un flujo de gas, cierta velocidad o energía cinética, que se convierte en presión al desacelerar el gas, cuando este pasa a través de un difusor. En este tipo de compresores tenemos los Centrífugos y los Axiales.

#### **2.3.3.4 Centrífugos:**

En los compresores centrífugos, el desplazamiento del fluido es esencialmente radial. El compresor consta de uno o más impulsores y de números de difusores, en los que el fluido se desacelera. El fluido aspirado por el centro de una rueda giratoria, ojo del impulsor, es impulsado por los álabes de ésta y debido a la fuerza centrífuga, hacia los canales del difusor. Después que la energía cinética se ha convertido en presión, el fluido es conducido hacia el centro del próximo impulsor y así sucesivamente.

Las velocidades de funcionamiento son bastantes altas comparadas con otros compresores. La gama comprendida entre 50.000 – 100.000 r.p.m. es bastante frecuente en industrias aeronáuticas y especiales donde el peso es un factor dominante. Los compresores centrífugos, con velocidades próximas a las 20.000 r.p.m. suele ser la gama comercial más común, aún cuando están fabricando con velocidades un tanto mayores.

Debido a las elevadas velocidades con que se construyen los compresores dinámicos de tamaño medio, se utilizan cojinetes amortiguadores inclinados o abiertos en lugar de los rodillos, que son los que se incorporan a los compresores de desplazamiento.

El caudal mínimo de un compresor centrífugo, está limitado principalmente por el flujo de la última etapa.



**Figura 2: Compresor Centrífugo.**

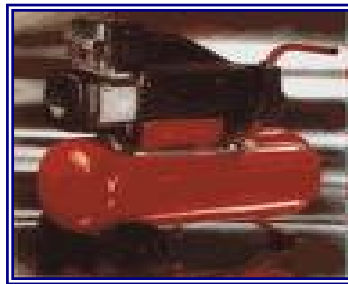
#### **2.3.3.5. Axiales:**

Se caracterizan, y de aquí su nombre, por tener un flujo axial en forma de paralela al eje. El gas pasa axialmente a lo largo del compresor, que a través de hileras alternadas de paletas, estacionarias y rotativas, comunican cierta velocidad del gas o energía, que después se transforma en presión. La capacidad mínima de este tipo de compresores, viene a ser del orden de los 15 metros cúbicos por segundo.



Utilizan un tambor de equilibrio para contrarrestar la reacción o empuje axial. Debido a su pequeño diámetro y para un mismo tipo de trabajo, funcionan a velocidades más elevadas que los compresores centrífugos. Estas velocidades son superiores a un 25% aproximadamente.

Se destinan a aquellas aplicaciones, en que es preciso disponer de un caudal constante a presiones moderadas. Los compresores axiales son más adecuados, para aquellas plantas que precisen grandes y constantes caudales de aire. Una aplicación muy frecuente es el soplado de altos hornos. Normalmente se utilizan para capacidades alrededor de los 65 metros cúbicos por segundo y para presiones efectivas de hasta 14 bar.



**Figura 3: Compresor Axial.**

### **2.3. Plantas De Compresion Del Gas Natural (Pcgn).**

Son instalaciones, que en el caso de la industria petrolera reciben gas de las estaciones de producción, para elevar su presión por medio de compresores hasta un nivel mayor, para su posterior utilización; entre ellas cuentan, la transmisión hasta las estaciones de entrega o de medición y regulación, disposición en yacimiento o inyección en proyectos de recuperación o en proyectos de recuperación secundaria. Las plantas compresoras elevan la presión del gas de 40 y 500 psig provenientes de las estaciones de producción hasta un nivel de 5800 a 6500 psig para luego ser

inyectado a diferentes pozos asociados al complejo con fines de recuperación secundaria.

Las plantas compresoras están constituidas fundamentalmente por motocompresores y/o turbinas. Estas maquinas pueden succionar gas a uno o varios niveles de presión y pueden descargar igualmente a varios niveles de presión.

Los compresores pueden trabajar en base a un motor de combustión interna (reciprocante) o por medio de turbinas (centrífugos), para poder crear la presión que empuje al gas dentro de las líneas de distribución y/o transmisión. Actualmente se refiere el uso de compresores centrífugos manejados por turbinas, que operan en forma automática, con el fin de minimizar la supervisión operacional. Gran cantidad de compresores utilizan en el sistema de reparto una pequeña cantidad de gas, como combustible de sus propias líneas.

Una PCGN, es toda instalación localizada en tierra (baterías) o en alta mar (plataformas marinas), cuya finalidad es comprimir el gas producido por los reservorios aledaños para alguno de los siguientes fines:

- a.** Generar el ascenso de petróleo en aquellos pozos que producen gas asociado.
- b.** Inyectarlo a dichos pozos para mantener su presión.
- c.** Venderlo a aquellas plantas procesadoras de gas para su posterior venta como combustible de uso doméstico, para procesos industriales o para generar energía eléctrica en centrales termoeléctricas.

#### **2.4.1. Causas principales de la caída del rendimiento de una PCGN.**

- Caída de la eficiencia total de las unidades de compresión.
- Envejecimiento de la superficie interna de las tuberías de gas por la condensación de los líquidos que contienen, y que también les produce corrosión interna.

#### **2.4.2. Causas del venteo de gas natural en una PCGN.**

- Fundamentalmente, la falta de capacidad de compresión de las unidades de compresión.
- También se ventea gas porque los pozos producen inesperadamente más gas de lo normalmente esperado, habiendo así un exceso que desafortunadamente debe ser venteado.

#### **2.4.3. Contaminación atmosférica por el venteo de gas natural.**

Viene a ser un fenómeno natural o provocado, intencionalmente o no, que incide en la composición normal físico-química y biológica de la atmósfera, haciéndola hostil a las actividades humanas en sus múltiples facetas y a la vida misma

#### **2.4.4. Parámetros De Campo A Tomar En Cuenta En La Termodinámica Del Proceso De Compresión:**

- a. Caudal de gas producido.
- b. Caudal de gas venteado.
- c. Presión de salida del gas en la última etapa de compresión.
- d. Caudal de gas desplazado.

- e. Adecuada De Un Compresor.

#### **2.4.5. Selección**

A continuación se mencionan, algunas ideas para la correcta selección de un compresor, también se describirá algo sobre su utilización e instalación:

- a. El uso que se va a destinar y aquellos otros requerimientos relativos a presión, aire exento de aceite, etc.

- b. Máxima y mínima demanda de aire, variaciones estacionales, desarrollo futuro previsto, etc.

- c. Condiciones ambientales; los factores que hay que considerar aquí son: temperaturas extremas, grado de contaminación del aire, altitud, etc.

- d. Clase de edificación en la que se va a instalar el compresor; los factores a considerar son limitaciones al espacio, cargo que puede soportar el sólido, limitaciones en la vibración, etc.

- e. Cuál es el costo de la energía.

- f. Qué cantidad de calor puede recuperarse.

- g. Que limite de disponibilidad de potencia existe.

- h. Que limitaciones de ruido hay.

- i. Continuidad o intermitencia en la necesidad de aire.

- j. Considerar si el costo de una parada es aceptable.

k. Que experiencia tiene tanto el usuario como el personal de mantenimiento.

#### **2.4.6 Capacidad De Un Compresor:**

Es la cantidad de gas liberado cuando opera a presiones de entrada y salida específicas. La capacidad es medida en volumen a las condiciones de presión, temperatura, composición del gas y contenido de humedad a la entrada del compresor.

#### **2.4.7. Control de capacidad de un compresor.**

La capacidad de un compresor debe regularse, ajustándose así al consumo real del sistema. Generalmente, es la presión de descarga la que se toma como variable de control. El tipo de control a seleccionar, dependerá de las características del compresor, de la unidad de accionamiento y del sistema o red de distribución. Dependerá también de la gama de control requerida.

Dicho control puede ser manual o automático. De una forma más generalizada, los controles de los compresores pueden ser continuos (variación de la velocidad, de estrangulación de la aspiración) o discontinuo. El arranque en vacío del compresor, debe preverse en aquellos casos, en los que el par de la unidad de accionamiento, no sea lo suficiente como para acelerar al compresor con carga.

#### **2.4.8. Precauciones Para Compresores De Aire.**

El aire comprimido es muy útil en el área del trabajo, pero puede ser peligroso si no se usa correctamente.

### **2.4.9. Peligros Del Aire Comprimido.**

- a) Un golpe de viento a menos de 40 lpc desde 4 pulgadas del oído puede causar daño al cerebro.
- b) Tan poco como 12 lpc puede sacar un ojo de la cuenca.
- c) Aire puede entrar al ombligo por la ropa y puede inflar y romper el intestino.
- d) Dirigido hacia la boca, el aire comprimido puede reventar a los pulmones.

Las sugerencias que siguen reducen el riesgo de las heridas durante el uso del aire comprimido:

- a. Examine todo tipo de manguera, y conexiones, y equipos para asegurarse de que estén en buenas condiciones antes de aumentar la presión.
- b. Nunca apunte la boquilla de la manguera de aire al cuerpo de una persona o así mismo.
- c. Nunca mire adentro de una manguera de aire comprimido.
- d. Nunca use el aire comprimido para sacudirse así mismo o a su ropa.
- e. Con las mangueras no se juega.
- f. Nunca doble la manguera para cortar la presión del aire, mejor cierre la válvula.
- g. Cuando está usando el aire para la limpieza, asegúrese que la presión no mida más de 30 lpc.
- h. Siempre use protección del ojo en el uso del aire comprimido

## 2.5. Etapas De Proceso De Compresion Del Gas Natural.

### 2.5.1. Definiciones De Etapas De Compresión.

El término “etapa de compresión de proceso” describe el paso de compresión entre dos niveles de presión adyacentes en un sistema de proceso. La “etapa de compresión del proceso” puede ser ejecutada por una o más “etapas del compresor”.

Las presiones creadas por los compresores que funcionan en los esquemas tecnológicos industriales son bastantes altas. Sin embargo, es muy difícil obtener una alta etapa de compresión; para lograrlo, necesariamente hay que enfriar el gas lo más intenso posible en el proceso de compresión, y luego, efectuar la compresión en las etapas sucesivamente unidas, realizando el descenso de la temperatura del gas en los enfriadores conectados en el flujo entre las etapas. Un esquema de principio del proceso de compresión por etapas se muestra en la siguiente figura:

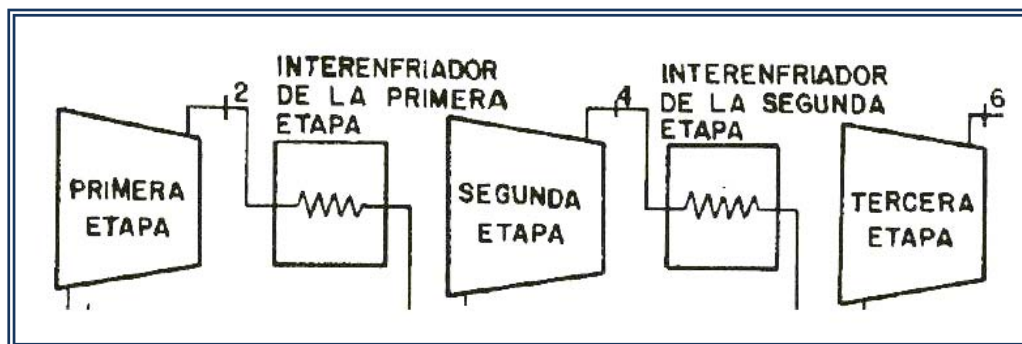


Figura 4. Esquema de un proceso de compresión por etapas.

### **2.5.2. Razones Para Diseñar El Proceso De Compresión Por Etapas.**

Los servicios de compresión de alta relación de presión comúnmente se separan en etapas de compresión múltiples y casi siempre incluyen enfriadores entre etapas a fin de remover el calor generado en la compresión. La compresión se lleva a cabo por etapas, por las siguientes razones:

**a.** Para limitar la temperatura de descarga de cada etapa a niveles que sean seguros desde el punto de vista de limitaciones mecánicas o tendencia de ensuciamiento del gas.

**b.** Para tener disponibles corrientes laterales, en la secuencia de compresión a niveles de presión intermedia, tales como los sistemas de los procesos de refrigeración.

**c.** Para aumentar la eficiencia total de compresión (a fin de obtener una reducción en potencia) manteniendo la compresión tan isotérmica como sea posible, optimizando la inversión adicional en enfriadores interetapas y los costos de operación del agua de enfriamiento contra el ahorro de potencia. Esto es un factor significativo en compresiones de aire en plantas y en compresiones de aire para procesos de gran capacidad.

**d.** Para enfriar las entradas a las etapas y de esta manera reducir los requerimientos de cabezal de compresión total, suficientemente a fin de reducir el número de etapas de compresión requeridas. Esto da como resultado compresores más compactos y de costos de construcción más bajos.

**e.** Para fijar el aumento de presión por etapas a las limitaciones de presión por etapas diferencial del tipo de maquinaria: Limitaciones en carga de empuje axial en los compresores centrífugos, limitaciones de tensión en la varilla del pistón.



### **2.5.3. Estructura Típica De Una Planta Compresora.**

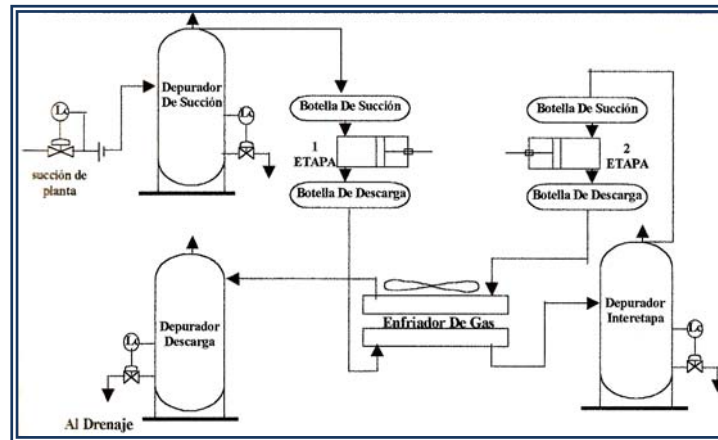
Una planta compresora esta normalmente formada por una o más unidades compresoras, accionadas cada una de estas por un motor que normalmente es de combustión interna (diesel y gas) aunque ocasionalmente se pueden encontrar eléctricos. Generalmente las unidades moto-compresoras se instalan en el interior del edificio diseñado para proteger las unidades de la acción del medio ambiente y a la vez facilitar las tareas de operación y mantenimiento de las mismas.

Las unidades compresoras generalmente constan de una o más etapas, no excediéndose normalmente las 5 etapas. La disposición de las unidades es tal que en caso de fallar una de ellas las otras pueden continuar trabajando, arreglo conocido como paralelo. Este arreglo en paralelo es explotado exhaustivamente en el diseño de toda una planta compresora, no solamente a nivel de la planta misma sino también a nivel de las unidades mismas, así de ser necesario se puede prescindir de una misma unidad compresora sin que por eso se tenga que detener la unidad como un todo.

Una planta compresora puede recibir simultáneamente corrientes de gas a diferentes presiones. Estas corrientes antes de ser alimentadas son medidas al entrar y después de la conexión al quemador. Las corrientes medidas son depuradas, en recipientes que se encargan de retener las partículas líquidas y sólidas que arrastra el gas natural, pasando enseguida a los respectivos cabezales de succión donde son distribuidas hacia las distintas unidades. El gas comprimido que abandona los cilindros compresores es enviado hacia los enfriadores respectivos de cada unidad, desde donde el gas enfriado pasa al cabezal de descarga respectivo.

Durante el enfriamiento de la corriente de gas, parte de los componentes pesados condensan como pequeñas gotas que quedan en suspensión en el seno de la corriente de gas, por lo que el gas antes de ser enviado al cabezal de succión de la próxima etapa es circulado a través de un depurador de Inter-etapas donde se le

remueve el líquido condensado, ver figura 5 (Diagrama esquemático de una planta compresora).

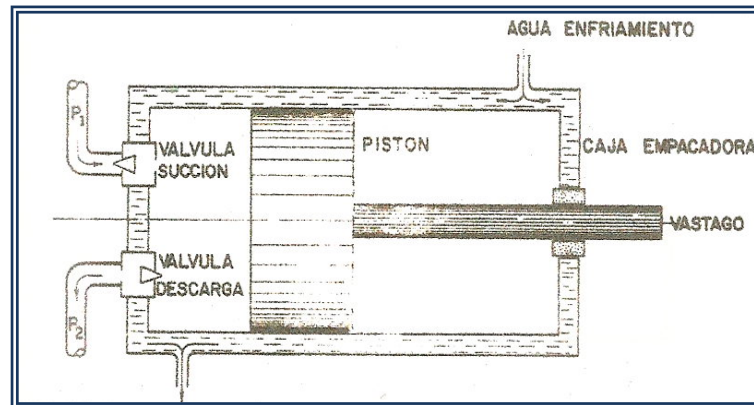


**Figura 5. Diagrama esquemático de una planta compresora.**

La operación de compresión es de naturaleza cíclica, es decir, el gas es tomado del nivel inferior de presión en cantidades fijas, es comprimido, luego descargado en el nivel superior de presión después de lo cual el mecanismo compresor admite un nuevo volumen de gas a baja presión para reiniciar el ciclo descrito. Se ha hablado de mecanismos compresores para indicar que la naturaleza de la operación es la misma sin importar el que este mecanismo sea un compresor de desplazamiento o dinámico. Los cuales se diferencian entre sí por sus aspectos operacionales o de construcción, pero no por la naturaleza de la operación de compresión misma. Sin embargo, las discusiones que siguen a continuación y a fin de concretar ideas y facilitar la espiración nos referimos a compresores de desplazamiento (de pistón), posteriormente los resultados se generalizan para englobar otros tipos de compresores.

Los compresores de pistón están constituidos por uno o varios cilindros compresores, los cuales se encuentran estructurados de forma similar a los mostrados en la Figura 6, estos tienen en su interior un pistón que se ajusta a las paredes del

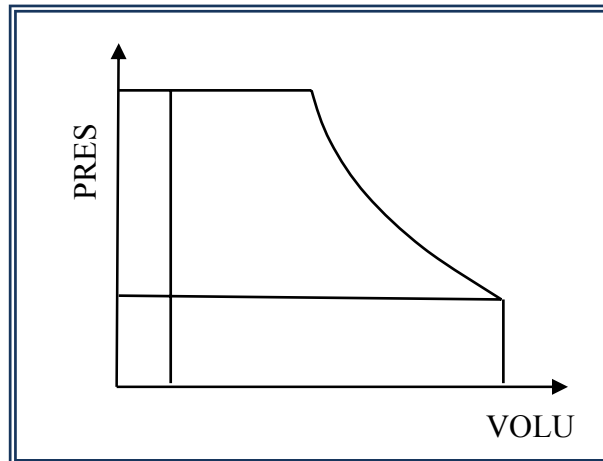
cilindro, el cual es accionado por un vástago el cual a su vez está conectado a un cigüeñal el cual controla la dirección del movimiento del pistón.



**Figura 6. Cilindro compresor típico de acción simple.**

El ciclo de compresión de la figura 7 comprende cuatro etapas, en la primer, el gas proveniente a una fuente de baja presión es admitido a través de la válvula de succión a la presión  $P_1$  y a la temperatura  $T_1$  existen en la línea de succión, al mismo tiempo que el pistón se mueve, hacia la cara posterior del cilindro. Tan pronto como el pistón alcanza la cara posterior del cilindro, este (el cilindro) queda lleno de un volumen de gas  $V_1$  a una presión  $P_1$  igual a la existente en la línea de succión, en este momento el pistón invierte la dirección de su movimiento bajo la acción del cigüeñal (no representado) y se da inicio a la segunda etapa del ciclo, en la cual el pistón actúa sobre el volumen de gas  $V_1$  encerrado inicialmente comprimiéndolo de forma reversible desde la presión inicial  $P_1$  hasta la presión  $P_2$ . Simultáneamente con el incremento de presión que experimenta el gas durante esta etapa se produce un aumento de su temperatura hasta un valor  $T_2$ , tan pronto como la presión del gas en el inferior del cilindro alcanza un valor  $P_2$ , igual al que existe en la línea de descarga, se inicia la tercera etapa, la válvula de descarga se abre para dar paso al volumen de gas  $V_2$ , contenido por el cilindro, el pistón se continua moviendo hacia la cara

anterior del cilindro desplazado a presión constante  $P_2$  y a través de a válvula de descarga el volumen de gas comprimido  $V_2$ .



