

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS

FACULTAD DE INGENIERÍA

CARRERA DE INGENIERIA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**DISEÑO DE UN SEPARADOR SUPERSÓNICO
PARA EL TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL
EMPLEANDO LA HERRAMIENTA CFD EN LA
PLANTA DE RIO GRANDE**

Postulante: Carmin Ginelda Quispe Rondo

Tutor: Ing. José Daniel Alvarez Gantier

LA PAZ – BOLIVIA

2021



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

Agradecimientos

Agradecer a Dios, por haberme dado la oportunidad de estudiar la carrera de Ingeniería Petrolera, también un agradecimiento especial a mis padres Rufino Quispe Quispe y Bartola Rondo Tarqui, quienes siempre me brindaron su apoyo incondicional en todo momento; a mis hermanos Karin Quispe Rondo, Israel Quispe Rondo, Joel Quispe Rondo y Belen Quispe Rondo por haber estado con mi persona en los momentos buenos y malos.

Finalmente debo agradecer al tutor de este proyecto al Ingeniero José Daniel Álvarez Gantier, por haberme guiado durante la elaboración de este trabajo y también al plantel docente y administrativo de la carrera de Ingeniería Petrolera, quienes contribuyeron en mi formación profesional.

ÍNDICE GENERAL

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1 INTRODUCCIÓN	16
1.2 ANTECEDENTES	17
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	17
1.3.1 Identificación del problema	17
1.3.2 Formulación del problema.....	18
1.4 OBJETIVO GENERAL.....	18
1.4.1 Objetivos específicos	18
1.5 JUSTIFICACIÓN	18
1.5.1 Justificación técnica	18
1.5.2 Justificación económica	19
1.6 ALCANCE	20
1.6.1 Alcance temático.....	20
1.6.2 Alcance geográfico.....	20
1.6.3 Alcance temporal	20
1.6.4 Alcance legal.....	20

CAPÍTULO 2

SISTEMAS DE TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.1 GAS NATURAL	21
2.1.1 Clasificación del Gas Natural según su origen.....	22
2.1.2 Clasificación del Gas Natural en función de la composición	22
2.2 PROCESO CONVENCIONAL DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL	23
2.2.1 Deshidratación del Gas Natural por absorción con glicoles	23

2.2.2 Recuperación de líquidos de gas natural	23
2.3 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE ABSORCIÓN DE RIO GRANDE	25
2.3.1 Deshidratación de alimento y regeneración del glicol en la Planta de Rio Grande	25
2.3.1.1 Determinación de la cantidad de agua en el Gas de alimento	26
2.3.2 Proceso Lean Oil.....	27
2.4 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS	28
2.4.1 Presión.....	28
2.4.2 Temperatura.....	28
2.4.3 Caudal.....	28
2.4.4 Poder calorífico	28
2.4.5 Peso molecular aparente	29
2.4.6 Densidad de la mezcla.....	29
2.4.7 Gravedad específica del gas	30
2.4.8 Factor de compresibilidad (Z).....	30
2.4.9 Riqueza (GPM)	30
2.5 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL	31
2.6 PROCESOS UTILIZADOS PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL.....	32
2.6.1 Absorción de aceite pobre	32
2.6.2 Expansión Joule – Thompson.....	33
2.6.3 Turbo expander.....	34
2.6.4 Refrigeración mecánica	34
2.6.4.1 Cualidades y características del refrigerante ideal.....	34
2.6.5 Separador supersónico	35

2.7 COMPARACIÓN DE LOS DIFERENTES PROCESOS PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS	35
-----------------------------------------------------------------------------------	----

CAPÍTULO 3

CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR SUPERSÓNICO Y LA HERRAMIENTA CFD

3.1. DEFINICIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE UN SEPARADOR SUPERSÓNICO.	39
3.1.1 Características de las partes del separador supersónico.....	39
3.1.2 Secciones del separador supersónico	40
3.2 SEPARADOR SUPERSÓNICO EN EL MUNDO.....	41
3.3 ANÁLISIS DEL FLUJO DE GAS EN EL SEPARADOR SUPERSÓNICO	43
3.3.1 Clasificación de flujos.....	44
3.3.2 Parámetros del flujo	44
3.3.2.1 Velocidad del sonido.....	44
3.3.2.2 Número de Mach	45
3.3.2.3 Relaciones claves.....	46
3.3.3 Propiedades de estancamiento.....	47
3.3.4 Propiedades críticas.....	48
3.4 CFD.....	50
3.4.1 Pre – procesamiento	52
3.4.1.1 Elaboración de la geometría y definición del dominio de flujo	53
3.4.1.2 Desarrollo del mallado	54
3.4.1.3 Criterios de convergencia	55
3.4.1.4 Set – Up.....	55
3.4.2 Procesamiento	56
3.4.2.1 Software CFD libre.....	56

3.4.2.2 Software CFD comercial	57
3.4.3 Pos – Procesamiento	57
3.4.4 Modelamiento de las fases dentro del equipo	57
3.4.5 Selección de la geometría y validación del modelamiento	58

CAPÍTULO 4

APLICACIÓN PRÁCTICA EN LA PLANTA DE RIO GRANDE

4.1 CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL EN LA PLANTA DE RIO GRANDE	60
4.1.1 Composición del gas natural	60
4.1.2 Caudales de ingreso del gas natural a la Planta de Rio Grande.....	61
4.2 DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE LICUABLES EN EL GAS NATURAL.....	62
4.3 CONDICIONES DE DISEÑO PARA EL SEPARADOR SUPERSÓNICO.....	65
4.3.1 Flujo subsónico (zona convergente)	68
4.3.2 Flujo sónico (garganta)	73
4.3.3 Flujo supersónico	74
4.3.4. Después de la onda de choque.....	77
4.4 DIMENSIONAMIENTO PARA EL SEPARADOR CENTRAL.....	81
4.5 APLICACIÓN DE LA HERRAMIENTA CFD PARA EL DISEÑO DEL SEPARADOR SUPERSÓNICO	88
4.5.1 Diseño interno y externo del separador supersónico	889
4.5.2 Análisis del fluido con la herramienta CFD.....	93
4.5.3 Perfiles de temperatura, presión y velocidad	977
4.5.4 Ventajas y desventajas de la técnica de separación supersónica	103

CAPÍTULO 5

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

5.1 ANÁLISIS ECONÓMICO	105
5.1.1 Costos de fabricación del separador supersónico.....	105
5.1.2. Costos de equipos adicionales.....	1066
5.1.3. Costos totales	107
5.1.4 Depreciación del equipo (\$us).....	1077
5.2 INGRESOS CON EL SISTEMA DE ABSORCIÓN CON LEAN OIL.....	108
5.2.1 Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno y exportación al Brasil	1088
5.2.2 Ingreso por la recuperación de GLP	110
5.2.3 Ingreso por la recuperación de gasolina	112
5.2.4 Ingreso total en la planta de Absorción de Rio Grande	113
5.3 INGRESOS CON EL SISTEMA SUPERSÓNICO	114
5.3.1 Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno y exportacion al Brasil	117
5.3.2 Ingreso por la recuperación de GLP con el sistema supersónico	118
5.3.3 Ingreso por la recuperación de gasolina con el sistema supersónico	119
5.3.4 Ingreso total con el sistema supersónico.....	119
5.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS CON EL SISTEMA DE LEAN OIL Y SISTEMA SUPERSÓNICO	120
CAPITULO 6	
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
7.1 CONCLUSIONES.....	127
7.2 RECOMENDACIONES.....	129
BIBLIOGRAFÍA	131

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1	Esquema del proceso convencional del tratamiento del gas natural	24
Figura 2.2	Contenido de agua en los hidrocarburos según la Mc Ketta – Webe.....	26
Figura 2.3	Partes de un separador supersónico.....	35
Figura 2.4	Comparación de GLP vs contenido de agua en un sistema de Joule Thompson y separación supersónica.....	37
Figura 3.1	Sección transversal de un separador supersónico.....	39
Figura 3.2	Separador supersónico simplificado	40
Figura 3.3	Diagrama de flujo de un sistema típico supersónico.....	41
Figura 3.4	Regímenes de flujo en una tobera convergente – divergente ...	45
Figura 3.5	Etapas y actividades de un modelamiento CFD.....	52
Figura 3.6	Geometría y malla de un separador supersónico de un generador Swirl	55
Figura 3.7	Representación gráfica de los parámetros geométricos	59
Figura 4.1	Funcionamiento del separador supersónico.....	66
Figura 4.2	Gráfico de factor de compresibilidad de Standing y Katz.....	71
Figura 4.3	Separador central con los 6 separadores supersónicos.....	81
Figura 4.4	Pantalla de inicio de CATIA.....	90
Figura 4.5	Boceto del cuerpo externo.....	91
Figura 4.6	Boceto del cuerpo interno.....	91
Figura 4.7	Aletas en el estator.....	92
Figura 4.8	Perfil del estator en 2D.....	92
Figura 4.9	Perfil del estator con aletas correspondientes.....	92
Figura 4.10	Perfil 2D del separador supersónico.....	93

Figura 4.11	Perfil externo del separador supersónico.....	93
Figura 4.12	Pantalla de inicio del CFD.....	93
Figura 4.13	Área de estudio.....	94
Figura 4.14	Importación de la geometría dl separador supersónico.....	94
Figura 4.15	Ingreso de la cromatografía del gas natural de la Planta de Rio Grande.....	95
Figura 4.16	Ingreso de las propiedades químicas y físicas.....	96
Figura 4.17	Mallado del dominio del flujo de gas.....	96
Figura 4.18	Perfil de la temperatura a la entrada del separador supersónico.	97
Figura 4.19	Perfil de la temperatura en la garganta del separador supersónico.....	98
Figura 4.20	Perfil de la temperatura a la salida del separador supersónico....	98
Figura 4.21	Perfil de presión en 3D en el separador supersónico.....	99
Figura 4.22	Perfil de la presión en el separador supersónico.....	99
Figura 4.23	Comportamiento de la presión en la entrada del separador.....	99
Figura 4.24	Comportamiento de la presión en la garganta del separador supersónico.....	100
Figura 4.25	Comportamiento de la presión a la salida del separador supersónico.....	100
Figura 4.26	Perfil de la velocidad en 3D del separador supersónico.....	101
Figura 4.27	Perfil de la velocidad en el separador supersónico.....	101
Figura 4.28	Comportamiento de la velocidad en la entrada del separador supersónico.....	101
Figura 4.29	Comportamiento de la velocidad en la garganta del separador supersónico.....	102

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1	Componentes del gas natural.....	21
Tabla 2.2	Especificaciones del gas natural.....	25
Tabla 2.3	Cromatografía del gas natural en la Planta de Rio Grande.....	32
Tabla 2.4	Absorción con aceite pobre	36
Tabla 2.5	Separador supersónico.....	36
Tabla 3.1	Instalaciones del sistema supersónico en el mundo	42
Tabla 3.2	Régimen de flujo según el número Mach.....	45
Tabla 3.3	Comportamiento de áreas y velocidad en relación al número Mach.....	49
Tabla 3.4	Parámetros geométricos considerados para la geometría del equipo.....	58
Tabla 4.1	Cromatografía del gas natural.....	61
Tabla 4.2	Caudales de ingreso en el 2020.....	61
Tabla 4.3	Cálculo del poder calorífico del gas residual.....	62
Tabla 4.4	Cálculo de los líquidos (GPM) al 90%.....	63
Tabla 4.5	Cálculo del poder calorífico del gas residual con el 5% de líquidos.....	64
Tabla 4.6	Cálculo de los líquidos (GPM) al 95%.....	65
Tabla 4.7	Condiciones iniciales del gas de alimento.....	67
Tabla 4.8	Cálculo total del peso molecular.....	69
Tabla 4.9	Cálculo de la entropía total.....	72
Tabla 4.10	Parámetros calculados para cada zona.....	79
Tabla 4.11	Cálculo de la fracción líquida y vapor a la salida.....	80
Tabla 4.12	Composición líquida – vapor en el separador central.....	82

Tabla 4.13	Cálculo del volumen en m ³	83
Tabla 4.14	Cálculo del peso molecular de la fase vapor.....	84
Tabla 4.15	Parámetros geométricos para el diseño del separador supersónico.....	89
Tabla 4.16	Condiciones para el separador supersónico.....	90
Tabla 4.17	Condiciones de entrada.....	95
Tabla 5.1	Producción del gas natural y recuperación de líquidos en la Planta de Absorción de Rio Grande.....	104
Tabla 5.2	Producción del gas natural y recuperación de líquidos con el separador supersónico.....	104
Tabla 5.3	Producción del gas natural hasta el 2029.....	105
Tabla 5.4	Costos de los equipos expresados en \$us.....	106
Tabla 5.5	Depreciación del equipo.....	107
Tabla 5.6	Ingreso por la venta de gas natural del mercado interno a la Planta de Absorción de Rio Grande.....	108
Tabla 5.7	Precio del gas natural en el mercado interno y exportación a Brasil.....	109
Tabla 5.8	Ingreso por la exportación del gas natural a Brasil.....	109
Tabla 5.9	Ingreso económico total por la venta del gas natural tanto en el mercado interno y externo.....	110
Tabla 5.10	Producción de GLP con el sistema actual.....	111
Tabla 5.11	Ingreso de la recuperación de GLP con el sistema actual.....	111
Tabla 5.12	Precio de la gasolina.....	112
Tabla 5.13	Producción de gasolina con el sistema actual.....	112

Tabla 5.14	Ingreso de la recuperación de gasolina con el sistema actual.....	113
Tabla 5.15	Ingreso total con la planta actual de Rio Grande.....	114
Tabla 5.16	Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno con el sistema supersónico	115
Tabla 5.17	Ingreso por la venta de gas natural por la exportación con el sistema supersónico.....	116
Tabla 5.18	Ingreso total del gas natural por mercado interno y exportación.....	116
Tabla 5.19	Producción de GLP con el sistema supersónico.....	117
Tabla 5.20	Ingreso total por GLP con el sistema supersónico.....	118
Tabla 5.21	Recuperación de gasolina con el sistema supersónico.....	118
Tabla 5.22	Ingreso por la recuperación de gasolina con el sistema supersónico.....	119
Tabla 5.23	Ingreso total con el sistema supersónico.....	120
Tabla 5.23	Pérdida por la venta del gas natural.....	121
Tabla 5.24	Volumen adicional obtenido de GLP y gasolina y cálculo de ingreso bruto.....	121
Tabla 5.25	Volumen adicional obtenido de GLP y gasolina y cálculo del ingreso bruto.....	122
Tabla 5.26	Cálculo de la utilidad neta.....	123
Tabla 5.27	Cálculo del VAN y TIR.....	124
Tabla 5.28	Cálculo del PRI (periodo de recuperación de la inversión.....)	126