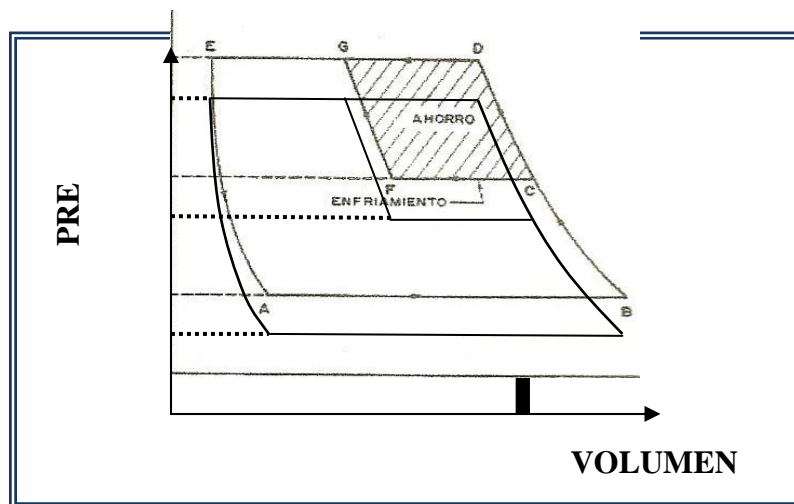
**Figura 7. Ciclo de compresión idealizado sin volumen muerto.**

#### **2.5.4 Compresión por etapas.**

A medida que se incrementa la relación de compresión, más elevada resulta la temperatura del gas en la descarga de los cilindros compresores. Sin embargo, no es este el único problema que acarrea la compresión de gas bajo altas relaciones de compresión, a medida que se incrementa la relación de compresión mayores son los esfuerzos de compresión y tensión que deben soportar los vástagos que accionan los pistones de los cilindros compresores y quizás lo más importante, menos es la eficiencia con que es aprovechado el trabajo empleado en la realización del ciclo de compresión. Luego a fin de minimizar o mejorar los efectos de:

- a) Altas temperaturas de descarga.
- b) Esfuerzos de tensión y compresión sobre los vástagos.
- c) Economía en el consumo de potencia.

La relación de compresión total se reparte entre dos o más etapas de compresión entre las cuales se intercalan enfriadores a fin de reducir la temperatura de la corriente de gas que abandona una etapa y llevarla hasta un nivel aceptable antes de que sea succionada por la siguiente etapa. Este efecto puede observarse en la figura 8, donde de haberse comprimido hasta  $P_2$  el volumen admitido a  $P_1$ , en una sola etapa de compresión se debería emplear el trabajo indicado por el área ABDE, la cual resulta apreciablemente mayor que el trabajo total de compresión sea repartida en dos etapas, con una compresión intermedia  $P_i$  de descarga de la primera etapa y de succión de la segunda etapa y un paso intermedio de enfriamiento a presión constante tal como se muestra a lo largo de la trayectoria FC. El efecto combinado de interenfriamiento y compresión por etapas da como resultado un ahorro neto de trabajo equivalente al área rayada CDQF.



**Figura 8. Efectos de la compresión por etapas.**

### 2.5.4.1 Número de etapas:

Para fijar el número de etapas, en la práctica se hace uso de las siguientes normas, como una primera aproximación:

Para  $R_c < 5$  : Una sola etapa.

Para  $R_c \geq 5$  : Dos etapas.

Para  $R_c \geq 25$  : Tres etapas.

**Donde:**  $R_c = P_2/P_1$  = La relación entre la presión de salida y de la entrada.

Una vez calculadas las presiones de descarga de cada una de las etapas intermedias se ha de verificar en primer lugar las temperaturas de descarga haciendo uso de la siguiente ecuación (Temperatura de descarga):

$$T_2 = T_1 \times \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\left( \frac{\kappa - 1}{\kappa} \right)}$$

Si una vez calculadas las dichas temperaturas alguna resulta superior o muy próxima a los 30°C se debe reducir la relación de presiones para la etapa respectiva y recalcular de nuevo hasta conseguir una temperatura de descarga razonable y al menos en el rango de 200-250°F.

### 2.5.4.2 Carga térmica de Inter-enfriadores:

Real importancia, la que presenta el enfriamiento de la corriente de gas que pasa de una etapa de compresión a otra, desde el punto de vista de ahorro en la magnitud de trabajo requerido para elevar desde un nivel de menor a otro de mayor presión, respecto a un volumen de gas dado.

Este enfriamiento normalmente se lleva a cabo en Inter-cambiadores de calor los cuales han sido diseñados con el fin de transferir desde la corriente de gas caliente al medio de enfriamiento la mayor cantidad posible de calor a fin de reducir la temperatura de la corriente de gas desde los 250 °F ó más, hasta los 100 ó 120 °F, dependiendo del medio de enfriamiento utilizado.

Estos medios de enfriamiento esencialmente son dos: aire y agua, en el caso del aire la temperatura de diseño de salida es generalmente del orden de 120° F, para el caso de en que se utilice agua como medio de enfriamiento esta temperatura es regularmente de 100° F.

#### **2.5.5. Módulos funcionales de las plantas compresoras:**

**a) Depurador general de succión:** este dispositivo tiene como función extraer los hidrocarburos condensables del gas a la entrada de las unidades motocompresoras. Para retirar así la mayor cantidad de liquido posible del gas al proceso.

**b) Depurador de succión:** este equipo extrae los líquidos contenidos en el gas residuo del primer depurador y esta justo antes de la primera etapa de moto-compresor.

**c) Moto-compresor:** está compuesto por un motor y un compresor. Existen dos tipos de moto-compresores: los reciprocantes y los centrífugos. La diferencia entre estos radican en el movimiento que realiza el equipo al comprimir el gas. En los primeros, se utiliza un compresor reciprocante de desplazamiento positivo. En los centrífugos, el eje del compresor tiene un movimiento circular, también es llamado compresor de tornillo.

**d) Sistema de lubricación:** está compuesto por bombas de aceite y tuberías que le inyectan aceite a presión al motor y al compresor para disminuir el roce entre las partes mecánicas.

**e) Sistemas de enfriamiento:** son conductos y bombas de agua que ayudan a mantener en un rango la temperatura del moto-compresor.

**f) Enfriador por aire:** es un enfriador equipado con una serie de tuberías aletadas y ventiladores, dispuestos de manera que se logre una alta transferencia de calor entre el aire y las tuberías, para disminuir la temperatura del gas comprimido del agua de enfriamiento y de aceite del motor.

**g) Depuradores de descarga inter-etapas:** son depuradores cuya función es acumular los hidrocarburos condensados que se generan al bajar la temperatura del gas manteniendo su presión. Existen tantos depuradores de descarga, como etapas de compresión tenga la unidad.

**h) depuradores general de descarga:** la etapa final de compresión de todas las unidades motocompresoras que conforman la planta compresora.

El sistema de compresión no estaría completo sin la presencia de otros sistemas que asisten y complementan el funcionamiento de estas plantas, ellos son:

**a) Sistemas de gas combustible:** integrado por un depurador e intercambiadores de calor, para suministrar combustible “seco” a los equipos que lo requieran a una temperatura aceptable.

**b) Sistema de inyección de químicos:** inyectar anticorrosivo evita el aumento de los niveles de corrosión del sistema, también se le llama proceso de endulzamiento. Este sistema tiene una división que corresponde a la inyección de química anticongelante (Metanol) al sistema de gas combustible, se realiza para evitar el congelamiento producto de la caída de presión y la inyección de secuestrante de sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ) al gas de proceso.



c) **Sistema de venteo:** es un sistema de seguridad cuyo objeto es quemar el excedente de gas que en ocasiones se produce en alguna etapa del proceso de compresión. Esta provisto de líneas de venteo que dirigen el gas a un despojador de liquido donde libera al gas de humedad para luego enviarlo a los mecheros.

d) **Sistema de aire para instrumentos:** mantiene la operación de válvulas e instrumentos de los equipos utilizando compresores de aire.

e) **Sistema de drenaje de condensado:** tiene como función drenar los condensados provenientes de la depuración del gas realizada en cada uno de lo depuradores, con el fin de ser enviados al sistema de recolección, y a su vez proteger los cilindro compresores de la presencia de liquido. [1]

## 2.6. Separadores

### 2.6.1. Etapas de separación de petróleo y gas.

Cuando los fluidos producidos por el pozo fluyen a través de más de un separador, es decir, a través de separadores puestos en serie, los separadores son referidos como etapas de separación, las cuales dependerán de la presión con la cual el crudo proveniente de cada pozo, haga su entrada a la estación de flujo. Las etapas de separación de petróleo y gas (comúnmente denominadas trenes de separación) están definidas como una serie de separadores operando a presiones que son reducidas secuencialmente. El líquido es descargado de un separador de alta presión al próximo separador de más baja presión. El propósito de esta separación por etapa es obtener el máximo recobro de líquidos hidrocarburos proveniente de los fluidos de los pozos y proveer la máxima estabilización de líquido y gas.

En una instalación de separadores multietapas ocurren dos procesos de liberación de gas. Estos son la separación instantánea o flash y la separación diferencial. La separación instantánea se lleva a cabo cuando se reduce la presión en el sistema permaneciendo en contacto el liquido y el gas durante tal disminución, a

través de este proceso se obtiene el máximo de gas y el mínimo de líquido, y se presenta cuando los fluidos del pozo fluyen a través de la formación, tuberías, choques, reguladores de presión y líneas de superficie. La liberación diferencial se origina cuando el gas que se encontraba en solución en el crudo y el que permanece libre con él, es removido del contacto con el líquido durante la reducción de presión en el sistema, a través de este proceso se obtiene el máximo de líquido y el mínimo de gas, y se presenta cuando el fluido pasa a través de un separador, donde el petróleo y el gas son separados y descargados por separados.

### **2.6.2. Depuradores de Gas:**

Son equipos fundamentales en el proceso previo a la distribución del gas fuera de la estación. Estos pueden definirse como recipientes a presión, que se utilizan básicamente para remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa, proveniente del tren de separación.

Los depuradores son separadores no convencionales, que no poseen capacidad para hacer una separación gas/líquido eficiente, cuando los volúmenes de líquidos son muy altos. También es función de este recipiente recoger el líquido proveniente de cualquier mal funcionamiento de los separadores.



**Figura 9. Depuradores Interetapas de compresión.**

### **2.6.3. Separadores:**

Los separadores de gas petróleo constituyen la primera instalación de procesamiento del fluido obtenido del pozo. El fluido que se obtiene de un pozo de petróleo, normalmente es de carácter multifásico en el que encuentran mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. La separación físicas de dichas fases representan una operación fundamental en la separación, procesamiento y tratamiento del crudo y del gas, y para ello en las áreas de producción se utilizan los separadores gas liquido, los cuales separan el gas del petróleo y del agua.

### **2.6.4. Funciones de los separadores:**

- La energía del fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace posible que la separación inicial se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales las cuales actúan sobre esos fluidos.
  - La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.
  - Las fases líquidas y gaseosas; luego debe ser separadas no pueden volverse a poner en contacto.
  - Las salidas del líquido deben estar provistas de controles de presión y nivel.
  - Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben en lo posible tener las provisiones para la remoción de los mismos.

- El separador requiere de válvulas de alivio para evitar presiones excesivas.
- El separador debe poseer manómetros, termómetros y controles de nivel.
- Es conveniente que cada recipiente posea boquillas para inspección.

#### **2.6.5. Secciones de un separador:**

Los separadores poseen cuatro secciones en las cuales ocurren las distintas etapas de separación. Estas secciones son las siguientes:

- **Sección de separación.**

Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce en una separación inicial.

- **Sección de las fuerzas gravitacionales.**

Las fuerzas de gravedad dominan el proceso de separación. Las gotas de líquido están bajo la influencia de varias fuerzas, siendo las principales: las fuerzas de gravedad y las originadas por el movimiento del gas. La velocidad del gas debe ser menor a la velocidad crítica para que el movimiento de las gotas sea controlado por las fuerzas de gravedad. Sin embargo, cuando las velocidades están por encima de la crítica, las fuerzas dominantes son las originadas por el movimiento del gas. Por lo tanto, cuando se diseña esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor que la crítica. Esto, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas de líquido y no sean arrastradas por el gas.

- **Sección de extracción de neblina.**

Aquí se separan las minúsculas partículas de líquidos que aun contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente del gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación.

- **Sección de acumulación de líquido.**

Los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador. Por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, especialmente cuando el flujo es intermitente. Esta sección posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación de separación.



**Figura 10: Secciones de un Separador.**

#### **2.6.6. Procesos de separación.**

En el caso de mezclas gas-líquido, la mezcla de estas fases entra al separador y, si fuese diseñado con deflector, choca contra este aditamento (añadidura) interno

ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases.

Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, en donde actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección proporciona el tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas. En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas cualquiera que éstas sean, se necesita de disponer de un tiempo de residencia mucho mayor, dentro del tambor separador, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada, y la ‘flotación’ de una fase líquida más liviana.



**Figura 11: Separador Horizontal por Gravedad.**

### 2.6.7 Clasificación de los Separadores:

Los separadores pueden ser clasificados de diversas maneras, entre ella se encuentran:

#### a) Según su aplicación

- **Separador de prueba:**

Es utilizado para separar y medir los fluidos provenientes del pozo. Estos pueden estar permanentemente instalados o ser portátiles, además pueden estar equipados con diferentes tipos de instrumentos para la medición de petróleo, gas y agua, para pruebas de potencial, pruebas de producción periódicas, pruebas de pozos marginales, etc.



**Figura 12: Separador de Prueba.**

- **Separador de producción:**

Es utilizado para separar los fluidos producidos provenientes de un pozo o un grupo de pozos a través de la línea general del múltiple de producción.



**Figura 13: Separador de Producción.**

- **Separadores horizontales con bota decantadora:**

Se usan cuando la cantidad de fase líquida pesada a contener por el separador es bastante pequeña (muy poco tiempo de residencia y/o muy bajos flujos de fase líquida pesada).

En este tipo de separadores, el criterio primordial de diseño es que la fase líquida liviana esté libre de gotas de líquido pesado. Cuando se inicia el diseño de un separador vapor-líquido-líquido, son los primeros a tratar de diseñar, ya que ahorran costos al no poner en el cilindro principal el volumen del líquido pesado, ahorrando diámetro (y longitud también), en el cuerpo principal del recipiente, teniendo un costo extra por tener la bota decantadora, pero este costo es menor que si se tuviera la fase líquida pesada dentro del cuerpo principal del separador.

En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de interfase líquido-líquido en la bota decantadora. (Debe recordarse que el control de nivel de interfase es más difícil y, a veces, menos confiable que el control de nivel gas-líquido).



El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador. El volumen de operación (en estos casos, casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora.

**a) Clasificación según su forma:**

- **Separadores Cilíndricos:**

Son aquellos que presentan geometrías en su cuerpo y son las más comúnmente usados en la industria petrolera

- **Separadores Esféricos:**

El separador esférico fue diseñado para producir el uso máximo de todas las formas conocidas y ayudar a la separación de petróleo y gas, es decir, gravedad, velocidad baja, fuerza centrífuga y contacto con la superficie. Por la forma de su cuerpo son difíciles de construir, y por lo tanto, son pocos usados en la industria petrolera.

**b) Clasificación según su posición:**

Los separadores gas líquido se clasifican según su posición en tres tipos: Verticales, horizontales y tipo tuberías.

**2.6.8. Ventajas de un separador vertical en comparación a un separador horizontal:**

- a) El control de nivel es menos crítico debido a su mayor altura
- b) Mayor facilidad de incrementar su capacidad debido a su forma de construcción
- c) Mejor manejo de partículas sólidas
- d) Ocupa menos espacio

**2.6.9. Desventajas de un separador vertical en comparación a un separador horizontal:**

- a) Su costo es superior para una capacidad dada
- b) La instalación y el transporte son más costosos
- c) El proceso de separación se hace menos efectivo debido a que la superficie disponible para la separación es menor. [7]

**2.7. Consideraciones De Diseño De Un Separador:**

**a) Servicio a prestar.**

La necesidad de un tambor separador aparece para cumplir una nueva etapa dentro de un proceso de refinación del petróleo o de producción, etc. Estos pueden ser:

- Tambores de abastecimiento de líquidos y tambores de destilados.
- Tambores separadores para la succión e inter-etapas de compresores.
- Separadores de aceites y lubricantes para la descarga de compresores.
- Tambores separadores de gas combustibles localizados aguas arriba de hornos.

- Tambores de recolección central de gases combustibles.
- Tambores de vapor para servicios de calderas.
- Tambores de separación de aguas.
- Tambores de descarga.
- Separadores de alta presión.

**b) Áreas de flujo de vapor.**

Los principios básicos de los tambores separadores: la velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad de vapor a través del tambor separador sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido.

**c) Niveles/Tiempos de residencias.**

Para identificar los niveles de un recipiente líquido-vapor se tiene la siguiente tabla:

**Tabla N°2: Identificación de los niveles de un recipiente.**

Siglas típicas en español	Descripción Típica	Siglas típicas en inglés
NAAL	Nivel Alto-Alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel Alto de líquido	HLL
NNL	Nivel Normal de líquido	NLL
NBL	Nivel Bajo de líquido	LLL
NBBL	Nivel Bajo-Bajo de líquido	LLLL

**d) Volumen de Operación.**

Es el volumen de líquido existente entre NAL y NBL. Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como “surge volume” o “liquid hold up”, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales y para proveer suficiente volumen de líquido para un parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.

**e) Tiempo de Residencia de Operación.**

Es el tiempo correspondiente en el cual el flujo de líquido puede llenar el volumen de operación en el recipiente bajo estudio. La mayoría de las veces cuando se quiere especificar el volumen de operación, lo que realmente se indica cuantos minutos deben transcurrir entre NAL y NBL. También es conocido como “Surge Time”.

**f) Tiempo de Respuesta del operador.**

Es el tiempo que tarda el operador (o grupo de operadores), en responder cuando suena una alarma de nivel en el panel y resolver la perturbación operativa que origina la alarma, antes que otros sistemas automatizados (interruptores o switches de nivel), originen paradas seguras de equipos aguas abajo y/o de la planta completa.

**g) Volumen de Emergencia.**

Es el volumen adicional que corresponde al líquido que debe satisfacer el llamado “tiempo de respuesta o de intervención del operador “. Cuando se tengan interruptores y/o alarmas de NAAL o NBBL, se tendrán cinco minutos adicionales de tiempo de residencia de líquido por interruptor/alarma, lo que indica que, cuando se tiene NAAL y NBBL, se añaden diez minutos de tiempo de residencia a lo cual corresponde un volumen de líquido de emergencia de diez minutos del máximo flujo del líquido.

**h) Nivel Bajo-Bajo de líquido.**

La distancia mínima del Nivel Bajo-Bajo de líquido, si se tiene un interruptor y/o alarma de NBBL, hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm mínimo.