SIMBOLOGÍA

CFD	Dinámica computacional de fluidos
GPM	Galones por cada mil pies cúbicos de gas
EG	Etilen glicol
DEG	Dietilenglicol
TEG	Trietilenglicol
GLP	Gas licuado de petróleo
NGL	Líquidos de gas natural
W_{H_2O}	Contenido del agua en el gas natural
M	Peso molecular aparente de una mezcla de gas
M_i	Peso molecular del componente "i" de la mezcla
y_i	Fracción molar del componente "i" de la mezcla
ρ_g	Densidad del gas
P	Presión
Z	Factor de compresibilidad
M_{aire}	Peso molecular aparente del aire
C	Velocidad de sonido
γ	Coefficiente adiabático
Ma	Número Mach
T	Temperatura de estancamiento
T_o	Temperatura de estancamiento
P_o	Presión de estancamiento
ρ_o	Densidad de estancamiento
ρ	Densidad en cualquier punto
T^*	Temperatura crítica
P^*	Presión crítica
A^*	Área crítica
MMscfd	Millones de pies cúbicos por día
TMD	Toneladas métricas diarias
VAN	Valor actual neto
TIR	Tasa interna de retorno

RESUMEN EJECUTIVO

Para realizar el procesamiento del gas natural comúnmente se debe aplicar 3 procesos, endulzamiento, deshidratación y control del punto de rocío, los cuales se realizan en diferentes unidades, según corresponda. Para de esta manera cumplir las especificaciones necesarias según normativa boliviana. Para los procesos mencionados anteriormente, los sistemas convencionales utilizados son Joule Thompson o Turbo expansor.

Sin embargo, existen nuevas tecnologías que pueden ser aplicadas de una manera más eficiente, en este caso mencionamos a los dispositivos supersónicos, el cual es una novedosa y eficiente manera de reducir el volumen de equipos instalados, al mismo tiempo reducir costos.

El separador supersónico es el único equipo que tiene una combinación de procesos físicos, aerodinámicos, termodinámicos y dinámica de fluidos, los cuales hacen que el equipo supersónico sea único en su proceso. Este separador puede realizar la deshidratación y el control del punto de rocío en un mismo equipo, sin utilizar inhibidores químicos para el procesamiento, además que la separación se realiza en segundos, ya que dentro del equipo se tiene velocidades supersónicas.

El objetivo del presente trabajo es desarrollar el diseño de un separador supersónico para la Planta de Absorción de Rio Grande, el cual tiene una tecnología antigua (se utiliza el Lean Oil para la separación de líquidos) y ésta tiene una baja eficiencia, razón por lo que se propone diseñar un separador supersónico, para lo cual se tiene algunos datos iniciales patentados de algunos separadores que se utilizaron en el procesamiento de gas natural en algunos países. Estos datos como ser la presión, temperatura inicial, el tamaño del separador, son datos que ya se tiene para realizar el diseño respectivo, para lo cual también es necesario tomar en cuenta la cromatografía y sus propiedades del gas natural que ingresa a la planta, para que a partir de estos datos se pueda realizar un diseño adecuado.

Para este fin se utiliza la herramienta CFD (computational fluid dynamic), el cual permite ver el comportamiento de los fluidos en el equipo supersónico y realizar el diseño del mismo con más detalles. El CFD ayuda a mejorar la eficiencia del proceso típico de recuperación de líquidos utilizando el enfoque supersónico.

ABSTRACT

In the processing of natural gas is necessary to apply three processes sweetening, dehydration and dew point control, which are carried out in different units, as appropriate, in order to meet the necessary specifications according to Bolivian regulations. For the process mentioned above, the conventional systems used are Joule Thompson or Turbo Expander.

However, there are new technologies that can be applied in a more efficient way, in this case we mention supersonic devices, which is a new and efficient way to reduce the volume of installed equipment, at the same time reduce costs. The supersonic separator is the only piece of equipment that has a combination of physical, aerodynamic, thermodynamic and fluid dynamics processes, which make the supersonic equipment unique in its processes. This separator can perform the dehydration and control of the dew point in the same equipment, without using chemical inhibitors for the processing, furthermore, the separation is done in seconds, because inside the equipment there are supersonic speeds.

The aim of this work is to develop the design of a supersonic separator for the Rio Grande Absorption Plant, which has an old technology (Lean oil is used for the separation of liquids) and this has a low efficiency, for that reason this project proposed to design a supersonic separator, and there are some patented initial data of some separator that were used in the natural gas processing in some countries. These data, such as the initial pressure, initial temperature and the size of the separator are data that is already available to perform the respective design, for which it is also necessary to take into account the chromatography and the natural gas properties that enters the plant, so that from these data an appropriate design can be performed.

For this purpose, the CFD (computational fluid dynamic) tool is used, which allows to see the behavior of the fluids in the supersonic equipment and to design it with more details. CFD helps to improve the efficiency of the typical liquid recovery process using the supersonic approach.

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1 INTRODUCCIÓN

El gas natural en los últimos años tomó un importante lugar a nivel mundial y ahora está tomando una mayor relevancia con la industria petroquímica. El Gas Natural representa una de las más importantes fuentes de energía a nivel mundial, esto hace que se pueda desarrollar novedosas y eficientes tecnologías, los cuales permitan tratar el gas natural.

Uno de los procesos convencionales para tratar el Gas Natural que se realiza en nuestro país es la deshidratación y la separación de líquidos; los cuales ayudan a mejorar y optimizar su transporte y distribución cumpliendo las especificaciones establecidas.

Los procesos mencionados anteriormente tienen altos costos de operación representados en equipos adicionales de regeneración. Sin embargo, una tecnología reciente puede ser aplicado para buscar las mejoras necesarias, es la separación de los contaminantes por medio de un equipo supersónico, lo cual genera flujos supersónicos, esta tecnología permite aprovechar una condensación forzada de los componentes pesados, para poder separarlos con facilidad. (Gamboa & Badillo, 2012)

Para realizar el análisis de flujo se utilizará la herramienta denominada CFD el cual permite simular diferentes situaciones de forma rápida y precisa encontrando los parámetros de diseño requeridos para obtener un proceso óptimo.

También se debe mencionar que la producción de GLP es un aspecto muy importante dentro del país, la Planta de Rio Grande es una de las plantas que se encarga de abastecer con dicho producto. Sin embargo, la tecnología usada es antigua, ya que se utiliza aún el proceso Lean Oil para la recuperación de líquidos, razón por lo que se propone utilizar un equipo supersónico, el cual disminuye costos y es amigable con el medio ambiente.

Inicialmente se exponen los fundamentos teóricos que hacen parte del tema, tratamiento del gas natural, y como este puede ser mejorado utilizando una nueva tecnología, ayudándonos con el CFD como herramienta para su diseño.

1.2 ANTECEDENTES

La Planta Rio Grande de la empresa YPFB Andina, está constituida por dos áreas: Planta de Inyección y la Planta de Absorción. En este proyecto trataremos de la Planta de Absorción el cual funciona con Lean Oil, el cual es una tecnología antigua y su costo de operación es alto.

Es una de las plantas de procesamiento de gas en Bolivia y actualmente procesa volúmenes variables entre 160 a 180 MMPCD. El objetivo de la planta es deshidratar el gas natural y extraer los líquidos licuables, para así abastecer el mercado interno de GLP y carburantes.

Entre otros aspectos, el Lean Oil a medida que va pasando el tiempo se va deteriorando y pierde su eficiencia de operación. Sin embargo, si se utiliza otra tecnología como es el separador supersónico el cual es una tecnología que puede realizar la deshidratación y el ajuste Dew Point en un mismo equipo, las ventajas que se obtienen son mayores, debido a que sus resultados son muy aceptables.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1 Identificación del problema

Los siguientes problemas fueron identificados en la Planta de Absorción de Rio Grande:

- Esta planta cuenta con la unidad de absorción de Lean Oil que se encarga básicamente de separar los componentes tales como: propano, butano (GLP) y Gasolina Natural. En la actualidad la eficiencia de esta unidad es baja (eficiencia máxima de 86%) y con el tiempo ira decreciendo.
- La tecnología utilizada para realizar la separación de licuable es antigua.
- El costo de operación en esta unidad es alto, además de que se utilizan otros equipos más para su funcionamiento. El costo operativo aproximado que se tiene según la memoria anual de YPFB Andina es de 25 MM\$US.

1.3.2 Formulación del problema

En los puntos mencionados anteriormente se puede observar los problemas que presenta la planta, los cuales se pueden mejorar si se implementa otra tecnología. En el presente proyecto de grado se propone implementar un separador supersónico que aparte de realizar el ajuste Dew Point, también se puede realizar la deshidratación del gas natural en un solo equipo, ambos al mismo tiempo.

1.4 OBJETIVO GENERAL

- Diseñar un Separador Supersónico para el tratamiento del Gas Natural (deshidratación del gas natural y el ajuste Dew Point) utilizando la herramienta CFD para ser aplicado a la Planta de Absorción de Rio Grande.

1.4.1 Objetivos específicos

- Realizar una comparación de los diferentes sistemas utilizados para el tratamiento del Gas Natural.
- Describir los diferentes procesos que se están usando actualmente para la deshidratación y separación de licuables en la Planta de Absorción de Rio Grande.
- Evaluar las propiedades físicas y termodinámicas de los componentes del Gas Natural.
- Determinar la geometría del separador supersónico realizando los cálculos necesarios para calcular las diferentes variables que se necesitan.
- Realizar una simulación sencilla con la herramienta CFD, el cual permitirá observar el comportamiento del flujo de gas dentro del separador supersónico.
- Evaluar la unidad de absorción con Lean Oil y el separador supersónico.

1.5 JUSTIFICACIÓN

1.5.1 Justificación técnica

El tratamiento del Gas Natural involucra una serie de procesos, para llegar a obtener el gas dentro las especificaciones de venta. Uno de los principales procesos dentro del tratamiento del Gas Natural es la extracción de líquidos. El proceso convencional

que se ha utilizado por muchos años en la Planta de Absorción de Rio Grande tiene las siguientes operaciones básicas:

- Se tiene una previa deshidratación del Gas Natural, donde se utiliza glicol para retirar el agua hasta cumplir con la especificación según normas.
- Una vez realizado este proceso se envía a la unidad de absorción con Lean Oil para retirar los componentes pesados del gas natural con el fin de evitar que se formen fases condensadas durante la distribución del gas o hidratos de hidrocarburos.

Estas operaciones involucran un número considerable de equipos de proceso principal, fuera de las instalaciones requeridas para sistemas auxiliares. Por lo tanto, este proceso lleva a la consideración de diversos aspectos técnicos que lo hacen costoso principalmente en su operación. Estos aspectos hacen necesario considerar nuevas tecnologías que tengan menor costo en cuanto a su operación y mantenimiento. Esto es posible aplicando un separador supersónico utilizando para su simulación la herramienta CFD (computational fluid dynamic).

Este reto de diseñar un separador supersónico ya ha sido asumido anteriormente por la compañía holandesa Twister BV, el cual realiza un análisis de flujos supersónicos. Esta tecnología reduce las operaciones de deshidratación y ajuste de punto de rocío a un único equipo, disminuyendo así la cantidad de equipos y con ellos la necesidad de un desecante como son los glicoles en el proceso convencional.

1.5.2 Justificación económica

En los últimos años el Gas Natural ha tomado una mayor relevancia en nuestro país, con la implementación del equipo supersónico en la Planta de Absorción de Rio Grande no será necesario la utilización de compuestos químicos o sistemas de regeneración asociados para su funcionamiento. Por lo tanto, se podrá lograr mayores márgenes de utilidad.

1.6 ALCANCE

Para la realización de este proyecto se tomará en cuenta la composición promedio del Gas Natural que llega de los campos gasíferos hasta la Planta de Absorción de Rio Grande.

1.6.1 Alcance temático

El alcance del presente trabajo tiene que ver con la implementación del separador supersónico en la Planta de Absorción de Rio Grande, el cual ayudará a reducir costos en cuanto a los equipos utilizados y también al costo de su operación. La eficiencia del equipo de para la deshidratación y extracción de licuables será mayor y se lo realizará en menos tiempo del que se utiliza actualmente.

1.6.2 Alcance geográfico

El campo de Rio Grande, ubicado aproximadamente a 61 km de la ciudad de Santa Cruz de la Sierra, Provincia Cabezas cerca al límite de deformación influenciada por la tectónica del Sub-andino.

1.6.3 Alcance temporal

La elaboración del presente proyecto ha sido realizada en el lapso de 2 años, en los que se desarrolló la investigación necesaria, el análisis de factibilidad para la implementación de un equipo supersónico.

1.6.4 Alcance legal

Las leyes y normas aplicadas para el proyecto son las siguientes:

- Ley de Hidrocarburos 3058
- Ley del Medio Ambiente 1333
- Reglamento ambiental para el sector hidrocarburos (RASH)
- AGA (American Gas Association)
- API (American Petroleum Institute)

CAPÍTULO 2

SISTEMAS DE TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.1 GAS NATURAL

Es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, constituido principalmente por metano, y en menores proporciones por etano, propano y otros hidrocarburos más pesados. Contiene además algunas impurezas tales como nitrógeno, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico, vapor de agua en algunos casos, entre otros, los cuales pueden generar problemas en el transporte energético, por lo cual deben ser retirados del mismo. (Hoja de seguridad del Gas Natural).

Tabla 2.1 Componentes del gas natural

COMPUESTO	CONCENTRACIONES	
	Mínima (%mol)	Máxima (%mol)
Metano	80.0	98.0
Etano	4.0	10.0
Propano	2.0	3.0
i – Butano	0.1	2.0
n – Butano	0.1	2.0
i – Pentano	0.1	1.0
n – Pentano	0.1	1.0
Hexano	0.1	1.0
Heptano	0.1	0.5
CO ₂	0.0	0.2
N ₂	0.0	2.5

Fuente: “Hoja de seguridad del Gas Natural” YPFB

El Gas Natural puede contener trazas de sulfuro de hidrogeno y vapor de agua. Estos valores son típicos, el valor real depende de la fuente de suministro.

2.1.1 Clasificación del Gas Natural según su origen

Se clasifica en:

- **Gas asociado:** Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el petróleo del yacimiento.
- **Gas no asociado:** Es aquel que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales. El gas no asociado puede hallarse como húmedo, ácido, dulce o seco.