**i) Longitud Efectiva de Operación (Leff).**

Es la longitud de tambor requerida para que se suceda la separación vapor/gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por puros cálculos de proceso. En el caso de tambores horizontales de una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y salida de gas, la cual es la distancia horizontal que viaja una gota de líquido desde la boquilla de

entrada, hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

**j) Arrastre en la superficie del líquido.**

En muchas operaciones, especialmente a altas presiones y temperaturas, el líquido puede ser arrastrado de la superficie líquida llevado hacia arriba. La proporción de arrastre depende de la velocidad del gas en la tubería de entrada del tipo de boquilla de entrada, de la distancia entre boquilla de entrada y el nivel de

líquido o la superficie de choque, de la tensión superficial del líquido y de las densidades y viscosidades del líquido y del gas. [4]

## **2.8 .Extracción De Líquidos Del Gas Natural**

El procesamiento de gas cubre gran variedad de operaciones para preparar el gas para la comercialización, es algo común y puede llegar a tener una relevante importancia económica. En algunos casos, los hidrocarburos pesados son tratados de tal forma de controlar el punto de rocío del gas y evitar la condensación de los líquidos en las líneas de transmisión y sistemas de combustible. Por lo que, los líquidos que se producen representan un subproducto del proceso, los cuales pueden ser utilizados para fines de ventas al mercado consumidor. Estos están formados principalmente por: etano, propano, butano y otros hidrocarburos más pesados y sus propiedades son las del metano líquido, modificadas ligeramente por componentes menores. La tecnología más eficiente y confiable de extracción de líquidos del gas natural se obtiene por medios de procesos criogénicos.

### **2.8.1. Razones principales para implementar un proceso de recuperación de líquidos:**

- Administrar la energía de yacimientos de alta presión y temperatura.
- Alcanzar especificaciones del gas en los puntos de venta.
- Maximizar la recuperación de líquidos para su comercialización.

### **2.8.2. Sección De Extracción De Líquidos.**

El objetivo de este subsistema de extracción y procesamiento de líquidos del gas natural es enfriar el gas hasta ser llevado, termodinámicamente, a la zona de equilibrio liquido-gas. Los niveles criogénicos de enfriamiento se logran a través de intercambiadores de calor, enfriamiento mecánico y turboexpansores isentrópicos. El gas rico y seco es procesado para obtener el máximo de líquidos, con el menor costo de refrigeración y compresión, y con niveles adecuados de acondicionamiento de productos. [2]

### **2.9. Simulación De Procesos.**

La simulación de procesos se ha convertido en los últimos años en una herramienta fundamental para el diseño, evaluación y optimización de los diferentes procesos encontrados en la industria del petróleo y gas, desde su producción hasta su comercialización. La existencia en el mercado de una gran variedad de paquetes de computación para la simulación de procesos, cada vez con mayor capacidad para simular cualquier tipo de proceso, por más complejo que este sea y con interfaz usuario-simulador más amigable, permitiendo así al ingeniero de procesos incorporar estas herramientas de cálculos en su trabajo cotidiano, dándole así un uso

imprescindible y frecuente en su área, que redundará en un mejoramiento de su productividad y tiempo de respuesta.

La simulación de proceso es una técnica que permite predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso o planta, a partir de una representación matemática y realista del mismo. La simulación sirve de apoyo en: el diseño de nuevas unidades y procesos, así como también en el análisis de opciones en el diagrama de flujo del proceso o de sensibilidades de parámetros claves en el mismo (calidad de gas, condiciones de operación, flujos de alimentación, especificaciones de productos, etc.).

La readaptación de equipos existentes, a fin de mejorar su funcionamiento, darles nuevos usos o ampliar sus capacidades.

En la operación de plantas o unidades, afectadas por cambios de alimentaciones, nuevas especificaciones de productos, ineficiencia energética, etc., lo cual induce a elaborar estudios de conservación o aprovechamiento óptimo de la energía, y en general, de optimización del proceso.

En general se puede decir que un simulador es un programa que predice el comportamiento de un proceso a partir de un modelo adecuado previamente analizado, que incluye: ecuaciones de transferencia de calor, sistema termodinámico adecuado, modelos de propiedades de transporte y de las características de construcción del mismo. La exactitud con la cual el programa produce los resultados dependerá básicamente de la fidelidad de los modelos matemáticos y sus limitaciones teóricas, los métodos numéricos y la confiabilidad de los valores de las variables de entrada. [2]



### 2.9.1. Aplicaciones de la simulación.

La simulación es conveniente cuando:

- No existe una formulación matemática analíticamente resoluble. Muchos sistemas reales no pueden ser modelados matemáticamente con las herramientas actualmente disponibles, por ejemplo la conducta de un cliente de un banco.
- Existe una formulación matemática, pero es difícil obtener una solución analítica. Los modelos matemáticos utilizados para modelar un reactor nuclear o una planta química son imposibles de resolver en forma analítica sin realizar serias simplificaciones.
- No existe el sistema real. Es problema del ingeniero que tiene que diseñar un sistema nuevo. El diseño del sistema mejorará notablemente si se cuenta con un modelo adecuado para realizar experimentos.
- Los experimentos son imposibles debido a impedimentos económicos, de seguridad, de calidad o éticos. En este caso el sistema real está disponible para realizar experimentos, pero la dificultad de los mismos hace que se descarte esta opción. Un ejemplo de esto es la imposibilidad de provocar fallas en un avión real para evaluar la conducta del piloto, tampoco se puede variar el valor de un impuesto a para evaluar la reacción del mercado.

Entre las posibles desventajas de la simulación se pueden citar:

- El desarrollo de un modelo puede ser costoso, laborioso y lento.
- Existe la posibilidad de cometer errores. No se debe olvidar que la experimentación se lleva a cabo con un modelo y no con el sistema real; entonces, si el modelo está mal o se cometen errores en su manejo, los resultados también serán incorrectos.

- No se puede conocer el grado de imprecisión de los resultados. Por lo general el modelo se utiliza para experimentar situaciones nunca planteadas en el sistema real, por lo tanto no existe información previa para estimar el grado de correspondencia entre la respuesta del modelo y la del sistema real. [2]

### 2.9.2. Descripción del proceso del simulador de procesos Hysys.

Hysys es una herramienta que modela procesos para simulación en estado estacionario, diseño, supervisión de funcionamiento, optimización y planificación para negocios de producción de crudo, industrias de procesamiento del gas natural y refinación del petróleo. Proporciona una solución en modelos de procesos intuitiva e interactiva que permite crear los modelos en estado estacionario para diseño de una planta, supervisión de funcionamiento, localización de averías en otros.

Algunas características del simulador de procesos Hysys son:

- **Ambiente fácil de utilizar en Windows;** el PDF (Diagrama de flujo de proceso) suministra una representación grafica clara y concisa del diagrama de proceso. Incluyendo características productivas tales como: cortar, copiar, pegar, autoconexión, entre otros.
- **Extensos fundamentos termodinámicos;** asegura el cálculo exacto de propiedades físicas, propiedades de transporte y del comportamiento de fases para procesos de la industria del gas y refinación del petróleo. Contiene una extensa base de datos de componentes y la capacidad de agregar más componentes para ser utilizados.

- **Comprensión de las operaciones;** Unitarias, incluye la destilación, reacciones, operaciones de transferencia de calor, equipos rotativos, operaciones lógicas en estado estacionario y ambiente dinámico.
- **Diseño y clasificación detallada de los intercambiadores de calor;** los usuarios opcionalmente pueden vincularse a las herramientas rigurosas del diseño y clasificación de los intercambiadores de calor, tales como: intercambiadores de tubo y carcasa, intercambiadores de pasos múltiples y enfriadores de aire.
- **Evaluación económica de diseño de procesos;** los modelos de simulación de Hysys pueden realizar evaluaciones económicas para gerencias de proyectos de diseños de procesos. Esta tecnología es útil para operaciones unitarias, costos de los equipos y del proceso.

Los modelos de simulación Hysys agilizan el proceso por anticipado en trabajos de ingeniería. Este proceso da lugar al incremento en la eficiencia de ingeniería, calidad y un tiempo del ciclo de proyecto reducido. Hysys concede la flexibilidad máxima y el poder a sus usuarios para utilizar una arquitectura abierta que permita capacidades específicas a la industria para ser fácilmente añadidas por su proveedor o terceros. El simulador Hysys ayuda a las industrias de proceso a mejorar la productividad y la rentabilidad a través del ciclo de vida de la planta. Las herramientas de gran alcance de la simulación en Hysys son el análisis, las aplicaciones en tiempo real y el acercamiento integrado a las soluciones de ingeniería permitiendo a las industrias mejorar diseños, optimizar la producción y mejoras de decisiones para la fabricación. [2]

### 2.9.3. Selección del paquete termodinámico.

Se seleccionan parámetros necesarios para aplicar o no a un sistema termodinámico, a fin de evaluar y analizar la influencia de estos en el proceso de estudio. En el simulador Hysys 3.2 existen diferentes métodos termodinámicos (modelos matemáticos) para determinar las propiedades de los componentes que conforman el proceso.

Los componentes presentes en el sistema estudiado son los que conforman el gas natural y otros compuestos. Para este sistema el método termodinámico a emplear se encuentra dentro de las categorías de las ecuaciones de estado, las cuales relacionan la densidad, temperatura, presión y composición del fluido en estudio. En las que se pueden mencionar:

**Donde:**

- GS: Grayson Street.
- LK: Lee Kesler.
- SRP: Soave Redlich Kwong.
- PR: Peng Robinson.
- BWRST: Benedict – Webb Rubin – Starling Twu.
- LKP: Lee – Kesler – Plocher.
- BK10/CP: Braun K10 con curt – Pitzar.

Para definir la selección del paquete termodinámico se tomo como referencia las características del gas de alimentación al proceso, el cual presenta altos contenidos de etano, metano y propano y componentes más pesados en menor proporción, además, existe una corriente de agua en el sistema, de la cual no existe contenido de H<sub>2</sub>S en su composición, tales especificaciones hacen posible considerar la ecuación de estado utilizar, para este caso se tomo en cuenta la ecuación de estado de Peng

Robinson, cuya ecuación de estado presenta rangos de operación de los métodos termodinámicos, rango de temperatura(°F): -160 a 800 y rango de presión (psia): 0 a 5000. [2]

#### **2.9.4. Ecuación de estado analizada en el proceso de compresión interetapas, a través del simulador de procesos Hysys Plant.**

##### **2.9.4.1 Ecuación de estado de Peng – Robinson.**

Peng y Robinson desarrollaron similarmente una ecuación de estado de dos parámetros como la de Redlich Kwong en 1976. En esta correlación el término atractivo de presión de la ecuación semiempírica de Van Der Walls fue modificado. Esto predice correctamente la presión de vapor de sustancias puras y el equilibrio de mezcla. Además de ofrecer la misma simplicidad de la ecuación de Soave – Redlich - Kwong, la ecuación de Peng – Robinson, es más aproximada en la predicción del coeficiente de fugacidad y otras propiedades termodinámicas. Por otro lado, de las ecuaciones de estado cubicas, diversos autores han demostrado que la ecuación de Peng - Robinson es la más utilizada en los trabajos de simulación, en sistemas de hidrocarburos similares, en el caso de estudio, lo cual han dado resultados aceptables, reproduciendo así las propiedades termodinámicas y el comportamiento de las fases. La ecuación de estado de Peng – Robinson, se muestra a continuación, ecuación (3):

$$P = \frac{R * T}{V - b} - \frac{a}{V(V - b) + b(V - b)} \quad \text{Ec. (3)}$$

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-B-B^2)Z - (A*B-B^2-B^3) = 0 \quad \text{Ec. (4)}$$

$$\text{Siendo: } b = \sum X_i * b_i \quad \text{Ec. (5)}$$

$$b_i = 0.077796 * \frac{R * T_{ci}}{P_{ci}} \quad \text{Ec. (6)}$$

$$a = \sum \sum X_i * X_j * (a_i * a_j)^{0.5} * (1 - K_{ij}) \quad \text{Ec. (7)}$$

$$a_i = a_{ci} * \alpha_i \quad \text{Ec. (8)}$$

$$a_{ci} = 0.457235 * \frac{(R * T_{ci})^2}{P_{ci}} \quad \text{Ec. (9)}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i(1 - T_{ri}^{0.5}) \quad \text{Ec. (10)}$$

$$m_i = 0.37646 + 1.5422w_i - 0.2699w_i^2 \quad \text{Ec. (11)}$$

$$A = \frac{a * P}{(R * T)^2} \quad \text{Ec. (12)}$$

$$B = \frac{b * P}{R * T} \quad \text{Ec. (13)}$$

**Donde:**

V= Volumen del sistema (L).

P= Presión del sistema (atm).

T= Temperatura del sistema (°K).

$R$ = Constante universal de los gases  $\left[ \frac{\text{atm} * L}{K * \text{gmol}} \right]$

$Z$ = Factor de compresibilidad (adimensional)

$a, b$ = Constantes definidas para cada componente (adimensional).

$X$ = Fracción molar de cada componente (adimensional)

$T_{ci}, P_{ci}$ = Temperatura y presión crítica del componente  $i$ . (°K, atm)

$\alpha_i$ = Propiedad característica de cada componente (adimensional)

$T_{ci}$ = Temperatura reducida del componente  $i$  (K).

$M_i$ = Masa del componente  $i$  (gr)

$W_i$ = Factor acéntrico para el componente  $i$  (adimensional)

$K_{ij}$ = Interacción binaria para los componentes  $i$  y  $j$  (adimensional)

#### 2.9.4.2. Entorno de la simulación integrada en Hysys Plant.

Los parámetros comunes que son el eje de las herramientas de modelización, se basan en: topología del modelo, interface y termodinámica.

Hysys Plant utiliza el diseño orientado a objetos, junto con un entorno grafico event-driven, consiguiendo:

- Calcular automáticamente cada vez que se le añade información nueva.
- Acceder libremente a la información que se necesite.

#### 2.9.5. Uso de la herramienta.

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

- Modelo termodinámico.

- Modelo cinético.
- Entradas del proceso (Composición, temperatura, presión, caudal).

#### **2.9.5.1. Equipos y sus condiciones de diseño y operación.**

La herramienta permite realizar simulaciones con base en el cálculo de propiedades físicas, componentes reales e hipotéticos, reacciones y equipos; todo esto dentro de una entidad singular. Las ventajas que presenta esta herramienta son:

- Información en una localización singular.
- Los paquetes de fluidos definidos pueden ser almacenados como una entidad completamente definida que puede ser usada en cualquier fase de la simulación.
- Paquetes de fluidos múltiples pueden ser usados en una misma simulación.

#### **2.9.6. Etapas en la preparación de un caso con Hysys Plant.**

Las etapas para iniciar un caso en Hysys Plant son:

- Definir la base de simulación.
- Exportar paquetes de fluidos.
- Cambiar unidades por una especificación.
- Adicionar corrientes.
- Realizar cálculos.





---

## CAPITULO III

### DESARROLLO DEL PROYECTO

Con el fin de establecer las variables que influyen en el proceso de compresión del gas así como también definir los posibles esquemas para la optimización en la recolección de los líquidos generados en el proceso de compresión del gas por etapas en una planta compresora, se presenta a continuación la metodología empleada en detalle.

#### **3.1 Identificar los esquemas típicos que caracterizan a las plantas compresoras de gas natural.**

Esta etapa consistió en describir el funcionamiento y los procesos involucrados en una estación de compresión típica, evaluando de manera específica la problemática presente en los equipos de separación producto del fenómeno de separación flash mediante programas de simulación de procesos.

Es necesario establecer los siguientes parámetros de operación en las plantas típicas de compresión del gas natural:

- Presión y Temperatura de operación: presión y temperatura manejada dentro de la planta la cual se obtiene en los manómetros que registran cada etapa de compresión.

- Volumen manejado: es el caudal con el cual trabaja la planta compresora y que es medida a la entrada y dividido entre succión, descarga, venta, y venteo de excedente.
- Riqueza del gas: es el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1000 pies cúbicos normales de gas procesados, y por medio de esta información, se puede obtener la composición del gas de entrada.

### **3.2 Estudiar el comportamiento de las plantas compresoras típicas mediante el empleo de programas de simulación.**

Una vez que se han determinado las variables de operación de una planta típica se procede a simular para evaluar el comportamiento del proceso de compresión por medio del empleo de paquetes de simulación en el área de procesos:

#### **3.2.1 Simulador Ariel Compresor**

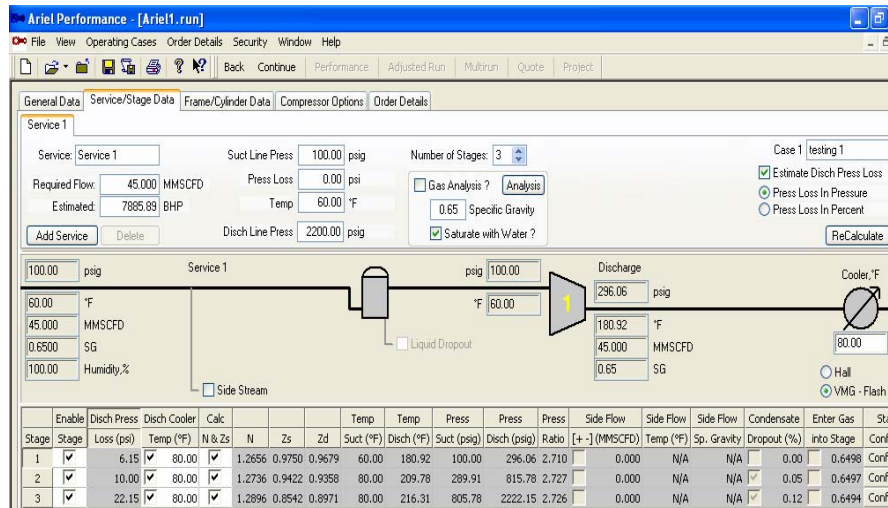
Este simulador de compresores requiere de los parámetros básicos como:

- Caudal de entrada
- Composición del gas
- Temperatura, presión de entrada y salida en la compresión.

Una vez suministradas las variables anteriores, permite al usuario, definir las presiones de entrada y salida de los compresores en cada una de las etapas, determinadas tomando en cuenta la relación de compresión.

Se estudiará el proceso de compresión para una corriente de gas que se desea llevar de 100 psig hasta 2200 psig, empleando el simulador de procesos Ariel Compressor®, a fin de determinar las etapas necesarias para la compresión del gas y

obtener condiciones de operación en cada interetapa. La figura 3.1 muestra la ventana de operación del simulador Ariel.



**Figura 3.1 Programa de compresores Ariel.**

### 3.2.2 Simulación aplicando el programa HYSYS PLANT®

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

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

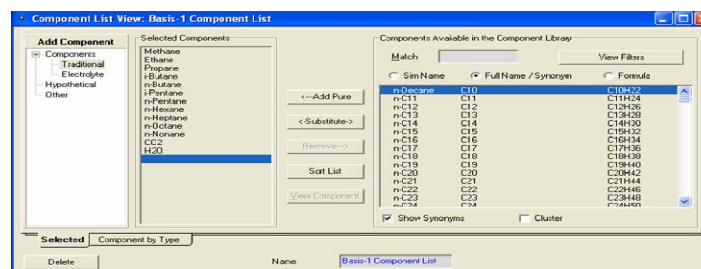
- La presión, temperatura, y flujo en el punto de monitoreo de las condiciones de entrada y salida interetapas, las cuales fueron suministradas por el simulador Ariel Compressor.

- Composición del gas, es decir, los compuestos presentes en la corriente gaseosa y su proporción, obtenido a partir de los resultados cromatográficos.
- La cantidad de agua presente en la corriente, la cual la genera el simulador.