2.1.2 Clasificación del Gas Natural en función de la composición

La composición del Gas Natural es un parámetro de gran importancia, el cual se utiliza para la clasificación del mismo y quedan de la siguiente manera:

- **Gas pobre o gas seco:** Es un gas cuya riqueza líquida es menor a 2 GPM, el cual está constituido principalmente de metano.
- **Gas rico o gas húmedo:** Este es un gas del cual se puede obtener una riqueza líquida hasta 3 GPM, no existe ninguna relación con el contenido de vapor de agua que pueda contener el gas. La mezcla de hidrocarburos permanece en estado gaseoso en el yacimiento, pero al salir a la superficie cae en la región de dos fases formándose una cantidad de hidrocarburos líquidos. Por lo que se puede determinar la riqueza del gas, parámetro que nos ayudará para su comercialización.
- **Gas condensado:** Se puede definir como un gas con líquido disuelto. El contenido de metano es de mayor a 60% molar y el de heptano y compuestos más pesados alcanza a valores mayores a 12.5%.
- **Gas ácido:** Es aquel gas que posee cantidades apreciables de impurezas tales como el dióxido de carbono o sulfuro de hidrogeno. Razón por la cual se vuelven corrosivos ya que adquieren propiedades ácidas en presencia del agua. Por lo tanto, dichos gases deben ser endulzados.
- **Gas dulce:** Es un gas que contiene cantidades de dióxido de carbono o sulfuro de hidrogeno en mínimas cantidades.

2.2 PROCESO CONVENCIONAL DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

2.2.1 Deshidratación del Gas Natural por absorción con glicoles

La absorción es un fenómeno de transferencia de masa desde una fase gaseosa hacia una fase líquida.

La deshidratación por absorción consiste en remover el vapor de agua a través del contacto íntimo con un desecante líquido. El contacto tiene lugar en una torre empacada o de platos. Los glicoles son los desecantes líquidos más efectivos; los más usados para la deshidratación del Gas Natural son: (EG, DEG, TEG). El TEG ha ganado una mayor aceptación universal como el más efectivo de los glicoles, debido a que logra mayor depresión en el punto de rocío, ha sido usado para deshidratar gases dulces y ácidos.

Una planta deshidratadora que utiliza un TEG se compone de dos zonas: la zona de deshidratación, la cual es favorecida por las altas presiones y las bajas temperaturas y la zona de regeneración, la cuales favorecida por bajas presiones y altas temperaturas. Además, se tienen dos operaciones complementarias, la primera se refiere a la limpieza del gas húmedo que entra en la torre de absorción y la segunda corresponde a la descontaminación del glicol con el objeto de evitar que lleguen las impurezas al rehervidor (POLITZINER, 1951).

2.2.2 Recuperación de líquidos de gas natural

Uno de los principales procesos a los que debe someterse el Gas Natural es la separación de componentes como etano, propano y butano a partir de una mezcla de hidrocarburos gaseosos. Como resultado de este proceso se pueden obtener principalmente tres productos:

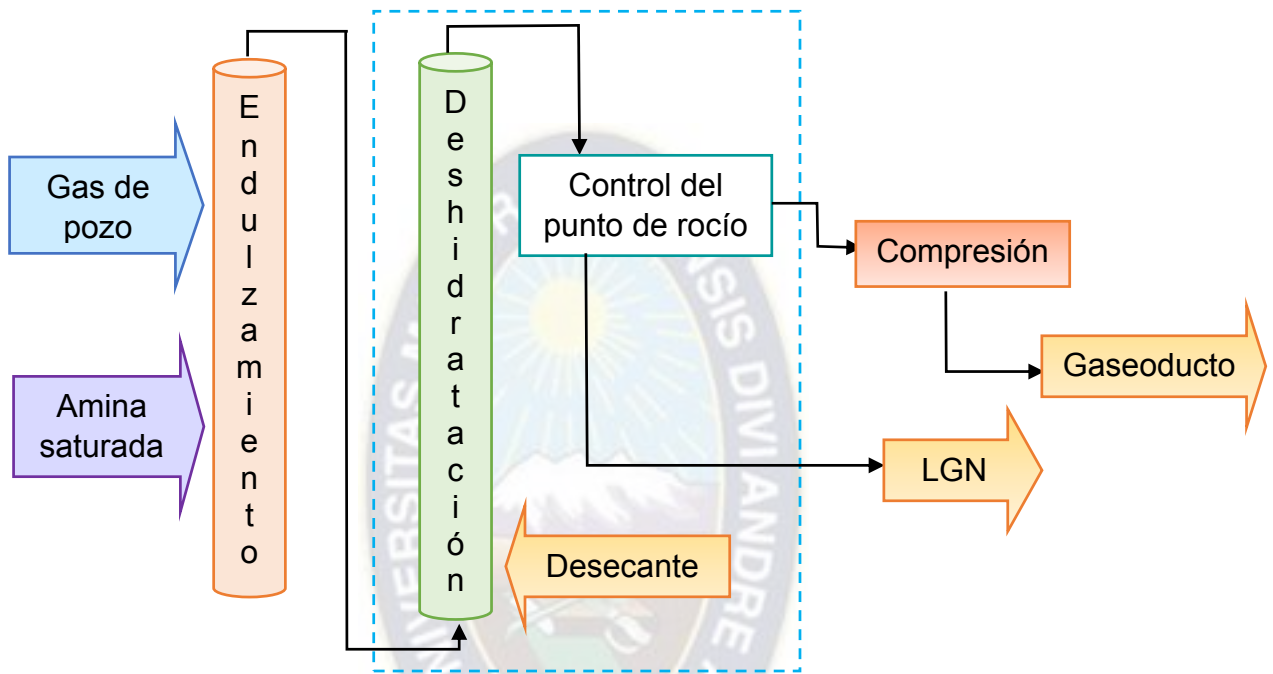
- Gas residual o pobre, que se refiere a gas compuesto por metano principalmente, aunque pueden existir contenidos apreciables de etano.
- (GLP), gas compuesto principalmente por propano (C₃) y butano (C₄).
- (NGL), compuesto por hidrocarburos líquidos, a partir del pentano, extraídos de la refinación del gas natural; es también conocida como gasolina natural.

La recuperación de líquidos puede hacerse enfriando el gas por expansión súbita del gas empleando la válvula Joule – Thomson (si las presiones de operación lo

permiten), o por simple refrigeración mecánica con una unidad de enfriamiento (chiller). (GPSA, 2004)

A continuación, se muestra un esquema del proceso convencional del tratamiento del Gas Natural:

Figura 2.1 Esquema del proceso convencional del tratamiento del gas natural



Fuente: Elaboración propia

Los hidrocarburos pesados deben ser separados por varias razones:

- Por requerimientos para carga en la refinería o planta petroquímica de materiales como etano, propano y butano.
- Por presentar un mayor valor agregado como productos de mercado independientes.
- Para el cumplimiento de normativas referidas a la calidad del gas, que determinan límites adecuados para el transporte y consumo.

En Bolivia para la calidad, transporte y distribución del Gas Natural son definidos por la Agencia Nacional de Hidrocarburos, anexo 4.

La siguiente tabla indica las especificaciones de calidad del Gas Natural.

Tabla 2.2. Especificaciones del gas natural

Propiedad	Especificación	Método de ensayo
Poder Calorífico Superior	No menor a 36.14 MJ/m ³ (970 BTU/ft ³)	ASTM D 3588
Densidad relativa al aire	No menos de 0.58 y no más de 0.69	ASTM D 3588
Volumen de Nitrógeno	No más de 2% vol.	ASTM D 1945
Volumen de gases inertes incluyendo dióxido de carbono	No más de 3.5% vol	ASTM D 1945
Vapor de agua	No más de 95 mg/m ³	ASTM D 1142
Oxígeno	No más de 0.2% vol.	ASTM D 1945
Dióxido de carbono	No más de 2% vol.	ASTM D 1945
Punto de rocío	0° C la presión manométrica de 45 kg/cm ²	ASTM D 1142
Sulfuro de Mercaptano	No más de 15mg/m ³	ASTM D 4084 - 07
Sulfuro de Hidrógeno (H ₂ S)	No más de 5 mg/m ³	ASTM D 4084 - 07
Azufre total	No más de 50 mg/m ³	ASTM D 4468 - 85

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos

2.3 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE ABSORCIÓN DE RIO GRANDE

2.3.1 Deshidratación de alimento y regeneración del glicol en la Planta de Rio Grande

Para la deshidratación del gas de alimento se utiliza el monoetilenglicol que comúnmente se lo llama solamente glicol. Este glicol cumple un circuito de proceso y regeneración.

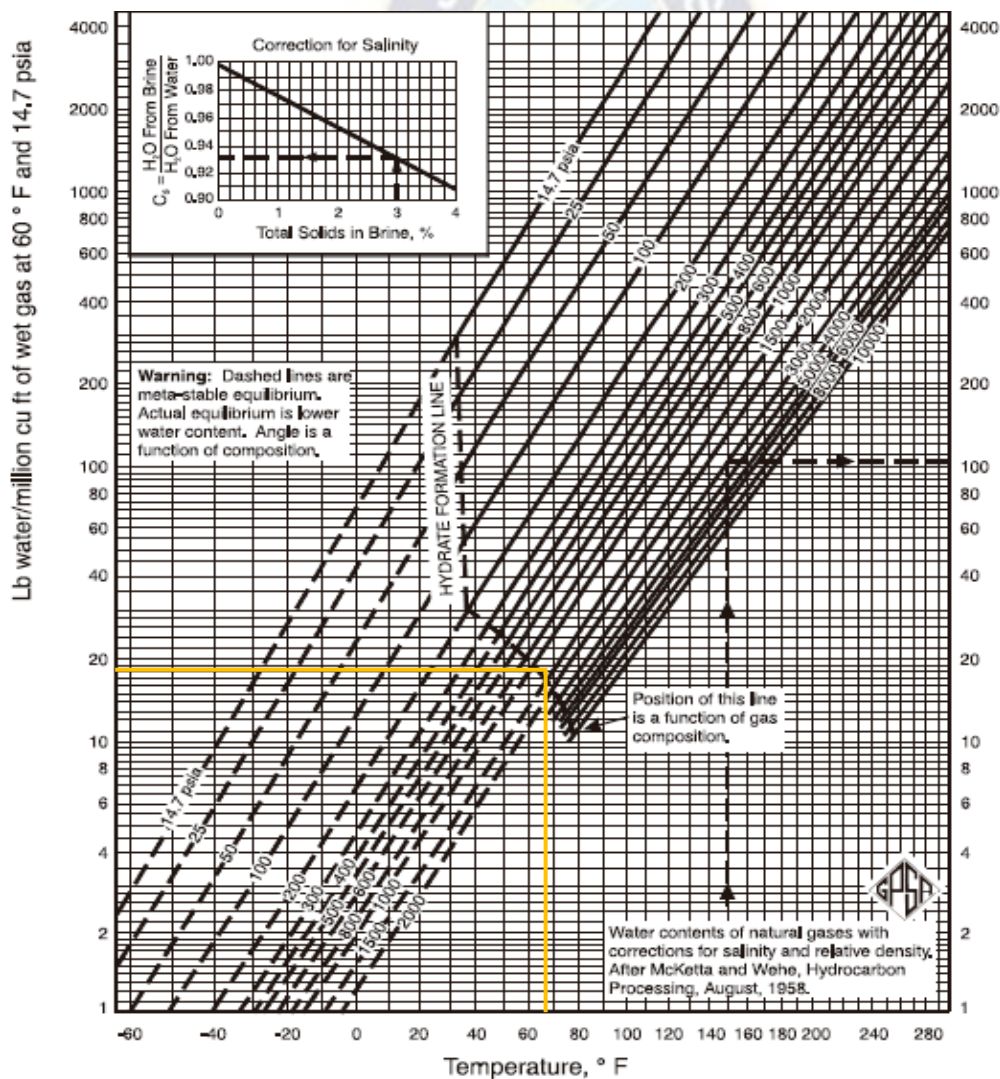
Existen 2 lugares a los que se bombea el glicol: el Intercambiador Gas Gas y el Chiller; en ambos lugares el glicol se pone en contacto con el Gas de Alimento enfriado y éste absorbe gran parte del agua que contiene, para lograr un gas dentro de las especificaciones establecidas.

Ahora el glicol necesita un proceso de regeneración para ser reutilizado posteriormente. La regeneración se lleva a cabo en el Regenerador de Glicol en conjunto con un Tanque de Flasheo y un Filtro, finalmente el glicol es regenerado (con mínimamente 77% pureza) es bombeado nuevamente para cumplir con la deshidratación del gas. (REPSOL, 2017)

2.3.1.1 Determinación de la cantidad de agua en el Gas de alimento

Para saber la cantidad de vapor de agua que existe usaremos la Gráfica de Mc Ketta – Webe a la presión de 1450 psi y temperatura de 68°F, ya que en estos parametros ingresará al separador supersónico.

Figura 2.2 Contenido de agua en los hidrocarburos según la Mc Ketta - Webe



Fuente: (GPSA, 2004)

Según la figura 2.1 la cantidad de vapor de agua que existe en el gas es 19 libras de agua por cada millón de pie cúbico de gas.

$$W_{H_2O} = 19 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{MMSCF}}$$

2.3.2 Proceso Lean Oil

Una vez que el gas ha pasado por la unidad de deshidratación, pasa por el proceso de absorción con Lean Oil, el cual es un compuesto clave en el proceso de absorción y se utiliza para fraccionar el alimento en: gas de reciclo y GLP + gasolina en las torres Absorbedora, Deetanizadora y Destiladora respectivamente.

Para analizar el recorrido el L.O. de proceso partiremos de la torre absorbadora en el cual se inyecta el Lean Oil pobre para que este retenga a todos los pesados y salga por el fondo como Lean Oil rico en dirección al expansor. En el expansor se le separa el L.O. el gas que pudiera haber arrastrado (principalmente etano), esto se consigue por medio de 2 etapas, cada una con presión y temperatura independientes.

Posteriormente, se debe realizar la regeneración del Lean Oil con un equipo llamado reclaimer, haciendo ebullición este compuesto utilizando al mismo L.O como agente calentador y alimento para el reclaimer.

Para aprovechar al máximo la riqueza energética del Gas Natural es necesario hacer un fraccionamiento de sus compuestos. Para nuestro país el producto de mayor interés en este momento es el Gas Licuado de Petróleo (GLP) y la Planta de Absorción consta de varias torres de fraccionamiento, todas ellas cuentan con platos, campanas de burbujeo y trabajan individualmente a condiciones específicas de presión y temperatura. A continuación veremos el funcionamiento de cada una de las torres de fraccionamiento:

- **Torre absorbadora:** Es una torre cuya misión es separar los compuestos más livianos del Gas Natural (principalmente metano) de manera de obtener un gas pobre apto para el consumo domiciliario, industrial y también para la exportación. Esta torre usa al Lean Oil como absorbador de pesados y lo pone en contacto en contracorriente con el alimento.