Una vez que se cumplen todos los requerimientos del software se procede a generar el ambiente de simulación del proceso de compresión, para finalmente obtener:

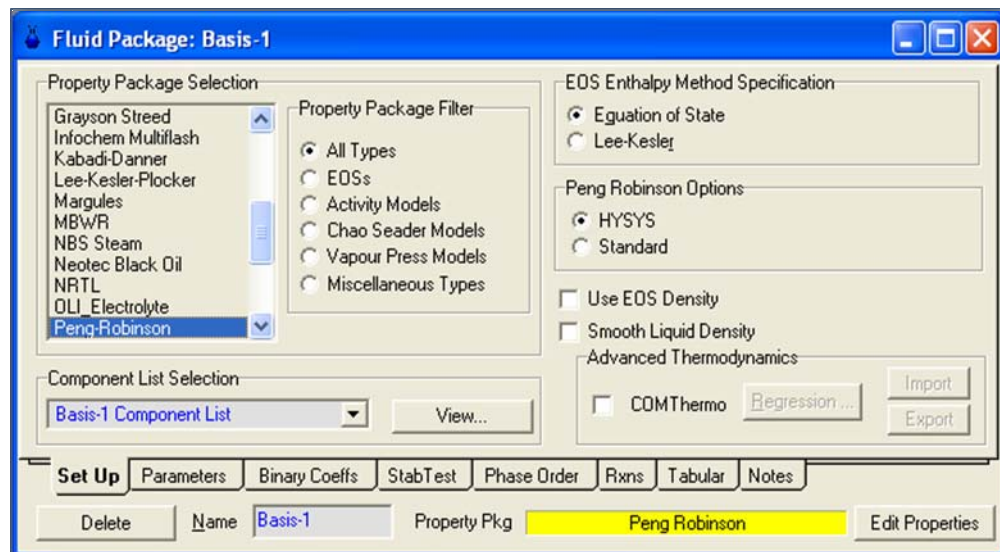
- Caudal de descarga
- Composición en la descarga
- Eficiencia
- Caudal venteado
- Condensado en separador de baja
- Condensado en separador de alta

Para la creación de un caso nuevo, inicialmente se seleccionan los componentes y se definen los paquetes de fluido. Aquí se seleccionan los componentes a utilizar dependiendo de la composición de la mezcla a utilizar. Cabe destacar que en esta sección solo se agregan los componentes, la fracción de cada componente se introduce al entrar directamente en la simulación.



**Figura 3.2. Introducción de componentes a utilizar**

Una vez agregados los componentes con los cuales se trabajara, se define el método termodinámico bajo el cual se hará la simulación ingresando a la opción de Fluid Pkgs. En este caso se eligió la ecuación de Peng-Robinson (PR) ya que, es la que mejor se ajusta para el área en estudio, según trabajos anteriores. La ecuación de Peng-Robinson es una modificación de la ecuación de Van Der Waals, la ecuación de P-R, Permite calcular mejores densidades de liquido, presiones de vapor y constantes de equilibrio para hidrocarburos.



**Figura 3.3 Selección del paquete termodinámico**

Luego de haber definido el entorno de las bases (selección de componentes y definición de los componentes del fluido), se prosigue al entorno de la simulación y se cargan la corriente de fluido suministrada con las siguientes características que en este caso esta expresada en una cromatografía en base seca.

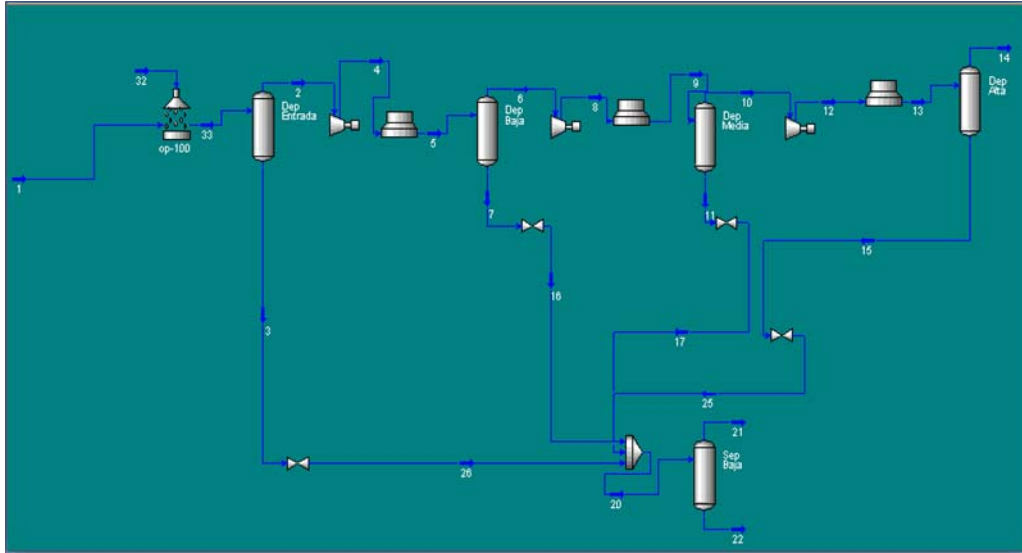
Para este caso, se simulará el proceso utilizando distintos equipos, a través de diversas herramientas (paleta de objeto de Hysys) que facilita el simulador de

procesos Hysys, entre los que se pueden mencionar: Depurador de gas, separador trifásico, Mixer (equipo que permite la mezcla de gases de diferente composición), compresor, intercambiadores de calor, válvulas, operadores de corriente. La siguiente figura muestra la paleta de objetos de Hysys.



**Figura 3.4. Paleta de objetos del Hysys.**

El modelo de simulación respecto, al Caso Base quedo estructurado de la siguiente forma:



**Figura 3.5. Simulación del Caso Base.**

### **3.3 Evaluar el impacto negativo de la separación flash en el proceso de compresión por etapas en una planta típica compresora.**

Debido al proceso de compresión que sufre el gas, se originan una cantidad de hidrocarburos líquidos que son separados de la corriente gaseosa por medio de los depuradores interetapa, esta corriente líquida rica en compuestos pesados generalmente no se reincorpora al proceso, por lo que la corriente de gas a la salida del proceso de compresión pierde gran valor comercial debido al bajo contenido de fracciones pesadas, que otorgan al gas el poder calorífico.

Para evaluar este impacto se procede a analizar el proceso de compresión, a partir de los datos obtenidos de la simulación, tomando en cuenta las condiciones de operación de la planta y las características del proceso.

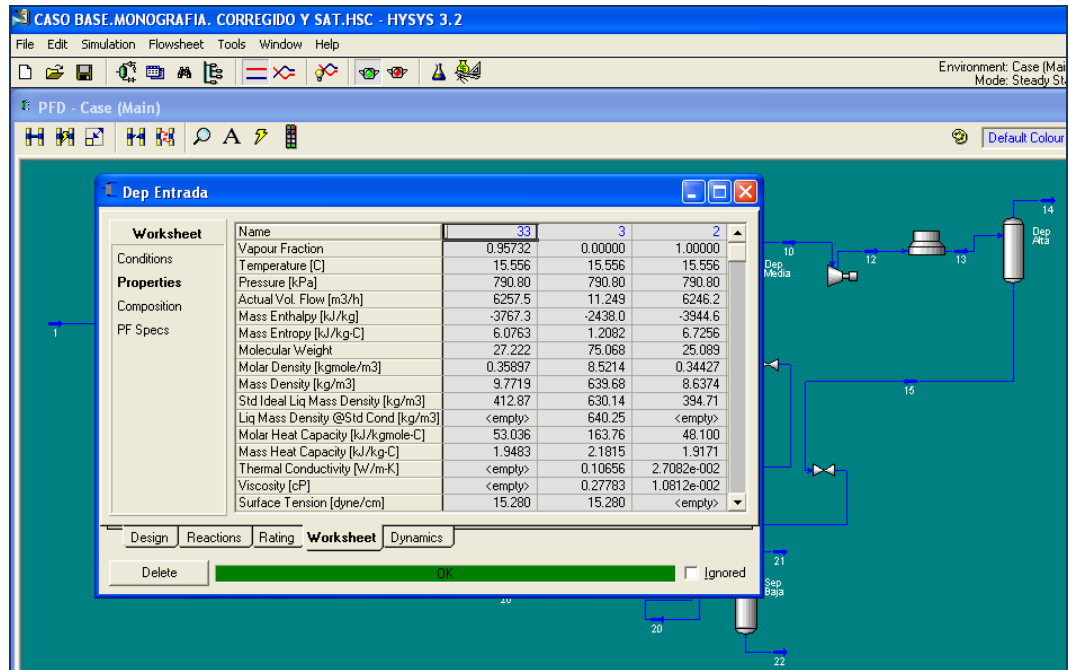


Figura 3.6. Propiedades de la corriente del depurador de entrada.

### 3.4. Proponer esquemas de operación en una planta compresora de gas natural que minimicen los problemas derivados de la separación flash.

Tomando como referencia el caso base de una planta típica compresora, se procede entonces a proponer escenarios en donde se busque minimizar la cantidad de condensado generado como consecuencia de la separación flash en el proceso de compresión del gas, tomando en cuenta la recolección e incorporación al sistema de compresión de los líquidos condensados. Para ello se procede especificar tres posibles escenarios para optimizar el proceso, empleando el simulador de procesos Hysys Plant, en estos escenarios se plantea incorporar de nuevo al proceso los hidrocarburos líquidos de tal forma que aporten mayor riqueza al gas.



### 3.4.1 Escenario propuesto 1.

El modelo propuesto parte del caso base (planta de compresión típica) descrito anteriormente. Este escenario plantea que los líquidos de la descarga generados de los depuradores de la primera, segunda y tercera etapa deben ir a un separador que opere a alta presión (100 psig), luego el gas proveniente de este equipo se recicla hacia el depurador de entrada, y los líquidos son enviados a un tanque de almacenamiento como se muestra en la figura 3.7. Los líquidos generados en el depurador de entrada para este escenario y para los siguientes, son enviados a un separador que opere a presión atmosférica.

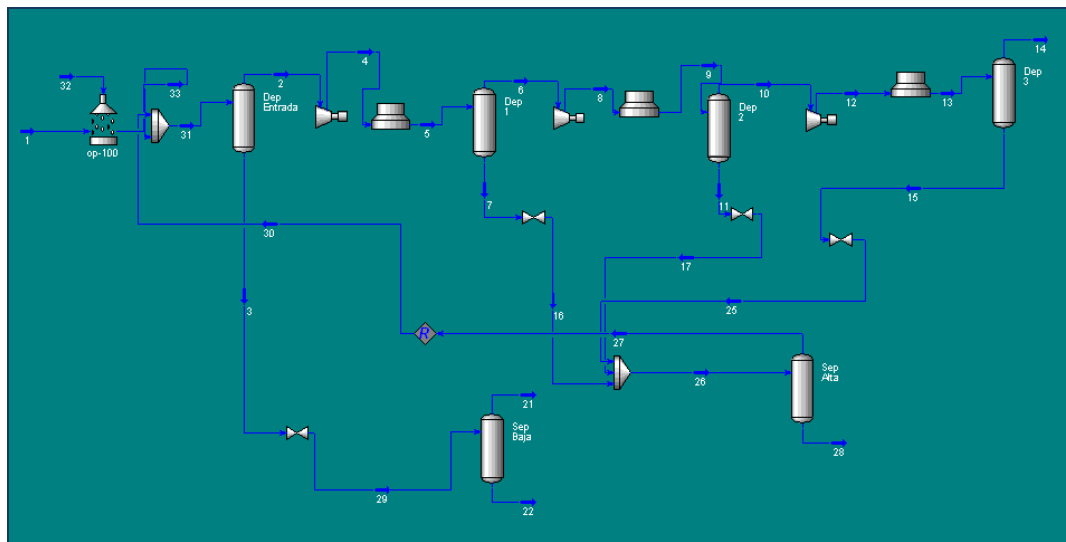
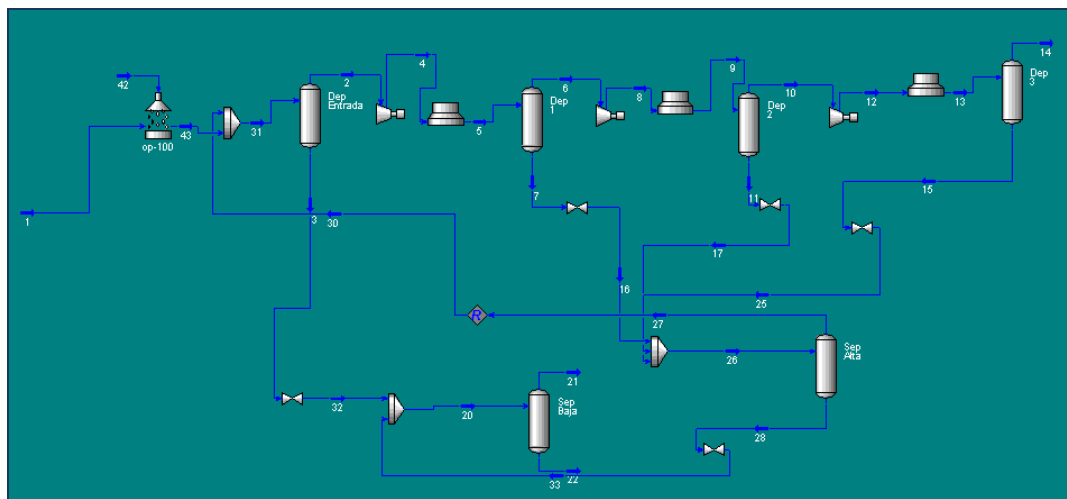


Figura 3.7. Ambiente de simulación escenario 1

### 3.4.2 Escenario propuesto 2.

El modelo propuesto parte del escenario 1 descrito anteriormente. Este escenario plantea que los líquidos de la descarga generados de los depuradores de la

primera, segunda y tercera etapa deben ir a un separador que opere a alta presión (100 psig), luego el gas proveniente de este equipo se recicla hacia el depurador de entrada, y a diferencia del escenario, los líquidos del separador de alta, son enviados al separador de baja. Este escenario se puede apreciar en la figura 3.8.

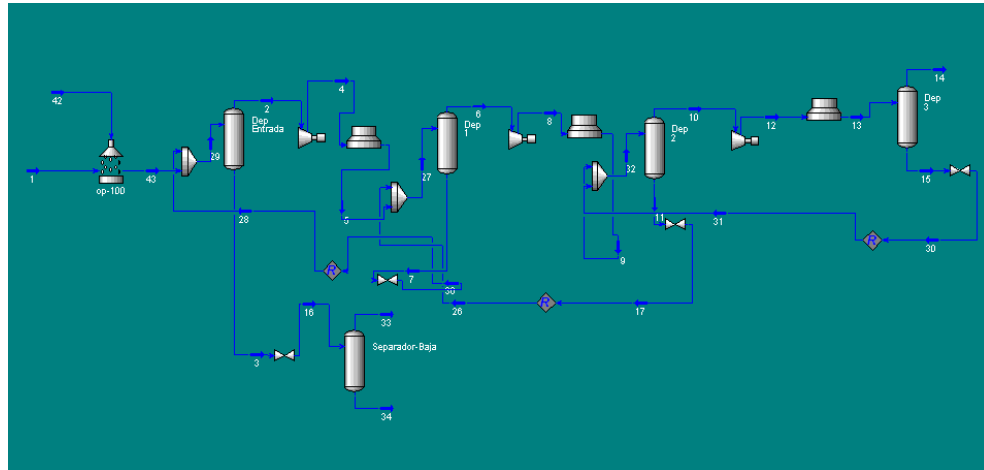


**Figura 3.8 Ambiente de simulación del escenario 2.**

### 3.4.3 Escenario propuesto 3.

Al igual que los escenarios 1 y 2, el modelo propuesto parte del caso base (planta de compresión típica) descrito anteriormente. Este tercer escenario (figura 3.9) plantea que los líquidos provenientes del depurador de la tercera etapa se incorporen a la entrada del depurador de la segunda etapa, los líquidos provenientes del depurador de la segunda etapa, incorporarse al depurador de la primera etapa, y finalmente los líquidos provenientes de este depurador, se incorporan al depurador de

entrada. De igual manera que en los escenarios anteriores, los líquidos generados en el depurador de entrada son enviados a un separador que opera a presión atmosférica.



**Figura 3.9 Ambiente de simulación escenario 3.**

### **3.5. Elaboración del diseño de un equipo de separación de la planta de compresión en estudio.**

#### **3.5.1 Información mínima requerida para el dimensionamiento.**

Para comenzar el diseño del separador, es importante determinar cuáles son los datos requeridos, necesarios para el dimensionamiento. Para este caso, se describe una tabla para ubicar de una manera fácil los datos requeridos.

**Tabla 3.1 Información requerida**

<b>Presion (psig)</b>	100		
<b>Temperatura (F)</b>	36.5		
<b>Fluidos</b>	<b>Gas</b>	<b>Liquido</b>	<b>Agua</b>
	<b>(MMPCED)</b>	<b>(BPD)</b>	<b>(BPD)</b>
<b>Flujo másico</b>	1.403	1816	10.25
<b>Peso Molecular</b>	27.77	57.89	18.02
<b>Densidad (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	0.6375	37.18	63.96
<b>Flujo Volumétrico (ft<sup>3</sup>/s)</b>	1.864	0.118	0.000666
<b>Viscosidad (Cp)</b>	----	0.2	1.633
<b>Factor Z</b>	0.9392		

### 3.5.2 Definición de los criterios de diseño.

Consultar detalladamente la información contenida en el manual de diseño PDVSA-MDP-03-S-05, las secciones 4.2 (Decantación de las fases líquidas); 4.4 (Botas decantadoras); 4.5 (Evaluación de la capacidad de separación líquido-líquido de acuerdo al separador a usar); 4.6 (Consideraciones de diseño para algunos servicios específicos) y 4.7 (Información complementaria en otros documentos técnicos del PDVSA-MDP-03-S-03), para identificar los criterios de diseño para el servicio en cuestión, (configuración del tambor, tiempos de residencia, relación F24 L/D, velocidad permisible de vapor). [5]

Debido a que se va a dimensionar con bota decantadora, no se considera retención de líquido pesado dentro del cuerpo cilíndrico principal del recipiente.

### 3.5.3 Distancia mínima permisible entre NBBL y el fondo del tambor.

Esta distancia,  $h_{NBBL}$ , se obtiene con la información del manual de diseño PDVSA-MDP-03-S-03. (Nivel bajo-bajo de líquido liviano (o bajo, cuando aplique), donde:  $h_{NBBL}=9\text{Pulg}$ ).

### 3.5.4 Cálculo la Velocidad permisible del flujo de vapor.

Mediante la Ecuación:

$$V_c = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_{GAS}}{\rho_{GAS}}} \quad \text{Ec. (1)}$$

Tomando en cuenta que, si el líquido liviano es más del 5% vol del total de las fases líquidas, usar su densidad como densidad de líquido; en caso contrario, usar el promedio volumétrico de las densidades líquidas como densidad de líquido.

### 3.5.5 Cálculo del área vertical requerida ( $A_v$ ), para el flujo de vapor por encima de NAAL.

El área vertical para el flujo de vapor  $A_v$ , por encima del NAAL, requerida para satisfacer los criterios de velocidad permisible, se calcula con la Ecuación:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v} \quad \text{Ec. (2)}$$

### 3.5.6 Dimensionamiento del tambor separador horizontal.

El estimado del tamaño óptimo del tambor es un procedimiento de tanteo para tambores horizontales. Primero, se supone un tamaño de tambor, luego se verifica si el tambor es adecuado para el servicio. Este procedimiento se debería repetir hasta

que se optimice el tamaño del tambor, ya que el objetivo es diseñar el tambor más pequeño adecuado para el servicio.

**a.** Calcular los volúmenes de líquido liviano de operación y de emergencia.

a.1 El volumen de operación de líquido liviano, entre el NAL y el NBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida liviana por el tiempo de retención, mediante la siguiente ecuación **(3)**:

$$V_{r1} = Q_{L1} \times t_{r1} \quad \text{Ec. (3)}$$

a.2 El volumen de líquido liviano por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre NAAL y NAL (o entre NBBL y NBL), se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida liviana por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min (300 s), desde NAL hasta NAAL, y 5 min más (300 s), desde NBL hasta NBBL, mediante la siguiente ecuación **(4)**:

$$V_{r2} = Q_{L1} \times (600 \text{Seg}) \quad \text{Ec. (4)}$$

Primer Tanteo:

**b.** Para el cálculo de la longitud efectiva de operación, asumir un valor inicial de la relación  $F_{24} \text{Leff}/D$ , es decir, la requerida para que el proceso de separación vapor-líquido se cumpla, la cual varía según la presión de operación en los siguientes rangos:

$P < 250$  psig:

$1.5 < F_{24} \text{Leff}/D < 3.0$ , se tomo en cuenta esta relación de esbeltez, ya que se manejo una presión de operación de 100Psig.

250 < P < 500:

3.0 < F<sub>24</sub>Leff/D < 4.0

P > 500:

4.0 < F<sub>24</sub>Leff/D < 6.0

c. Asumir un diámetro y a partir de la relación F<sub>24</sub> Leff/D calcular la longitud (Leff).

d. El área vertical entre el NBL y el NAL ( A<sub>NBL-NAL</sub> ), se obtiene dividiendo el volumen de operación de líquido liviano (V<sub>r1</sub>), entre la longitud (Leff), mediante la siguiente ecuación (5):

$$A_{NBL-NAL} = \frac{V_{r1}}{Leff} \quad \text{Ec.(5)}$$

e. Cálculo del área fraccional (A<sub>1</sub>\*) de la sección transversal localizada entre el fondo del tambor y el NBBL (A<sub>fon-NBBL</sub>), a la altura del NBBL (h<sub>NBBL</sub>).

e.1 El término “área fraccional” se usa genéricamente como la razón de un área transversal sobre el área transversal total del tambor horizontal.

e.2 Para calcular el área fraccional de la sección transversal (A<sub>1</sub>\*), se utilizó la Tabla B.1, en donde con el valor de la Ec. (6)

se lee el valor correspondiente a A<sub>1</sub>\*.

$$R1^* = h_{NBBL}/D \quad \text{Ec. (6)}$$

e.3 **Nota:** La Tabla B.1 se usó para todos los cálculos subsiguientes del diámetro de tambor y del área de la sección transversal.

**e.4** El término “altura fraccional” se usará genéricamente como la razón de una altura sobre el diámetro del tambor horizontal.

**f.** Cálculo del área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ( $A_{\text{fon-NBBL}}$ ).

Esta área se calcula multiplicando el área fraccional de la sección transversal  $A_1$  por el área del tambor, a través de las siguientes ecuaciones (7) y (8):

$$A_{TAMB} = \frac{\pi}{4} * \left( \frac{D}{F_{24}} \right)^2 \quad \text{Ec.(7)}$$

$$A_{\text{fon-NBBL}} = A_1 * A_{TAMB} \quad \text{Ec.(8)}$$

**g.** Obtenga el área transversal entre el fondo y el NAL ( $A_{\text{fon-NAL}}$ ), mediante la siguiente ecuación (9):

$$A_{\text{fon-NAL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NAL-NBL}} + \frac{V_{r2}}{Leff} \quad \text{Ec. (9)}$$

**h.** Cálculo del área vertical entre el NBBL y el NAAL ( $A_{\text{NBBL-NAAL}}$ ), y la altura de la sección transversal correspondiente ( $h_{\text{NBBL-NAAL}}$ ):

**h.1** El área vertical entre el NBBL y el NAAL se obtiene mediante la ecuación (10):

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = A_{\text{NBL-NAL}} + \frac{V_{r2}}{Leff} \quad \text{Ec. (10)}$$

**h.2** El área vertical entre el fondo y el NAAL se obtiene mediante la ecuación (11):



$$A_{FON-NAAL} = A_{NBBL-NAAL} + A_{FON-NBBL} \quad \text{Ec. (11)}$$

**h.3** Obtenga el área fraccional de la sección transversal ( $A_5^*$ ), mediante la ecuación (12):

$$A_5^* = A_{FON-NAAL} / A_{TAMB} \quad \text{Ec. (12)}$$

**h.4** Utilizando la Tabla B.1, con el valor de  $A_5^*$ , se lee el valor correspondiente a  $R_5^*$ .

**h.5** Se obtuvo la altura entre el fondo del tambor y el NAL ( $h_{fon-NAAL}$ ), ecuación (13):

$$h_{FON-NAAL} = R_5^* \cdot D \quad \text{Ec. (13)}$$

**h.6** Obtenga la altura entre el NAAL y el NBBL ( $h_{NBBL-NAAL}$ ), ecuación (14):

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{FON-NAAL} - h_{NBBL} \quad \text{Ec. (14)}$$

**i.** Cálculo del área vertical disponible para el flujo de vapor.

El área de sección transversal vertical disponible para este flujo, AVD, es mediante la ecuación (15):

$$A_{VD} = A_{TAMB} - A_{FON-NAAL} \quad \text{Ec. (15)}$$

**j.** Comparar el valor obtenido del área requerida ( $A_v$ ) con el área disponible para el flujo de vapor (AVD).

Si  $A_v$  es igual a  $AVD$ , el diámetro asumido en el paso 6b es correcto. Si  $AVD$  es significativamente mayor que  $A_v$ , el tamaño de tambor que se supuso es demasiado grande para el servicio, y si  $AVD$  es significativamente menor que  $A_v$ , el tamaño de tambor que se supuso es demasiado pequeño.

#### **Siguientes Tanteos:**

De acuerdo a lo expresado paso 6 j, se debe repetir el procedimiento desde 6b con un valor de diámetro mayor o menor según sea el caso, hasta encontrar el valor para el diámetro óptimo; cuando se obtenga tal diámetro, redondear al diámetro comercial, por arriba, más cercano. Al lograr esto, se obtendrá un valor mínimo de longitud de operación o longitud efectiva del tambor ( $L_{eff}$ ). Esta longitud horizontal o longitud efectiva del tambor ( $L_{eff}$ ), se mide desde la boquilla de entrada de alimentación, hasta el extremo horizontal más alejado de la bota de decantación. Como producto de este paso, se tendrá un diseño del tambor separador, el cual deberá verificarse para saber si es apropiado para la separación líquido-líquido: esto se hará en el paso siguiente.

#### **3.5.7 Evaluación de la capacidad de separación líquido-líquido y estimación final de las dimensiones del recipiente.**

Seguir las instrucciones presentadas en los siguientes pasos para evaluar si, con las dimensiones actuales, el tambor es capaz de separar la fase pesada de la liviana. En el caso que el tambor logre la separación, las dimensiones actuales, serán las dimensiones finales del equipo, y se procederá a continuar con otros cálculos asociados.

1. Se calcula la velocidad de decantación de la fase líquida pesada ( $V_{tP}$ ), usando la siguiente ecuación (16)

$$V_t = F_{12} * d^2 * (\rho_p - \rho_L) / \mu \quad \text{Ec. (16)}$$

2. Se calcula la velocidad de flujo de la fase líquida liviana (V<sub>fl</sub>), mediante las siguientes ecuaciones (17) y (18):

$$V_{fl} = Q_{L1} / (A_{fon-NAAL}) \quad \text{(Para NAAL)} \quad \text{Ec. (17)}$$

$$V_{fl} = Q_{L1} / (A_{fon-NBBL}) \quad \text{(Para NBBL)} \quad \text{Ec. (18)}$$

3. Se calcula la longitud horizontal que las gotas de líquido pesado tienen que recorrer (X<sub>H</sub>), mediante la ecuación (19)

$$X_H = V_{fl} * h / V_{tp} \quad \text{Ec. (19)}$$

4. Si X<sub>H</sub> (evaluado tanto para NAAL, como para NBBL), es menor que L<sub>eff</sub>, habrá separación de la fase pesada, y el diseño del tambor es satisfactorio para la decantación de la fase pesada.

5. Si X<sub>H</sub> (evaluado tanto para NAAL, como para NBBL), es mayor que L<sub>eff</sub>, no habrá separación completa de la fase pesada, y el diseño del tambor no es satisfactorio para la decantación de la fase pesada: regresar al inicio del tanteo.

En el caso que el tambor no logre la separación, es necesario ir aumentando las dimensiones del tambor hasta que se logre la separación de la fase pesada. Este tanteo tendrá fijo los valores de las áreas transversales de flujo de vapor y de flujo de la fase líquida liviana (área entre NAAL y NBBL). Esto se traduce en un aumento del área transversal por debajo de NBBL, lo cual significa que habrá un mayor tiempo de residencia para la separación del líquido pesado del líquido liviano y, cuando se

obtenga el tamaño apropiado de tambor, tal tiempo de residencia será superior al tiempo necesario para decantar las gotas de la fase líquida pesada.

**El tanteo será como sigue:**

**6.** Se aumenta el diámetro (D). Usando la relación  $F_{24} \times L_{eff} / D$ , obtener la longitud efectiva de separación ( $L_{eff}$ ).

**7.** Se calcula el área transversal del tambor ( $A_{TAMB}$ ).

**8.** Se calcula el área transversal desde el NAAL hasta el fondo ( $A_{fon-NAAL}$ ), mediante la ecuación **(20)**:

$$A_{fon-NAAL} = A_{TAMB} - A_V \quad \text{Ec. (20)}$$

**9.** Se calcula el área entre el fondo y el NBBL ( $A_{fon-NBBL}$ ), con ecuación **(21)**:

$$A_{fon-NBBL} = A_{fon-NAAL} - A_{NBBL-NAAL} \quad \text{Ec. (21)}$$

**10.** Se calculan las áreas fraccionales  $A_6^*$ ,  $A_7^*$ ; con ecuaciones: **(22)** y **(23)**:

$$A_6^* = \frac{A_{fon-NBBL}}{A_{TAMB}} \quad \text{Ec. (22)}$$

$$A_7^* = \frac{A_{fon-NAAL}}{A_{TAMB}} \quad \text{Ec. (23)}$$

**11.** De la Tabla B.1, con los valores de  $A_6^*$  y  $A_7^*$ , se leen los valores correspondientes a  $R_6^*$  y  $R_7^*$ .

12. Se calcula el nivel bajo-bajo de líquido (hNBBL), y el nivel alto-alto de líquido (hfon-NAAL), con ecuaciones: (24) y (25):

$$h_{NBBL} = R_6 * D \quad \text{Ec. (24)}$$

$$h_{fon-NAAL} = R_7 * D \quad \text{Ec. (25)}$$

13. Nótese que el valor fijo de hNBBL en 230 mm (9”), cambia aquí por necesidades de la decantación.

### 3.5.8 Calculo de la bota decantadora.

a) Cálculo de la velocidad de flotación de la fase dispersa liviana en la fase continua pesada, ( $V_{fL}$ ), usando la Ec (16). Si el valor calculado excede 4.2 mm/s (10 pulg/min), fijar dicha velocidad de flotación en 4.2 mm/s (10 pulg/min).

b) Cálculo del diámetro de la bota ( $D_B$ ).

b.1) El área transversal de la bota  $A_B$ , es la ecuación (26):

$$A_B = \frac{Q_{L2}}{0.85 * V_{fL}} \quad \text{Ec.(26)}$$

b.2) El diámetro mínimo de la bota es la ecuación (27):

$$D_B = \left( \frac{4 * A_B}{\pi} \right)^{1/2} * F_{24} \quad \text{Ec. (27)}$$

b.3) Usando la siguiente tabla de diámetros de bota:

**Tabla 3.2. Diámetro de Bota máximo.**

$D_{TAMB}$		$D_{BOTA(MAX)}$
mm	pulg	
$\leq 1000$	$\leq 40$	$0.5 * D_{TAMB}$
$> 1000, < 1500$	$> 40, < 60$	500mm (20pulg)
$\geq 1500$	$\geq 60$	$1/3 D_{TAMB}$

Se compara el diámetro de bota obtenido con los valores de dicha tabla: si el valor obtenido excede el máximo allí indicado, significa que el volumen de líquido pesado es muy grande para ser manejado por una bota, y que se debe cambiar el tipo de separador, por uno que tenga volumen de líquido pesado dentro del cuerpo del tambor.

Si el diámetro de la bota es menor que el máximo indicado en la tabla anterior, continuar con los cálculos de este tipo de separador.

c) Cálculo de la longitud de la bota ( $L_B$ ):

c<sub>1</sub>) La altura del fondo hasta el NBI ( $h_{NBI}$ ), es 230 mm (9")

c<sub>2</sub>) Altura entre NAI y NBI ( $h_{NBI-NAI}$ ), es mediante la ecuación (28):

$$h_{NBI-NAI} = \frac{Q_{L2} * t_{r3} * 60}{A_B} \quad \text{Ec. (29)}$$

Si  $h_{NBI-NAI}$  es menor que 360 mm (14"), entonces utilizar ecuación (30):

$$h_{NBI-NAI} = 360mm(14") \quad \text{Ec. (31)}$$

c<sub>3</sub>) La longitud de la bota (L<sub>B</sub>), es la ecuación (32):

$$L_B = h_{NBL} + h_{NBL-NAL} \quad \text{Ec. (32)}$$

### 3.5.9 Calculo de otras áreas y distancias verticales dentro del tambor.

El área vertical entre el NBBL y NBL ( $A_{NBBL-NBL}$ ), corresponde al volumen de líquido de cinco minutos (300 s), de tiempo de residencia del líquido, dividido por  $L_{eff}$ , ecuación (33):

$$A_{NBBL-NBL} = \frac{Q_L * 300}{L_{eff}} \quad \text{Ec. (33)}$$

El área vertical entre el NAAL y NAL ( $A_{NAAL-NAL}$ ), es igual a  $A_{NBBL-NBL}$ . Ecuación (34):

$$A_{NAAL-NAL} = A_{NBBL-NBL} \quad \text{Ec. (34)}$$

El área vertical entre el fondo y NBL ( $A_{fon-NBL}$ ), se obtiene por la ecuación (35):

$$A_{fon-NBL} = A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NBL} \quad \text{Ec. (35)}$$

El área vertical entre el fondo y NAL ( $A_{\text{fon-NAL}}$ ), se obtiene por la ecuación (36):

$$A_{\text{fon-NAL}} = A_{\text{fon-NAAL}} + A_{\text{NAAL-NAL}} \quad \text{Ec. (36)}$$

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NBL, ecuación (37):

$$A_{\text{fon-NBL}} = R_3 * D \quad \text{Ec. (37)}$$

Donde:

$R_3^*$ : Se calcula a partir de la Tabla A.1, con el valor de:

$$A_3^* = A_{\text{fon-NBL}} / A_{\text{TAMB}}. \quad \text{Ec. (38)}$$

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL es la ecuación (39):

$$h_{\text{fon-NAL}} = R_4 * D \quad \text{Ec. (39)}$$

Donde:

$R_4^*$ : Se calcula a partir de la Tabla B.1, con el valor de la **Ec.(40)**:

$$A_4^* = A_{\text{fon-NAL}} / A_{\text{TAMB}}. \quad \text{Ec. (40)}$$

**Se verifica que el tambor cumple con las limitaciones de distancias mínimas.**

a) Se verifica que  $h_{\text{NBBL-NAAL}}$  sea mayor o igual a 360 mm (14”):



a<sub>1</sub>) Se obtiene la altura entre el NAAL y el NBBL ( $h_{NBBL-NAAL}$ ), ecuación (41):

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{fon-NAAL} - h_{fon-NBBL} \quad \text{Ec. (41)}$$

a<sub>2</sub>) Si  $h_{NBBL-NAAL}$  es menor que 360 mm (14"), ecuación (42):

$$h_{NBBL-NAAL} = 360mm(14") \quad \text{Ec. (42)}$$

a<sub>3</sub>) Modificar ( $h_{fon-NAAL}$ ), manteniendo todas las demás alturas incrementales que ya se habían calculado, ecuación (36):

$$h_{fon-NAAL} = h_{NBBL-NAAL} + h_{fon-NBBL} \quad \text{Ec. (43)}$$

a<sub>4</sub>) Se aumenta el diámetro en una cantidad igual a  $h_{NBBL-NAAL}$ . Alterar la longitud efectiva de separación acorde a la relación  $F_{24} * L_{eff} / D$ .

b) Se verifica que la altura de la zona de flujo de vapor sea mayor que el mayor de 300 mm (12") y el 20% del diámetro del tambor. En caso que sea así, no alterar los cálculos realizados hasta ahora. En caso que no sea así, proceda a:

b<sub>1</sub>) Se aumenta la altura de la zona de vapor hasta cumplir con la limitación antes mencionada

b<sub>2</sub>) Se Aumenta el diámetro en la misma cantidad que aumentó la altura de la zona de flujo de vapor

b<sub>3</sub>) No modificar las alturas que ya se habían calculado.

### 3.5.10 Dimensionamiento de las boquillas de entrada y salida.

a) Calculo de la densidad de la mezcla.

$$\rho_{mezcla} = \frac{(W_L + W_g)}{(Q_L + Q_g)} \quad \text{Ec. (44)}$$

b) Calculo de la velocidad del gas en la boquilla de la alimentación (mezcla).

$$V_{boquilla} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{f(mezcla)}}} \quad \text{Ec. (45)}$$

c) Calculo del diámetro de la boquilla de la alimentación.

$$D_{boquilla(mezcla)} = \sqrt{\frac{4 * Q_f}{\pi * V_{mezcla}}} \quad \text{Ec. (46)}$$

Donde:

$$Q_f = Q_L + Q_g$$

d) Calculo de la velocidad en la boquilla de salida del gas.

$$V_{gas} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{gas}}} \quad \text{Ec. (47)}$$

e) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del gas.

$$D_{boquilla(gas)} = \sqrt{\frac{4 * Q_g}{\pi * V_{gas}}} \quad \text{Ec. (48)}$$

f) Calculo de la velocidad del líquido liviano en la boquilla de salida.

$$V_{liv} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{liv}}} \quad \text{Ec. (49)}$$

g) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del liquido liviano:

$$D_{boquilla(liv)} = \sqrt{\frac{4 * Q_{Liv}}{\pi * V_{Liv}}} \quad \text{Ec. (50)}$$

h) Calculo de la velocidad del liquido pesado en la boquilla de salida.

$$V_{pes} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{pes}}} \quad \text{Ec. (51)}$$

i) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del liquido pesado:

$$D_{boquilla(pes)} = \sqrt{\frac{4 * Q_{pes}}{\pi * V_{pes}}} \quad \text{Ec. (52)}$$

### 3.6 Comparación de la eficiencia entre el esquema actual que presentan las plantas compresoras típicas y el esquema propuesto.

La comparación de los diversos escenarios se realiza a partir ciertos parámetros como lo son:

- Caudal de descarga
- Composición en la descarga
- Eficiencia
- Caudal venteado
- Condensado en separador de baja
- Condensado en separador de alta

Según el análisis comparativo de los parámetros mencionados entre cada escenario planteado y el de la planta compresora típica (caso base), y utilizando un criterio basado en la optimización del proceso, se determina cual es el modelo

eficiente operacionalmente que mitigue la problemática planteada relacionada a los problemas de separación flash en la compresión del gas.



---

## CAPITULO IV

### DISCUSIONES DE RESULTADOS CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### **4.1 Esquemas típicos que caracterizan a las plantas compresoras de gas natural.**

##### **4.1.1 Composición, riqueza y condiciones de operación de la corriente de gas**

Los datos recopilados de la corriente de gas muestra la composición en base seca del mismo, a determinada presión y temperatura. Partiendo de los datos obtenidos en la composición se genera la envolvente de fases en la figura 4.1 y la riqueza de la corriente de gas en estudio.