- **Torre deetanizadora:** El Lean Oil rico pasa a la torre deetanizadora como alimento y tiene como objetivo de terminar de remover el etano (y el metano que exista), esto se hace con el objeto de que cuando se fraccione GLP, este producto este dentro de las especificaciones (contenido de etano menor al 2%) y no tenga una alta volatilidad.
- **Torre destiladora:** Es la tercera torre de fraccionamiento y su función es separar los líquidos y licuables (GLP + gasolina) del L.O. rico.
- **Torre depropanizadora:** Fue diseñada para fraccionar propano a partir del alimento que llega desde la destiladora, sin embargo, actualmente solo cumple esta función cuando necesita propano refrigerante para el sistema o la venta (REPSOL, 2017).

2.4 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS

2.4.1 Presión

Es la fuerza ejercida por un fluido, por unidad de area de la superficie que lo encierra. La medición de la presión nos ayuda a definir el estado del fluido y a determinar el trabajo hecho sobre un fluido o por el fluido, si hay movimiento de éste.

2.4.2 Temperatura

Mediante el empleo de distintas sustancias termométricas se puede individualizar el estado térmico de una sustancia, mediante la indicación de un número relacionado con una determinada escala de temperatura.

2.4.3 Caudal

Es una medida de la cantidad de fluido en movimiento, circulando por un conducto, en la unidad de tiempo.

La cantidad medida generalmente es el volumen de un gas en condiciones estandar de presión y temperatura, o bien el volumen de un líquido.

2.4.4 Poder calorífico

Cantidad de calor liberada en la combustión completa en aire de la unidad de masa de un combustible, sus unidades pueden ser: (kJ/kg), (kcal/kg) o (BTU/lb).

Para los gases se mide por unidad de volumen en condiciones de referenciade 15°C y 1 atmósfera, siendo entonces las unidades (KJ/m³), (Kcal/m³) o (BTU/ft³).

- **Poder calorífico superior (PCS)**, es aquel que incluye el calor de condensación del vapor de agua de los gases de combustión.
- **Poder calorífico inferior (PCI)**, no incluye el calor absorbido por el agua producida en la combustión, que en forma de vapor se lleva como calor de vaporización.

$$H = \sum_i^n X_i * H_i = X_1 * H_1 + X_2 * H_2 + X_3 * H_3 + X_n * H_n \quad (2.1)$$

X_i = Fracción molar de cada componente

H_i = Poder calorífico ideal de cada componente a las condiciones de referencia (60 °F y 14.7 psi)

$$H_r = \frac{H}{Z} \quad (2.2)$$

H = Poder calorífico ideal, BTU/pc

H_r = Poder calorífico real, BTU/pc

La importancia del poder calorífico en el Gas Natural es porque nos ayuda a determinar los beneficios o dificultades económicas que ésta pueda tener. Este parametro se convertido en parte integral dentro la comercialización del Gas Natural para su distribución en el mercado.

2.4.5 Peso molecular aparente

Se define a partir del peso molecular de cada componente de la mezcla y se lo representa por la siguiente ecuación:

$$M = \sum_{i=1}^n y_i * M_i \quad (2.3)$$

Donde:

M = Peso molecular aparente de una mezcla de gas

M_i = Peso molecular del componente "i" de la mezcla

y_i = Fracción molar del componente "i" de la mezcla

2.4.6 Densidad de la mezcla

Para calcular esta densidad se utiliza el peso molecular aparente, el cual esta dado por la siguiente ecuación:

$$\rho_g = \frac{P*M}{Z*R*T} \quad (2.4)$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas (lb/ft³)

M = Peso molecular aparente

P = Presión (psi)

T = Temperatura (R)

Z = Factor de compresibilidad

2.4.7 Gravedad específica del gas

Se define como la relación entre el peso molecular aparente del gas y el aire, como se muestra en la siguiente ecuación:

$$G.E. = \frac{M}{M_{aire}} \quad (2.5)$$

Donde:

M = Peso molecular aparente del gas

M_{aire} = Peso molecular aparente del aire

2.4.8 Factor de compresibilidad (Z)

También conocido como factor de corrección, este factor depende de la composición del gas, de la presión y temperatura, para su determinación se utiliza la gráfica de Standing – Katz (GPSA, 2004).

2.4.9 Riqueza (GPM)

Este representa el volumen de líquido que pueden obtenerse por cada mil pies cúbicos normales de Gas Natural, expresando generalmente la riqueza del gas y la cantidad de compuestos tales como: propano, butano y demás componentes pesados, que en la práctica son los que pueden obtenerse como líquidos.

Con el GPM se puede identificar la cantidad de galones de líquido que se pueden extraer de cada mil pies cúbicos de gas natural medidos en condiciones estándar es decir, a 14.7 psia y 60 °F.

El GPM también conocido como la riqueza de un gas, el cual se refiere a la cantidad en volumen de propano y componentes más pesados que se pueden obtener de un volumen dado de gas. Generalmente el contenido de líquido de un gas se mide en galones por mil pies cúbicos (GPM) y la riqueza de un gas se conoce como GPM. (JIMENEZ TERÁN, 2012)

La siguiente ecuación nos ayudará a calcular el valor de GPM:

$$\text{GPM} = \sum 2.6341053 * Y_i * \delta_{\text{Liq}} \quad (2.6)$$

Donde:

GPM: Es el contenido del líquido en el gas natural

Y_i : Fracción molecular de los componentes i en la mezcla

δ_{Liq} : Es la densidad de líquidos

El GPSA indica que para un $\text{GPM} > 0.3$ es factible la separación de líquidos y para valores $\text{GPM} < 0.1$ no resulta rentable la separación de líquidos.

2.5 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL

El principal componente del Gas Natural es el metano, seguido el etano y más pesados. La composición de gas de alimento a la Planta de Absorción de Rio Grande es la siguiente:

Tabla 2.3 Cromatografía del gas natural en la Planta de Rio Grande

COMPONENTES	GAS DE ALIMENTO	
	%	Xi
Metano	85.389	0.85389
Etano	8.680	0.08680
Propano	2.360	0.02360
i - Butano	0.343	0.00343
n - Butano	0.499	0.00499
i - Pentano	0.143	0.00143
n – Pentano	0.113	0.00113
Hexano	0.081	0.00081
Heptano +	0.045	0.00045
N ₂	0.664	0.00664
Dióxido de carbono	1.683	0.01683
Total	100	1

Fuente: (REPSOL, 2017)

2.6 PROCESOS UTILIZADOS PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

Para alcanzar las especificaciones del punto de rocío en el hidrocarburo es necesario tratar el gas natural para remover los hidrocarburos pesados. Para realizar dicho tratamiento se encuentran:

- Absorción de aceite pobre
- Expansión Joule - Thompson
- Turbo expander
- Refrigeración mecánica

2.6.1 Absorción de aceite pobre

Es el proceso físico donde al interactuar una corriente líquida con una corriente gaseosa, esta puede llegar a ceder todos o algunos de sus componentes resultando en una solución líquida.

La absorción con aceite pobre es el proceso más antiguo empleado en la recuperación de condensables del gas natural. Este proceso de recuperación de LGN es muy similar al usado para absorción en la deshidratación de gas, en la absorción se usa un aceite absorbente, este aceite tiene una afinidad por los hidrocarburos.