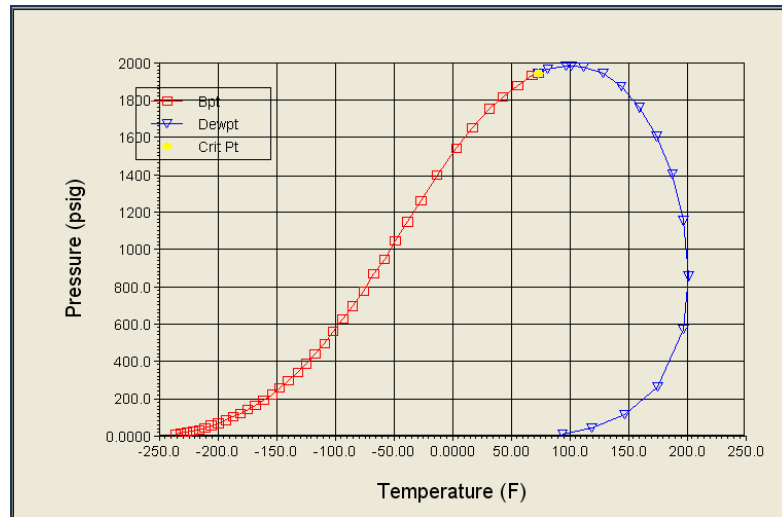
**Tabla 4.1 Composición de la corriente de gas natural.**

Componente	Nomenclatura	Fracción Molar
Metano	C1	0.6766
Etano	C2	0.0701
Propano	C3	0.0841
iso-Butano	i-C4	0.0396
n-Butano	n-C4	0.0314
iso-Pentano	i-C5	0.0191
n-Pentano	n-C5	0.0176
Hexano	C6	0.0111
Heptano	C7	0.0015
Octano	C8	0.0036
Componente	Nomenclatura	Fracción Molar
Nonano	C9	0.0034
Dioxido de Carbono	CO2	0.0418

**Tabla 4.2 Riqueza del gas y condiciones la corriente de gas.**

GPM	8,7 C2+
	45
Qg	MMPCED
Psucc	100 psia
Pdesc	2200 psia

La temperatura de entrada de la corriente es de 60 F con una temperatura de 80 F para el enfriamiento interetapa.



**Figura 4.1 Envolvente de fase de la corriente de gas natural de la alimentación**

#### 4.1.2 Saturación de la corriente de gas con agua

Para el cálculo del contenido de agua a la presión y temperatura de entrada del sistema, se utilizaron las extensiones Saturador con agua (Saturate with water) del simulador de procesos HYSYS Plant 3.2, y así poder obtener una corriente de gas saturada de agua. En la tabla 4.3 se muestra la composición de la corriente de gas natural saturada con agua correspondiente a las condiciones de proceso.

**Tabla 4.3. Composición de la corriente de gas natural saturada.**

Componente	Nomenclatura	Fracción Molar
Metano	C1	0.675189
Etano	C2	0.0069954
Propano	C3	0.003925
iso-Butano	i-C4	0.039517
n-Butano	n-C4	0.031334
iso-Pentano	i-C5	0.019060
n-Pentano	n-C5	0.017563
Hexano	C6	0.011077
Heptano	C7	0.001497
Octano	C8	0.003592
Nonano	C9	0.003393
Dioxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	0.041713
Agua	H <sub>2</sub> O	0.002186

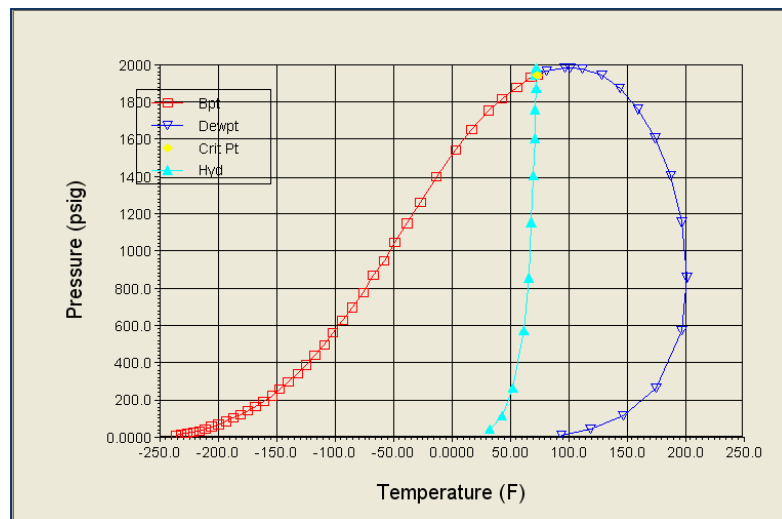
La cantidad de agua que se encuentra saturando a la corriente de gas arrojada por el simulador es de 184 BPD.

#### **4.1.3 Análisis en la formación de hidratos.**

Se debe evaluar que a las condiciones de presión y temperatura de las corrientes de gas, una vez saturadas, no exista el riesgo de formación de hidratos.



Se analiza el riesgo de formación de hidratos en la corriente de alimentación, al igual que a las corrientes correspondientes a las entradas y salidas de cada una de las etapas de compresión, y salidas de las válvulas de expansión, dado que estas últimas son las más propensas a la formación de hidratos. Una vez obtenidos los resultados provenientes del simulador HYSYS para los diferentes rangos de presión y temperatura empleados en el sistema de compresión, dio como resultado que bajo dichas condiciones no existe riesgo de formación de hidratos, pudiéndose determinar mediante de la siguiente figura:



**Figura 4.2** Envoltura de fase y curva de formación de hidratos para la corriente de alimentación.

#### 4.1.4 Análisis Termodinámico del caso base (planta típica compresora de gas)

Una vez determinado el número de etapas de compresión requeridas para aumentar la presión en la corriente de gas de 100 psig a 2200 psig, tomando como criterio de selección la relación de compresión, se introduce las variables requeridas en el programa Ariel Compressor, con el fin de obtener los valores presión y

temperatura en la succión y descarga de cada una de las etapas de compresión del gas en estudio. El resultado arrojado por el programa se muestra en la tabla 4.4.

**Tabla 4.4 Temperatura y presión en cada una de las etapas de compresión.**

	Etapa	Temperatura (°F)		Presión (psig)	
		Succión	Descarga	Succión	Descarga
1	Etapa	60	162.49	100	296.06
2	Etapa	80	195.21	289.91	815.78
3	Etapa	80	206.5	805.78	2222.15

La corriente de gas saturada que alimenta al sistema de compresión interetapa, se hace pasar a través de un depurador de entrada con el fin de retirar los componentes condensables presentes en dicha corriente, y así garantizar solo entrada vapor en el compresor de la primera etapa, y de igual manera para las siguientes etapas, ya que los líquidos ocasionan graves daños en los equipos de compresión del gas.

Una vez que el gas es comprimido, el mismo sale de la descarga del compresor con un aumento de su temperatura, por lo que es necesario disminuirla, empleando intercambiadores de calor hasta lograr la temperatura operacional de enfriamiento interetapa (80 F). Luego del enfriamiento de la corriente, se genera una cantidad de líquidos que fueron separados de la corriente de gas para preparar a dicha corriente gaseosa a otra etapa de compresión, y así subsecuentemente.

Todos los líquidos provenientes de cada uno de los depuradores interetapas fueron recolectados para enviarlos a un separador que opera a presión atmosférica. Antes de enviar estos líquidos al separador se acondicionaron las corrientes provenientes de los depuradores a las condiciones de operación del separador atmosférico, empleando válvulas expansoras para proporcionar la caída de presión al sistema a manera de obtener las condiciones necesarias de presión y temperatura para que ocurra la separación de los líquidos del gas natural. Esto es posible cuando las condiciones de presión y temperatura (parámetros operacionales) de la corriente de gas se ubican dentro de la envolvente de fase en la zona de mezcla (región bifásica) donde se encuentran en equilibrio líquido y vapor. Seguido al proceso de expansión con las válvulas ocurre un descenso súbito de las temperaturas en la corriente de gas producto de la caída de presión asignada para cada corriente.

Al realizar un estudio en la cantidad de gas que es venteado a la atmosfera en el caso de la planta típica dio como resultado que se pierde una gran cantidad de gas (2.34 MMPCED) en el separador que opera a presión atmosférica, producto de la separación flash. Esta pérdida representa un problema en el sistema de compresión, ya que la corriente de gas pierde sus componentes pesados durante la separación flash, por lo que la riqueza del gas disminuye, y como resultado una corriente de gas en la descarga de la última etapa de compresión pobre en sus componentes pesados.

#### **4.2 Impacto negativo de la separación flash en el proceso de compresión por etapas en una planta típica compresora.**

A continuación se muestra una tabla comparativa de las corrientes provenientes del sistema de compresión para el caso base.

**Tabla 4.5 Composición y flujo molar de las corrientes del depurador de Entrada.**

Componentes	Fracción Molar		
	Alimentación	Salida Gas	Salida Liquido
Metano	0,67519	0,70384	0,03250
Etano	0,06995	0,07219	0,01977
Propano	0,08392	0,08382	0,08619
i-Butano	0,03952	0,03689	0,09845
n-Butano	0,03133	0,02797	0,10684
i-Pentano	0,01906	0,01384	0,13619
n-Pentano	0,01756	0,01151	0,15342
Hexano	0,01108	0,00388	0,17252
Heptano	0,00150	0,00021	0,03028
Octano	0,00359	0,00018	0,08018
Nonano	0,00339	0,00006	0,07821
CO <sub>2</sub>	0,04171	0,04334	0,00515
H <sub>2</sub> O	0,00219	0,00227	0,00030
Componentes	Flujo Molar (lbmol/hr)		
	Alimentación	Salida Gas	Salida Liquido
Metano	3343,53	3336,9	6,87
Etano	346,41	342,26	4,18
Propano	415,59	397,41	18,21
i-Butano	195,69	174,9	20,8
n-Butano	155,17	132,6	22,57
i-Pentano	94,39	66,61	28,78

n-Pentano	86,97	54,55	32,42
<b>Flujo Molar (lbmol/hr)</b>			
Componentes	Alimentación	Salida	
		Gas	Líquido
Hexano	54,85	18,4	36,45
Heptano	7,41	1,01	6,4
Octano	17,79	0,85	16,94
Nonano	16,8	0,27	16,52
CO2	206,56	205,49	1,09
H2O	10,82	10,76	0,06

Se observa que la corriente de gas al salir del depurador se despoja de una cantidad apreciable de componentes pesados que han condensado producto de la separación flash en el depurador. La riqueza de la corriente del gas disminuye notablemente con respecto a las condiciones de entrada al sistema de compresión (GPM 8.7 C<sub>2+</sub>), perdiendo así su capacidad calorífica y con ello su rentabilidad.

En la tabla 4.5 se muestra que en la salida del líquido del depurador de entrada, que a partir del propano en adelante existe una tendencia en aumento de condensación de los componentes pesados. Resaltando la condensación en gran magnitud de los componentes C<sub>6+</sub> y con respecto a la cantidad de agua que se encontraba en la corriente de alimentación se infiere que a las condiciones del depurador de entrada no logra su condensación, por lo que se mantiene en la corriente de salida del gas.

### 4.3 Análisis de los escenarios propuestos.

Realizando un análisis comparativo de los flujos molares de los componentes que integran la corriente de gas en la salida del depurador de la última etapa de compresión para el caso base y los escenarios propuestos, se obtuvieron los valores arrojados en la siguiente tabla:

**Tabla 4. 6 Flujos Molares de la corriente de gas a la salida del depurador.**

Componentes	Flujo Molar Salida de gas Depurador 3 (lbmol/hr)			
	Caso Base	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Metano	3244,48 0029	3327,83 7430	3327,837430	3329,58 3614
Etano	312,071 053	329,252 746	329,252746	337,422 141
Propano	319,622 921	336,373 897	336,373897	373,235 850
i-Butano	118,148 933	122,189 805	122,189805	143,349 027
n-Butano	81,3510 30	83,5360 42	83,536042	97,0204 49
i-Pentano	28,3543 70	28,7032 65	28,703265	25,5835 10
n-Pentano	20,3047 83	20,4972 10	20,497210	15,2613 69

<b>Hexano</b>	3,03622 3	3,06005 6	3,060056	0,93584 1
<b>Heptano</b>	0,05368 2	0,05439 8	0,054398	0,00864 4
<b>Octano</b>	0,01096 7	0,01117 3	0,011173	0,00127 6
<b>Nonano</b>	0,00078 8	0,00080 6	0,000806	0,00008 0
<b>CO2</b>	195,418 765	203,267 020	203,267020	204,338 670
<b>H2O</b>	2,14645 5	2,21615 3	2,216153	2,25953 0

Se puede apreciar en la tabla 4. 6 que en general, el componente que se encuentra en todos los escenarios en mayor proporción con respecto a los demás es el Metano. Sin embargo, el escenario 3 presenta mayor cantidad de Metano, al igual que propano y butano, y una reducción notable en compuestos más pesados que el butano, los cuales afectan el límite establecido para el poder calorífico que posee el gas.

Con la simulación del proceso se logra no solo un mejor entendimiento del sistema, sino que se procura un perfeccionamiento en el diseño y operación de una planta compresora típica. Es por ello, que los diferentes escenarios propuestos muestran que el reciclaje del gas es una opción válida para incrementar la cantidad de gas a la salida de las etapas de compresión, disminuyendo notablemente la cantidad de líquidos producto de la condensación de este, y aprovechándolos nuevamente al ser reintegrados de nuevo al sistema.

Al observar la tabla 4.6, se aprecia un incremento en la composición de la corriente de gas a la salida del proceso para cada uno de los compuestos constitutivos es apreciado. En general, el metano es el que se encuentra en mayor proporción (como ha de esperarse en una corriente de gas natural) en todos los casos analizados, y en particular, se experimentó una reducción notable en la cantidad de compuestos pesados (C5+) para el último escenario planteado (escenario 3), por lo que los resultados de la simulación en estudio muestran una ventaja notoria de este escenario sobre los otros dos analizados en forma comparativa, en donde se obtiene la mejor optimización del proceso para este, haciendo énfasis a las mejoras obtenidas en la composición del gas a la salida y en la recuperación de líquidos.

#### **4. 4 Diseño del Separador Trifásico**

Para el diseño del separador se utilizaron las variables operacionales (Tabla 4.7) del separador de alta perteneciente al escenario 1, a partir de las cuales se inició el dimensionamiento siguiendo las siguientes premisas:

- Se considera un separador horizontal con bota decantadora, debido a que la cantidad de la fase líquida pesada a contener en el separador era bastante pequeña.
- Se considera que la velocidad del gas es 100% velocidad crítica de la mezcla.
- Se considera el hidrocarburo líquido como fase continua.
- El líquido liviano es más del 5% de la fase líquida total, por lo tanto se utilizó su densidad para el cálculo de la velocidad crítica.
- La fase líquida liviana está libre de gotas de líquido pesado.
- Existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal y un control de nivel de interfase líquido-líquido en la bota decantadora.



- El volumen de operación y emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador.
- El volumen de operación de la fase pesada en la bota decantadora.
- Se supuso que el tambor estaba 80% lleno, lo que se tradujo en una altura disponible para el flujo de vapor de 20% del diámetro del tambor.
- El rango de la relación de esbeltez se encuentra entre 1.5 y 3 para la presión a la que opera el equipo.
- Se supone que el tambor tiene un interruptor y/o alarma del nivel bajo-bajo de líquido.
- La distancia mínima que se estimo desde el fondo del tambor hasta el nivel bajo-bajo de líquido fue de 9 pulgadas.
- La distancia mínima que se estimo desde el nivel bajo de interfase hasta el fondo del recipiente fue de 9 pulgadas.
- Para efectos de diseño se aproxima la longitud efectiva ( $l_{eff}$ ) a la longitud tangente-tangente.

**Tabla 4.7 Variables operacionales**

<b>Presión (psig)</b>	100
<b>Temperatura (F)</b>	35.62
<b>Flujo volumétrico (lbmol/hr)</b>	425.82

Con la ayuda del simulador de procesos HYSYS plant 3.2 se obtuvieron las propiedades físicas de los fluidos para las condiciones operación del depurador.

**Tabla 4.8 propiedades físicas de los fluidos a 100 psig y 60F.**

	Gas	Líquido	Agua
<b>Flujo másico (lbmol/h)</b>	154.3	272.8	153.3
<b>Peso Molecular</b>	27.77	57.89	18.02
<b>Densidad (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	0.6375	37.18	63.96
<b>Flujo Volumétrico (ft<sup>3</sup>/s)</b>	1.864	0.118	0.000666
<b>Viscosidad (cP)</b>	----	0.2	1.633
<b>Factor Z</b>	0.9392		

Con estos datos se procede a calcular la velocidad del gas ( $V_g$ ). El área transversal ocupada por el gas ( $A_g$ ), variables necesarias para el dimensionamiento del equipo (área, diámetro, alturas de gas, líquidos, e interfases).

**Tabla 4.9 Variables para el dimensionamiento**

<b>Velocidad del Gas (<math>V_v</math>)( ft/seg)</b>	1.189
<b>Área del Gas (<math>A_v</math>)(ft<sup>2</sup>)</b>	1.568

Para obtener las dimensiones del separador se inicia el procedimiento con un primer tanteo, en donde se asume un valor de la relación de esbeltez, y luego por despeje se calculo la longitud efectiva del tambor, el diámetro asumido se aumento hasta cumplir con las condiciones específicas para el final del tanteo. Una vez realizados los tanteos necesarios dio como resultado:

**Tabla 4.10 Dimensiones del Separador.**

<b>Área del Separador (<math>A_{sep}</math>)(ft<sup>2</sup>)</b>	12.57
<b>Diámetro (<math>D_{sep}</math>)(ft)</b>	4
<b>Altura de Vapor (<math>h_v</math>)(ft)</b>	0.942
<b>Altura de liquido (<math>h_{NAAL\_NBBL}</math>)(ft)</b>	3.058
<b>Altura interfase (<math>h_{NBI-NAI}</math>)</b>	3.153
<b>Longitud efectiva (ft)</b>	10

Todos estos valores son establecidos según los criterios del Manual de Diseño PDVSA MDP-03-S-05.

**Tabla 4.11 Dimensionamiento de la zona de separación de las dos fases líquidas inmiscibles (Bota decantadora)**

<b>Área de la bota (ft<sup>2</sup>)</b>	0.013
<b>Diámetro bota (ft)</b>	0.127
<b>Longitud de la bota (ft)</b>	3.903

En la tabla 4.12 se reflejan las dimensiones de las boquillas de los diferentes fluidos presentes en el separador de 100 psig, así como también sus respectivas velocidades de operación, estos accesorios son comercializados a medidas estándar por el fabricante, por lo tanto los valores obtenidos a partir de las ecuaciones de diseño de boquillas deben ser ajustados.

**Tabla 4.12 Dimensionamiento de las boquillas de entrada y salida del separador.**

<b>Densidad de la mezcla (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	2.812
<b>Velocidad de la boquilla de entrada de la mezcla (ft/seg)</b>	26.83
<b>Velocidad de la boquilla de salida del gas (ft/seg)</b>	75.14
<b>Velocidad de la boquilla de salida del liquido liviano (ft/seg)</b>	9.84
<b>Diámetro de la boquilla d entrada de la mezcla (pulg)</b>	4
<b>Diámetro de la boquilla de salida del liquido liviano (pulg)</b>	1
<b>Diámetro de la boquilla de salida del gas (pulg)</b>	3

#### **4.5 Comparación de la eficiencia entre el esquema actual que presentan las Plantas compresoras típicas y el esquema propuesto.**

Realizando la comparación de cada uno de los parámetros elegidos como referencia para la elección del mejor escenario a considerar, se elaboro una tabla comparativa para su posterior análisis.

**Tabla 4.13 Parámetros seleccionados para determinar la eficiencia de la planta compresora típica en estudio y los esquemas propuestos.**

<b>Descripción</b>	<b>Caso Base</b>	<b>Escenario 1</b>	<b>Escenario 2</b>	<b>Escenario 3</b>
Caudal de descarga (MMPED)	39,376	40,566	40,566	41,219
Composición en la descarga (gal/MPCED)	6,60710	6,6951	6,6951	7,0191
Potencia (hp)	2123	2183	2183	2192
Eficiencia (hp/MMPCED)	53,91	53,81	53,81	53,18
Caudal venteado (MMPCED)	2,3476	0.2851	0.8420	0,5873
Condensado en sep baja (BPD)	2823,1	1538,4	3050	2790
Condensado en sep alta (BPD)	0	1860	1862,7	0
Condensado total (BPD)	2823,1	3401,1	4914,9	2790

Analizando los caudales de descarga en la tabla 4.13, se observa en todos los casos una clara disminución del flujo de gas a la salida en comparación con el flujo que entra inicialmente al sistema de compresión (45 MMPCED), debido a la cantidad de producto que se condensa durante este proceso. Comparando el caso base y los escenarios propuestos, se observa un incremento gradual en el caudal de descarga para todos los casos, teniendo el mismo valor los escenarios 1 y 2, y en particular, el mayor incremento se tiene para el último escenario en estudio (3).

Con respecto a la riqueza del gas, el caso base presenta el menor valor de riqueza en comparación con los escenarios propuestos, de la misma manera se obtiene que el escenario 3 arroja el mayor valor de riqueza en comparación con los otros dos restantes, con lo que se infiere que la recolección de los líquidos y su respectiva incorporación al proceso, aportan una mayor cantidad de componentes pesados a la corriente de gas en estudio.

El venteo de gas a la atmósfera, representa pérdidas de materiales valiosos y de energía dentro del proceso de compresión, por lo que se desea reducir al máximo esta cantidad. Tomando en cuenta lo anterior, con los escenarios propuestos en comparación con el caso base, se disminuye notablemente el gas de venteo a la atmósfera y con ello se logra una optimización del proceso, al evitar la pérdida de los componentes pesados con el gas a venteo y con ello la pérdida de la riqueza de gas. Se destaca de manera particular que es en el escenario 1 es donde se logra la menor cantidad de gas a venteo, valor esperado debido a que este solo ventea los gases provenientes de la expansión de la corriente líquida del primer depurador y posee un sistema de reciclaje de gas, ahora analizando los últimos dos escenarios restantes, el segundo escenario maneja mayor cantidad de caudal de venteo porque no solo toma la corriente del primer depurador de entrada, sino también maneja la expansión de los líquidos del separador de alta, y el escenario 3 logra una menor cantidad en

comparación con el escenario 2 debido a que solo ventea los gases provenientes de la expansión de los líquidos del depurador de entrada.

Al analizar la potencia empleada por los compresores para realizar el trabajo, es el escenario 3 que presenta el mayor gasto de potencia en comparación al resto de los escenarios planteados y el caso base, lo cual guarda estrecha relación a lo esperado, ya que es en este último escenario en donde se van a manejar los mayores valores de caudal de gas a comprimir, y por ende existe una mayor demanda de energía para realizar dicha tarea. Como consecuencia de ello, se observa que con el aumento de la potencia se obtiene un menor valor de eficiencia (parámetro ligado a la potencia requerida por el compresor y al caudal de descarga manejado), sin embargo, este valor no varía en gran magnitud con los presentados por los demás escenarios.

En la simulación realizada se observa el empleo de separadores de baja y de alta presión, para acondicionar los líquidos provenientes de las diferentes etapas de compresión y hacerlos ingresar de nuevo al proceso bajo la forma de gas. Para el caso base se cuenta con un solo separador operando a baja presión, donde todos los líquidos de los depuradores interetapas son enviados a este equipo, los escenarios propuestos también cuentan con un solo separador de baja, con la diferencia de que el mismo solo recibe los líquidos provenientes del depurador de entrada. Los escenarios 1 y 2 poseen otro separador, operando a alta presión, para acondicionar las corrientes líquidas, pero con la diferencia que para el primer escenario el separador de baja solo recibe los líquidos del depurador de entrada, en comparación con el escenario 2, en el que se adiciona al separador de baja los líquidos provenientes del separador de alta, es por ello que se observa el mayor valor de condensado total para el escenario 2. Mientras que en el escenario tres es donde se obtiene la menor cantidad de condensado, por lo que en cuanto a optimización en la generación de líquidos es este último escenario el que aporta la mejor cantidad obtenida de condensables.

Se concluye que al momento de decidir cuál de los escenarios es el más óptimo para mejorar el proceso de compresión, se considera que un análisis de todos los resultados obtenidos en forma general puede dar respuesta a la problemática planteada en cuanto a optimización en la generación de líquidos. Tomando en consideración lo anterior, es en el escenario 3 donde se aporta el mayor caudal de gas con una disminución considerable en la producción de líquidos, con lo que se obtiene el mejor rendimiento bajo este arreglo, y representado de esta manera, la mejor opción a considerar en el momento de proponer el mejor esquema de compresión.

---

---

## CONCLUSIONES

1. La riqueza de la corriente del gas disminuye al condensar los componentes pesados por efecto de la separación flash.
2. Existe una relación inversamente proporcional entre la cantidad de gas enviado a venteo y la riqueza que presenta la corriente de gas a la salida del sistema de compresión.
3. El escenario 3 es el que arroja mejores resultados para la optimización de la composición de la corriente de gas.
4. El reciclaje del gas mejora el poder calorífico de la corriente de gas.
5. El gas venteado a la atmósfera es menor en el escenario 1 en comparación con los otros esquemas propuestos.
6. La mayor cantidad de condensado total resultante del proceso de compresión se obtuvo en el escenario 2.



---

---

## RECOMENDACIONES

- Se debe realizar un estudio de costos para seleccionar el escenario óptimo a escoger.
- Cuando la cantidad de líquido pesado a contener en el separador es muy pequeña con respecto a la cantidad líquido liviano, utilizar un separador horizontal con bota decantadora.
- Controlar la cantidad de gas venteado a la atmósfera, ya que éste produce contaminación al ambiente, y pérdida en los componentes pesados de la corriente de gas.
- Evaluar esquemas de reciclaje de gas en los sistemas de compresión en las plantas típicas.
- Analizar si existe la posibilidad de formación de hidratos durante el proceso de compresión del gas.

---

---

## BIBLIOGRAFÍA

[1] LARA O, MARIAN G; MARIÑO S, ALEXANDER M **“ Evaluación de la Factibilidad Técnica De La Ubicación de los Equipos Existentes de Intercambio de Calor y Separación de Producción de Pozos; a la Entrada del Nuevo Centro Operativo UDO-1. ”** Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente/Núcleo de Anzoátegui. Venezuela. Marzo (2007).

[2] [http://web.usal.es/~tonidm/DEI\\_05\\_separadores.pdf](http://web.usal.es/~tonidm/DEI_05_separadores.pdf)

[3] PDVSA N° MDP-03-S-01. Manual de Diseño de Procesos. Separación Física. Tambores Separadores, **“Principios Básicos”** Junio (1990).

[4] MAITA G. LOURDES J. **“Evaluación de una Corriente de Gas Mediante la Aplicación de Técnicas de Separación a Bajas Temperaturas Utilizadas Para la Extracción de Líquidos del Gas Natural”**. Trabajo Especial de Grado; Universidad de Oriente/Núcleo de Anzoátegui. Venezuela. Abril (2008).

[5] PDVSA N° MDP-03-S-05. Manual de Diseño de Procesos. Separación Física. Tambores Separadores, **“Separadores Líquido- Líquido –Vapor”** Junio (1990).

[6] Rojas, Gonzalo. PhD **“Ingeniería de yacimientos de gas Condensado”**. Puerto la Cruz. (2001).

## APENDICE

### APENDICE – A:

#### A.1 Muestra de cálculos (Diseño de separador trifásico).

##### Información requerida.

	Gas	Líquido	Agua
Flujo másico (lbmol/h)	154.3	272.8	153.3
Peso Molecular	27.77	57.89	18.02
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	0.6375	37.18	63.96
Flujo Volumétrico (ft <sup>3</sup> /s)	1.864	0.118	0.000666
Viscosidad (Cp)	----	0.2	1.633
Factor Z	0.9392		

- **Calculo del caudal de operación a condiciones del sistema.**

$$Q_{op} = \frac{Z_{OP} * T_{OP} * P_{ST}}{Z_{ST} * T_{ST} * P_{OP}} \quad \text{Ec. (1)}$$

$$Q_{op} = \frac{0.9392 * 496.03R * 187 \text{psig} * 1.403 \times 10^6}{1 * 520R * 114.7 \text{psig}}$$

$$Q_{op} = 161092,11 Pc / D * 1D / 24h / 1h / 3600s$$

$$Q_{op} = 1.864 \text{ft}^3 / s$$

- **Calculo de la velocidad crítica (Vc):**

$$V_c = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad \text{Ec. (2)}$$

$$V_c = 0.157 \sqrt{\frac{37.18 - 0.6375}{0.6375}}$$

$$V_c = 1.189 \text{ft} / s$$

- **Calculo del área de vapor (Av):**

$$A_v = \frac{Q_{op}}{V_c} \quad \text{Ec. (3)}$$

$$A_v = \frac{Q_{op}}{V_c}$$

$$A_v = 1.568 \text{ft}^2$$

- **Calculo del volumen de operación de líquido liviano entre NAL y NBL:**

$$V_{r1} = Q_{L1} * T_{r1} \quad \text{Ec. (4)}$$

$$V_{r1} = 0.118 \text{ ft}^3 / \text{s} * 300 \text{ s}$$

$$V_{r1} = 35.4 \text{ ft}^3$$

- **Calculo del volumen de operación de líquido liviano entre NAL - NAAL y NBL-NBBL:**

$$V_{r2} = Q_{L1} * 600 \text{ s} \quad \text{Ec. (5)}$$

$$V_{r2} = 70.8 \text{ ft}^3$$

- **Calculo de la longitud equivalente:**

Asumiendo una relación de  $F_{24} L_{eff} / D = 2.5$  y un  $D = 50''$

$$L_{eff} = \frac{2.5 * D}{F_{24}} \quad \text{Ec. (6)}$$

$$L_{eff} = \frac{2.5 * 4 \text{ ft}}{1}$$

$$L_{eff} = 10 \text{ ft}$$

- **Calculo del área vertical entre NBL-NAL:**

$$A_{NBL-NAL} = \frac{V_{r1}}{L_{eff}} \quad \text{Ec. (7)}$$

$$A_{NBL-NAL} = \frac{35.40 \text{ ft}^3}{10 \text{ ft}} = 3.54 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del área fraccional  $A_1^*$  de la sección transversal entre el fondo del tambor y el NBBL ( $A_{FON-NBBL}$ ) a la altura del NBBL ( $h_{NBBL}$ ):**

$$R_1^* = \frac{h_{NBBL}}{D} \quad \text{Ec. (8)}$$

$$R_1^* = \frac{0.75 \text{ ft}}{4 \text{ ft}} = 0.188$$

Por tabla  $A_1^* = 0.1303$

- **Calculo del área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor:**

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} \left( \frac{D}{F_{24}} \right)^2 \quad \text{Ec. (9)}$$

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} \cdot (4)^2$$

$$A_{tambor} = 12.577 \text{ ft}^2$$

$$A_{fond-NBBL} = A_1^* A_{TAMBOR} \quad \text{Ec. (10)}$$

$$A_{fond-NBBL} = 0.1303 * 12.577$$

$$A_{fond-NBBL} = 1.637 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del área transversal entre el fondo y el NAL:**

$$A_{fon-NAL} = A_{fon-NBBL} + A_{NAL-NBL} + \frac{V_{r2}}{leff} / 2 \quad \text{Ec. (11)}$$

$$A_{fon-NAL} = 8.717 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del área vertical entre el NBBL y el NAAL:**

$$A_{NBBL-NAAL} = A_{NBL-NAL} + \frac{V_{r2}}{leff} \quad \text{Ec. (12)}$$

$$A_{NBBL-NAAL} = 10.62 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del área vertical entre el fondo y el NAAL:**

$$A_{fon-NAAL} = A_{NBBL-NAAL} + A_{fon-NBBL} \quad \text{Ec. (13)}$$

$$A_{fon-NAAL} = 12.257 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del area fraccional de la sección transversal ( $A_5^*$ ):**

$$A_5^* = \frac{A_{fon-NAAL}}{A_{TAMBOR}} \quad \text{Ec. (14)}$$

$$A_5^* \text{ (Tabla)} = 0.975 \text{ ----- } R_5^* = 0.952$$

- **Calculo de la altura entre el fondo del tambor y el NAAL:**

$$h_{fon-NAAL} = R_5^* \times D \quad \text{Ec. (15)}$$

$$h_{fon-NAAL} = 3.808 \text{ ft}$$

- **Calculo entre NAAL y el NBBL:**

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{fon-NAAL} - h_{NBBL} \quad \text{Ec. (16)}$$

$$h_{NBBL-NAAL} = 3.058 \text{ ft}$$

- **Calculo del área vertical disponible para el flujo de vapor.**
- **Calculo del área de la fracción transversal vertical disponible para el flujo ( $A_{VD}$ ):**

$$A_{VD} = A_{TAMBOR} - A_{fon-NAAL} \quad \text{Ec. (17)}$$

$$A_{VD} = 0.309 \text{ ft}^2$$

Comparando el valor obtenido del  $A_v$  con el disponible  $A_{VD}$  Si  $A_v = A_{VD}$  el Diámetro es correcto.

**Evaluación de la Capacidad liquido-liquido y estimación final de las dimensiones del recipiente.**



**Calculo de la velocidad de flujo del liquido liviano para NBBL-NAAL:**

$$V_{fL1} = \frac{Q_{LIV}}{A_{fon-NBBL}} \quad \text{Ec. (18)}$$

$$V_{fL1} = 0.072 \text{ ft / s}$$

$$V_{fL2} = \frac{Q_{LIV}}{A_{fon-NAAL}}$$

$$V_{fL2} = 0.011 \text{ ft / s}$$

**Calculo de la velocidad de flotación de la fase liquida liviana:**

$$V_{tL} = \frac{F_{12} * d^2 * (\ell_p - \ell_L)}{\mu} \quad \text{Ec. (19)}$$

$$V_{tL} = 0.0618 \text{ ft / s}$$

**Calculo de la velocidad de flotación de la fase pesada:**

$$V_{tp} = 0.85 * V_{tL} \quad \text{Ec. (20)}$$

$$V_{tp} = 0.0525 \text{ ft / s}$$

**Calculo de la longitud horizontal que las gotas del líquido pesado tienen que recorrer:**

$$X_H = \frac{V_{fL} * h}{V_{tp}} \quad \text{Ec. (21)}$$

Para NBBL Y NAAL respectivamente,

$$X_{H1} = 4.14 \text{ ft (NBBL)}$$

$$X_{H2} = 0.134 \text{ ft (NAAL)}$$

### **DIMENSIONAMIENTO DE LA BOTA DECANTADORA.**

- **Calculo del área transversal de la bota:**

$$A_{bota} = \frac{Q_{L2}}{0.85 * V_f} \quad \text{Ec. (22)}$$

$$A_{bota} = 0.012675 \text{ ft}^2$$

- **Calculo del diámetro mínimo de la bota:**

$$D_{bota} = \left( 4 * \frac{A_{bota}}{\pi} \right) * F_{24} \quad \text{Ec. (23)}$$

$$D_{bota} = 0.127 \text{ ft}$$

- **Calculo de la longitud de la bota:**

$$h_{NBL-NAL} = \frac{Q_{L2} * T_{r3} * 60}{A_{bota}} \quad \text{Ec. (24)}$$

$$h_{NBL-NAL} = 3.1526 \text{ ft}$$

**La longitud de la bota es:**

$$L_B = h_{NBL} + h_{NBL-NAL} \quad \text{Ec. (25)}$$

$$L_B = 3.90 \text{ ft}$$

- **Calculo de las áreas y distancias verticales dentro del tambor.**

$$A_{NBBL-NBL} = \frac{Q_L * 300}{l_{eff}} \quad \text{Ec. (26)}$$

$$A_{NBBL-NBL} = 4.02 \text{ ft}^2$$

$$A_{NAAL-NAL} = A_{NBBL-NBL}$$

$$A_{fon-NBL} = A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NBL} \quad \text{Ec. (27)}$$

$$A_{fon-NBL} = 4.772 \text{ ft}^2$$

$$A_{fon-NAL} = A_{fon-NAAL} + A_{NAAL-NAL} \quad \text{Ec. (28)}$$

$$A_{fon-NAL} = 8.235 \text{ ft}^2$$

$$h_{fon-NBL} = R_3 * xD \quad \text{Ec. (29)}$$

$$h_{fon-NBL} = 1.628 \text{ ft}$$

$$R_3 * = 0.407 \text{---- (tabla) } A_3^*$$

$$A_3^* = \frac{A_{fon-NBL}}{A_{tambor}} = 0.380 \quad \text{Ec. (30)}$$

$$A_{fon-NAL} = R_4^* \times D \quad \text{Ec. (31)}$$

$$h_{fon-NAL} = 1.577 \text{ ft}$$

$$A_4^* = \frac{A_{fon-NAL}}{A_{tambor}} = 0.655 \quad \text{Ec. (32)}$$

$$R_4^* = 0.394 \text{ ---- (tabla } A_4^*$$

- **Validación del cumplimiento con las distancias mínimas.**

Se verifica que  $h_{NBBL-NAAL}$  sea mayor que 14 pulgadas:

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{fon-NAAL} - h_{fon-NBBL} \quad \text{Ec. (33)}$$

$$h_{NBBL-NAAL} = 3.058 \text{ ft}$$

$h_{NBBL-NAAL} = 36.7$  pulgadas. Si es mayor que la distancia mínima.

- **Cálculos para determinar el diámetro y velocidad de las boquillas de entrada y salida.**

j) Cálculo de la densidad de la mezcla.

$$\rho_{mezcla} = \frac{(W_L + W_g)}{(Q_L + Q_g)} \quad \text{Ec. (34)}$$

$$\rho_{mezcla} = 2.812 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

k) Calculo de la velocidad del gas en la boquilla de la alimentación (mezcla).

$$V_{boquilla} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{f(mezcla)}}} \quad \text{Ec. (35)}$$

$$V_{boquilla} = 26.833 \text{ ft/seg}$$

l) Calculo del diámetro de la boquilla de la alimentación.

$$D_{boquilla(mezcla)} = \sqrt{\frac{4 * Q_f}{\pi * V_{mezcla}}} \quad \text{Ec. (36)}$$

Donde:

$$Q_f = Q_L + Q_g$$

$$D_{boquilla(mezcla)} = 0.307 \text{ ft}$$

m) Calculo de la velocidad en la boquilla de salida del gas.

$$V_{gas} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{gas}}} \quad \text{Ec. (37)}$$

$$V_{gas} = 75.14 \text{ ft/seg}$$

n) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del gas.

$$D_{boquilla(gas)} = \sqrt{\frac{4 * Q_g}{\pi * V_{gas}}} \quad \text{Ec. (38)}$$

$$D_{boquilla(gas)} = 2.133 \text{ ft}$$

o) Calculo de la velocidad del líquido liviano en la boquilla de salida.

$$V_{liv} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{liv}}} \quad \text{Ec. (39)}$$

$$V_{liv} = 7.38 \text{ ft/seg}$$

p) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del liquido liviano:

$$D_{boquilla(liv)} = \sqrt{\frac{4 * Q_{Liv}}{\pi * V_{Liv}}} \quad \text{Ec. (40)}$$

$$D_{boquilla(liv)} = 0.143 \text{ ft}$$

q) Calculo de la velocidad del líquido pesado en la boquilla de salida.

$$V_{pes} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{pes}}} \quad \text{Ec. (41)}$$

$$V_{pes} = 5.627 \text{ ft/seg}$$

r) Calculo del diámetro de la boquilla de salida del liquido pesado:

$$D_{boquilla(pes)} = \sqrt{\frac{4 * Q_{pes}}{\pi * V_{pes}}} \quad \text{Ec. (42)}$$

$$D_{boquilla(pes)} = 0.181 \text{ ft}$$



**Tabla B.1: Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares Vs. Alturas de la cuerda.**

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.949	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1005	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.806	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									

DIAMETRO, D  
LONG. DE LA CUERDA, λ  
ALTURA DE LA CUERDA, h  
AREA DEL SEGMENTO

$$R^* = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{\lambda}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen } \text{Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A^* = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{Círculo}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen}\theta)}{2\pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}, \theta = 2 \left[ \text{Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right) \right], \theta \text{ en Radianes}$$



**APENDICE – B:**

**Tabla B.2: Factores que dependen de las unidades usadas.**

		En unidades SI	En unidades Inglesas
F <sub>1</sub>	Sub Sección 4.2.1, Ec(1)	1000	1
F <sub>2</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ecs. (2a), (2c), (2d)	$1.62 \times 10^{-4}$	$5.3 \times 10^{-4}$
F <sub>3</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (2b)	$1.1 \times 10^{-4}$	$3.6 \times 10^{-4}$
F <sub>4</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (2e)	$7.0 \times 10^{-5}$	$2.3 \times 10^{-4}$
F <sub>5</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (2f)	$3.05 \times 10^{-5}$	$1.0 \times 10^{-4}$
F <sub>6</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (3)	3720	2500
F <sub>7</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (4)	3.009	0.936
F <sub>8</sub>	Sub Sección 4.4.1, Ec. (4), (5a), (5b), (5c)	1	12
F <sub>10</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (1)	$1.8 \times 10^{-4}$	$5.9 \times 10^{-4}$
F <sub>11</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (1)	655	0.09
F <sub>12</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (1a)	0.545	$8.03 \times 10^{-5}$
F <sub>13</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (1b)	5.62	$1.03 \times 10^4$
F <sub>14</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (1c)	172.3	$2.05 \times 10^3$
F <sub>15</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (2)	0.001	10.74
F <sub>16</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (3)	100	15
F <sub>17</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (6a)	100	4
F <sub>18</sub>	Sub Sección 4.4.1 , Ec. (4)	1.77	2.8
F <sub>20</sub>	Sub Sección 4.7.2, Ec. (15); Subseccion 5.1 Ec(27), Subseccion 5.2 Ec (42),	$10^6$	144
F <sub>21</sub>	Sub Sección 4.2 , Ec. (11)	0.048	0.157
F <sub>23</sub>	Sub Sección 4.7.2 Ec.(16)	25mm	1Pulg
F <sub>24</sub>	Sub Sección 5.1, 5.2	1000	1
F <sub>25</sub>	Sub Sección 5.1, Ec.(29)	1000	12

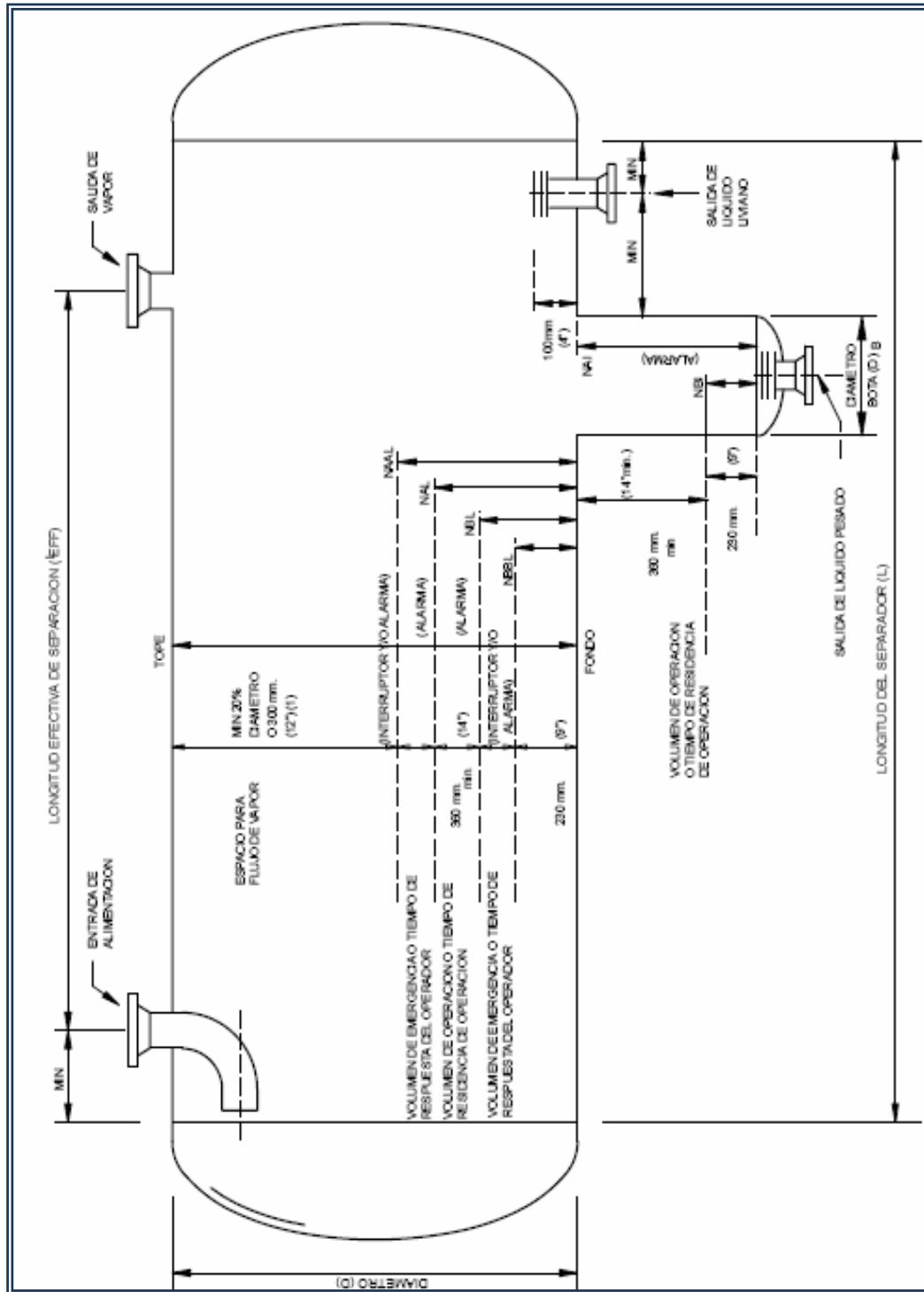
**APENDICE – B:**

**Tabla B.3: Propiedades físicas de componentes del gas natural y del gas condensado. [6]**

Componente	Fórmula	Peso Molecular (lbm/lbmol)	Temperatura crítica (°R)	Temperatura crítica (°C)	Temperatura crítica (°F)	Densidad a 60°F		Temperatura de ebullición (°F)	Factor de compresión	
						Gas (lbm/ft <sup>3</sup> )	Líquido (Lbm/gal)			
Metano	CH <sub>4</sub>	16	33.8	-162	67.8	0.0991	2.28	0.5	258.73	104
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	54.8	-78	67.8	0.0788	9.24	0.962	127.49	986
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	66.6	-94	66.3	0.0737	16.20	0.223	43.75	524
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	77.0	-108	50.7	0.0702	53.16	0.865	31.08	010
i-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	77.0	-108	29.1	0.0724	53.16	0.686	10.78	848
N-pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	84.3	-129	88.6	0.0675	90.13	0.251	96.92	539
i-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	84.3	-129	90.4	0.0679	90.13	0.119	82.12	223

n- <b>Hexano</b>	n C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86 .178	9 13.7	4 36.9	0 .0688	2 27.09	5 .526	15 5.72	0.3 007
n- <b>Heptano</b>	n C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	10 0.205	9 72.8	3 96.8	0 .0691	2 64.05	5 .728	20 9.16	0.3 498
n- <b>Octano</b>	n C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	11 4.232	1 024.2	3 60.6	0 .0690	3 01.01	5 .883	25 8.21	0.4 018
n- <b>Nonano</b>	n C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	12 8.259	1 070.6	3 32.0	0 .684	3 37.98	6 .008	30 3.47	0.4 455
n- <b>Decano</b>	n C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	14 2.286	1 112.1	3 04.0	0 .0679	3 74.94	6 .112	34 5.48	0.4 885
<b>Di óxido de Carbono</b>	C O <sub>2</sub>	44 .010	5 47.90	1 071.0	0 .0342	1 15.97	6 .88	- 109.26	0.2 25
<b>Ni trógeno</b>	N 2	28 .013	2 27.60	4 93.0	0 .0514	8 9.77	6 .58	- 320.45	0.0 40
<b>S ulfuro de Hidrogeno</b>	H 2S	34 .076	6 72.70	1 300.0	0 .0459	7 3.80	6 .73	- 76.50	0.0 95

Figura C.1 Identificación de niveles y dimensiones en un tambor separador vapor-liquido-liquido con bota decantadora.



---

**APENDICE – D:**


---

**Tabla D.1 Nomenclatura.**

		Sistema Ingles	En unidades inglesas
$A^*$	Área fraccional o relación de un área transversal total del tambor. Normalmente obtenida al conocerse una altura fraccional, y leída de la tabla 5 del documento MDP-03-S-03	Adimensional	Adimensional
$A_B$	Área transversal de la bota decantadora	$m^2$	$Pie^2$
$A_f$ on-NAAL	Área vertical entre el NAAL y el fondo del tambor, para tambores horizontales.	$m^2$	$Pie^2$
$A_f$ on-NAL	Área vertical entre el NAI y el fondo del tambor, para tambores horizontales.	$m^2$	$Pie^2$
$A_f$ on-NBL	Área vertical entre el NBI y el fondo del tambor, para tambores horizontales.	$m^2$	$Pie^2$
$A_f$ on-NBBL	Área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor, para tambores horizontales.	$m^2$	$Pie^2$

A MALLA	Área requerida de malla separadora de gotas.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>N</sub> AL-NAAL	Área vertical entre el NAAL y el NAL, para tambores horizontales.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>N</sub> BI-NAI	Área vertical entre el NAI y el NBL, para tambores horizontales.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>N</sub> BL-NAL	Área vertical entre el NAL y el NBL, para tambores horizontales	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>N</sub> BBL-NAAL	Área vertical entre el NBBL y el NAAL, para tambores horizontales.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>N</sub> BBL-NBL	Área vertical entre el NBBL y NBL, para tambores horizontales.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>T</sub> AMB	Área de sección transversal para tambores horizontales	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>V</sub>	Area para el flujo de vapor.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
A <sub>V</sub> D	Area disponible para el flujo de vapor.	m <sup>2</sup>	Pie <sup>2</sup>
a <sub>ra</sub> n	Area de flujo de una ranura en el colector o distribuidor de gas.	mm <sup>2</sup>	Pulg <sup>2</sup>
D	Diámetro del tambor.	m <sup>2</sup>	Pie
D <sub>B</sub>	Diámetro de la bota	mm	Pulg

	decantadora.		
D MALLA	Diámetro de una malla circular, o lado más largo de una malla rectangular.	mm	Pulg
D <sub>p</sub>	Diámetro de la gota.	m	Pulg
d	Diámetro de la gota.	mm	Pulg
h <sub>B</sub> NBBL	Altura máxima desde el nivel bajo de liquido hasta el fondo del balde de liquido liviano, para tambores de compartimientos separados	mm	Pulg
H <sub>b</sub> oq-MALLA	Distancia entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla	mm	Pulg
H <sub>b</sub> oq-tan	Distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior.	mm	Pulg
h <sub>fo</sub> n-NAAL	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAAL.	mm	Pulg
h <sub>fo</sub> n-NAI	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAI.	mm	Pulg
h <sub>fo</sub> n-NAL	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL.	mm	Pulg
h <sub>fo</sub> n-NBL	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NBL.	mm	Pulg

$h_{fo}$ n-NBBL	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NBBL.	mm	Pulg
$h_m$ alla-NAAL	Distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y el NAAL.	mm	Pulg
$H_m$ alla-NAAL	Altura vertical disponible entre el fondo de la malla y el NAAL.	mm	Pulg
$h_N$ BBL	Altura desde el nivel bajo de liquido hasta el NAI o el fondo del recipiente.	mm	Pulg
$h_N$ BI	Altura del nivel bajo de la interface, medida desde el fondo del recipiente, o desde el fondo de la bota decantadora.	mm	Pulg
		En unidades SI	En unidades inglesas
$h_o$ B	Distancia vertical del fondo del tambor al tope del rebosadero del balde de liquido liviano	mm	Pulg
$h_o$ w	Distancia vertical desde la interface liquido liviano/liquido pesado hasta el tope del rebosadero del balde de liquido liviano (230mm (9pulg) mínimo)	mm	Pulg
$hV$ NBBL	Altura mínima desde el nivel bajo bajo de liquido hasta el fondo del recipiente, en el compartimiento de	mm	Pulg



	líquido pesado para separadores con compartimientos separados.		
$h_{WB}$	Distancia vertical del fondo del tambor al tope del vertedero de líquido pesado.	mm	Pulg
L	Longitud tangente a tangente del tambor horizontal.	m	pie
$L_B$	Longitud de la bota decantadora.	m	pie
$L_{BALDE}$	Longitud del balde de líquido liviano, en separadores con compartimientos separados.	m	pie
$L_{AL-VER}$	Distancia entre el balde de líquido liviano y el vertedero de líquido pesado, en separadores con compartimientos separados.	m	pie
$L_C$	Longitud de la cuerda en el tope del vertedero de líquido pesado.	mm	pie
$L_{ef}$ f	Longitud efectiva de operación.	m	pie
$L_{VER}$	Longitud vertedero de líquido pesado, en separadores con compartimientos separados.	m	pie
N AAL	Nivel alto alto de líquido		
N	Nivel alto de líquido		

AL			
N NL	Nivel normal del líquido.		
N BL	Nivel bajo de líquido		
N BBL	Nivel bajo-bajo de líquido.		
N AI	Nivel alto de interface líquido-líquido		
N BI	Nivel bajo de interface líquido-líquido.		
Q M	Flujo volumétrico total de mezcla vapor/líquido por boquilla de entrada.	m <sup>3</sup> /s	Pie <sup>3</sup> /s
Q <sub>L</sub> 1	Flujo de alimentación líquida liviana.	m <sup>3</sup> /s	Pie <sup>3</sup> /s
Q <sub>L</sub> 2	Flujo de alimentación líquida pesada.	m <sup>3</sup> /s	Pie <sup>3</sup> /s
Q w	Flujo de líquido pesado.	m <sup>3</sup> /s	Pie <sup>3</sup> /s
R <sub>e</sub>	Numero de Reynolds de gota	Adimensional	
T <sub>r3</sub>	Tiempo de residencia de operación del líquido pesado.	m in	min
V <sub>fl</sub>	Velocidad de flujo de líquido liviano dentro del recipiente.	m /s	Pie/s
V <sub>f</sub>	Velocidad de flujo de líquido pesado dentro del	m	Pie/s

p	recipiente.	/s	
$V_r$ 1	Volumen de operación de líquido liviano, entre NAL y NBL.	$m^3$	$Pie^3$
$V_r$ 2	Volumen de líquido liviano por tiempo de respuesta del operador.	$m^3$	$Pie^3$
$V_r$ 3	Volumen de operación de líquido pesado, entre NAI y el NBI	$m^3$	$Pie^3$
$V_t$	Velocidad terminal de decantación (flotación).	$m/s$	$Pie/s$
$V_t$	Velocidad terminal de decantación (flotación)	$m/s$	$Pie/s$
$V_{tl}$	Velocidad de flotación de la fase líquida liviana.	$m/s$	$Pie/s$
$V_{tp}$	Velocidad de decantación de la fase líquida pesada.	$m/s$	$Pie/s$
$X_H$	Longitud horizontal recorrida por las gotas de la fase líquida discontinua, al separarse en tambores con compartimientos separados.	$m$ $m$	pulg
$\rho_o$	Densidad (a condiciones de operación), de la corriente más pesada de líquido liviano alimentada al tambor separador con compartimientos separados.	$K$ $g/m^3$	$lb/Pie^3$
$\rho_P$	Densidad de la fase pesada.	$K$ $g/m^3$	$lb/Pie^3$

$\rho_L$	Densidad de la fase liviana.		lb/Pie <sup>3</sup>
$\rho_w$	Densidad liquido pesado a condiciones de operación.	$\frac{K}{g/m^3}$	lb/Pie <sup>3</sup>
$\mu'$	Viscosidad de la fase continua.	$\frac{m}{Pa.s}$	Lb/pie/s

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

<b>TÍTULO</b>	<b>Estudio de los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas típicas de compresión del gas natural</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Herrera, Bladimir</b>	<b>CVLAC: 18.113.847 E MAIL: salazarmatute26@hotmail.com</b>
<b>Salazar, Laura</b>	<b>CVLAC: 18.113.847 E MAIL: salazarmatute26@hotmail.com</b>
<b>Ortega, Carolina</b>	<b>CVLAC: 16.250.105 E MAIL: caro_kitty@hotmail.com</b>
<b>Rosania, Romina</b>	<b>CVLAC: 16.938.488 E MAIL: romina_ines_7@hotmail.com</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

Compresión del Gas Natural

Etapas de Proceso de Compresión

Diseño de Separadores

Separación Flash

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

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería de Petróleo

#### **RESUMEN (ABSTRACT):**

Con este trabajo se pretende contribuir a la optimización del proceso de compresión del gas por etapas, y en particular, reducir el impacto negativo que se produce al ocurrir la separación flash de los compuestos pesados en los equipos de separación ligados al sistema, planteando para ello diversos esquemas que permitan la mayor recuperación de líquidos y de esta forma mejorar el rendimiento de la operación en una planta de compresión de gas natural.

La fase inicial de esta investigación se basó en el estudio de la operación de una planta compresora típica, recopilando información referente a la separación flash en los equipos de compresión por etapas. En la siguiente fase se definió la composición de la corriente de gas que interviene en dicho proceso, se identificó el esquema típico que caracteriza a las plantas compresoras de gas natural (caso base), y se evaluó tres escenarios propuestos, con el fin de optimizar el proceso de compresión del gas natural, desarrollándose estos bajo el entorno de simulación de procesos Hysys Plant 3.2, el cual amerita algunas propiedades del sistema a simular, como lo

son: composición del gas, presión y temperatura de operación, parámetros de entrada y salida interetapas, entre otros. Y por último se diseñó un equipo de separación para el escenario 1.

Luego de analizar los parámetros obtenidos de los datos arrojados por el simulador Hysys 3.2, para cada uno de los escenarios propuestos, y el caso base, se determinó que el mejor esquema, basado en la optimización del proceso de compresión del gas, fue el planteado para el escenario tres.

**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	XAS	TU	JU
Herrera, Bladimir				<input checked="" type="checkbox"/>	
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Salazar, Matute				<input checked="" type="checkbox"/>	
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rondón, José			AS	XTU	JU
			<input checked="" type="checkbox"/>		
	CVLAC:				
	E_MAIL				
Viloria, Lisandro			AS	TU	JU
					<input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC:				
	E_MAIL				
Barrueta, Rafael			AS	TU	JU
					<input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC:				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2008	11	05
AÑO	MES	DÍA

**LENGUAJE. SPA****METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**



**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Estudios de los problemas asociados.doc	Application/msword

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

ALCANCE

**ESPACIAL:** Ingeniería de Procesos

**TEMPORAL:** 6 meses

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Ingeniería de Petróleo

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pregrado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Petróleo

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui

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

**DERECHOS**

**DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO:**

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA **UNIVERSIDAD DE ORIENTE** Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”

**AUTOR**

**AUTOR**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**Bladimir Herrera**

**Laura Salazar**

**AUTOR**

**AUTOR**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**Carolina Ortega**

**Romina Rosania**

**TUTOR**

**JURADO**

**JURADO**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

**José Rondon**

**Lisandro Viloría**

**Rafael Barrueta**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**

\_\_\_\_\_

**Rayda Patiño**