El proceso puede ser operado a temperaturas ambiente si solo desean los productos LGN más pesados, la planta de absorción con aceite no puede recuperar etano y propano eficientemente. (MOKHATAB, 2015)

Niveles normales de recobro de líquidos con proceso de aceite absorbente son:

- Propano (C_3) \approx 80 %
- Butano (C_4) \approx 90 %
- Pentano+ (C_{5+}) \approx 98 %

2.6.2 Expansión Joule – Thompson

Este proceso es uno de los más usados para la recuperación o condensación de los componentes pesados del gas, debido a las grandes ventajas que tiene por la sencillez de su manejo. Este proceso consiste en el enfriamiento por expansión isoentálpica del gas cuando este pasa a través de la válvula Joule Thompson, generando la condensación de los componentes pesados. (FERNANDEZ, 2012)

Si la presión del gas es demasiado baja, la compresión de entrada es necesaria o se obtendrá un enfriamiento de expansión insuficiente. Después, esta corriente ingresa a un separador de baja temperatura el cual remueve los líquidos condensados por la parte inferior del separador y el gas retirado por la parte superior, el cual cumple con las especificaciones de venta.

Los niveles típicos de recobro de líquidos son:

- Etano (C_2) \approx 20 % a 30 %
- Propano (C_3) $>$ 85 %
- Butano (C_4) $>$ 94 %
- Pentano + (C_{5+}) $>$ 100 %

2.6.3 Turbo expander

Aunque suelen ser muy parecidos los procesos de expansión J – T con el proceso turbo expansor hay que tener en cuenta que las principales diferencias entre el diseño (J-T) y turbo expander son:

- Que la expansión del gas es adiabática a través de la válvula. En un turboexpansor la expansión sigue una trayectoria casi isentrópica.
- El diseño J-T tiende a ser menos eficiente por unidad de energía gastada que el turbo expansor. (GPSA, 2004)
- El proceso turbo expander logra una menor temperatura que el proceso J-T, debido a que la energía que traía el gas es suministrada a la turbina (proceso isentrópico) (ARNOLD, Surface Production Operation. Volumen 2, 1999).

Niveles típicos de recobro de líquidos son:

- Etano (C₂) > 60 %
- Propano (C₃) > 90 %
- Butano + (C₄+) > 100 %

2.6.4 Refrigeración mecánica

EL proceso para bajar la temperatura, enfriando una corriente de gas con contenido de componentes pesados, se puede lograr por transferencia de calor de la corriente de gas a una corriente de refrigerante. En la aplicación de este proceso, la refrigeración es generada regularmente por un circuito de refrigeración de propano de ciclo cerrado. Los líquidos condensados se recuperan en el separador y se alimentan a una planta de fraccionamiento más adelante. (ARNOLD & STEWART, Design of oil Handling System and Facilities, Surface Productions Operations, 1999)

2.6.4.1 Cualidades y características del refrigerante ideal

- Es no tóxico.
- Es no corrosivo.
- Tiene PVT.
- Las propiedades físicas de refrigerante tendrán que ser compatibles.
- La presión que se llevará al chiller deberá ser positiva para obtener una mejor eficiencia en el compresor.

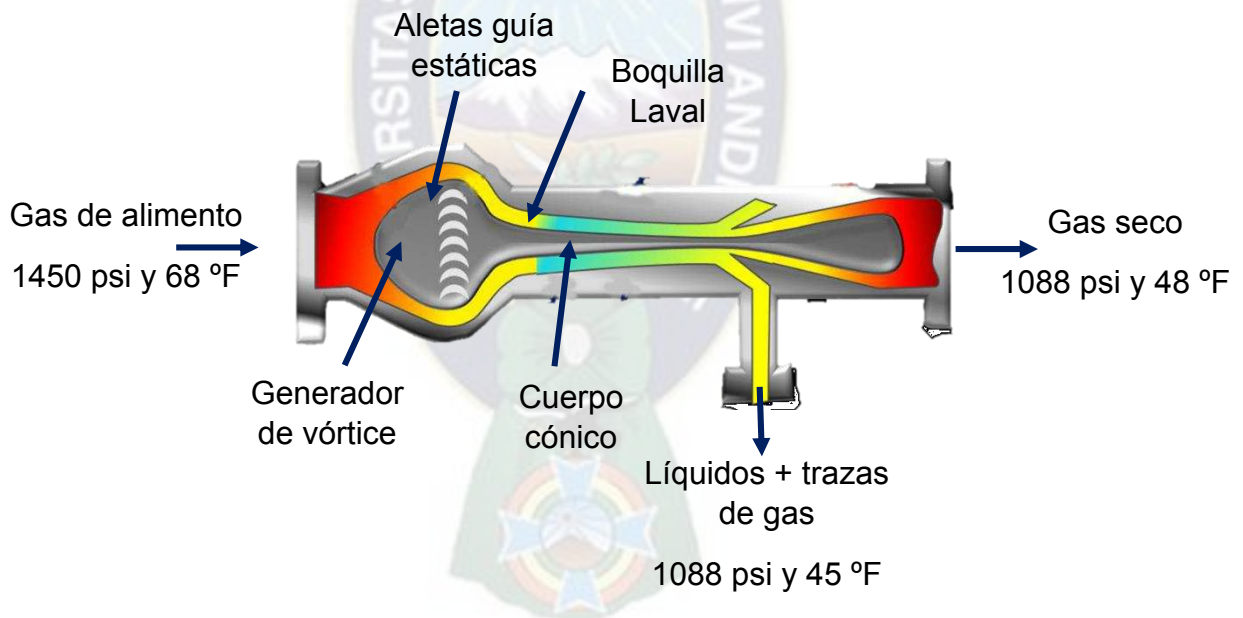
Los niveles de recuperación de los componentes condensables del gas son:

- $C_3 \approx 85\%$
- $C_4 \approx 94\%$
- $C_5 \approx 98\%$

2.6.5 Separador supersónico

Este proceso utiliza una boquilla supersónica en la que se reduce la presión y se forma líquido, produciendo una gran fuerza centrífuga. La corriente supersónica se hace pasar a través de las paletas que giran la corriente. Este movimiento centrífugo obliga al líquido que sea dirigido hacia la pared donde es drenado del aparato. Las pruebas han demostrado que este proceso tiene aproximadamente 90% de eficiencia isentrópica.

Figura 2.3 Partes de un separador supersónico



Fuente: (MOKHATAB, 2015)

2.7 COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS DE ACEITE POBRE Y SUPERSÓNICO PARA LA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS

A continuación se puede observar las características principales con la unidad de absorción con aceite pobre:

Tabla 2.4 Características de absorción con aceite pobre

Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Propiedades operacionales	(300 – 1100) psi y (40-120) °F
Producto químico	Lean Oil (Proceso de recuperación y de regeneración)
Frecuencia de mantenimiento	Frecuente
Requerimientos de procesos anteriores	Filtros, deshidratación previa
Requerimientos de procesos posteriores	Válvulas de control de presión, separador y fraccionamiento
Extracción de líquido	Propano (C ₃) ≈ 80 % Butano (C ₄) ≈ 90 % Pentano+ (C ₅₊) ≈ 98 %

Fuente: Elaboración propia

En la siguiente tabla se muestran las características y ventajas que tiene el separador supersónico con respecto a la recuperación de líquidos.

Tabla 2.5 Características del separador supersónico

Caudal de operación	De 10 a 35 MMSCFD trabajando en paralelo
Propiedades operacionales	Presiones entre 725 y 2900psi; temperatura < 40 °F
Producto químico	No necesita ninguno
Frecuencia de mantenimiento	Muy poco, ya que no tiene piezas giratorias
Requerimientos de procesos anteriores	Intercambiadores de calor
Requerimientos de procesos posteriores	Proceso de fraccionamiento
Extracción de líquido	Etano (C ₂) > 60 % Propano (C ₃) > 95 % Butano (C ₄) > 95 % Pentano + (C ₅₊) > 100%

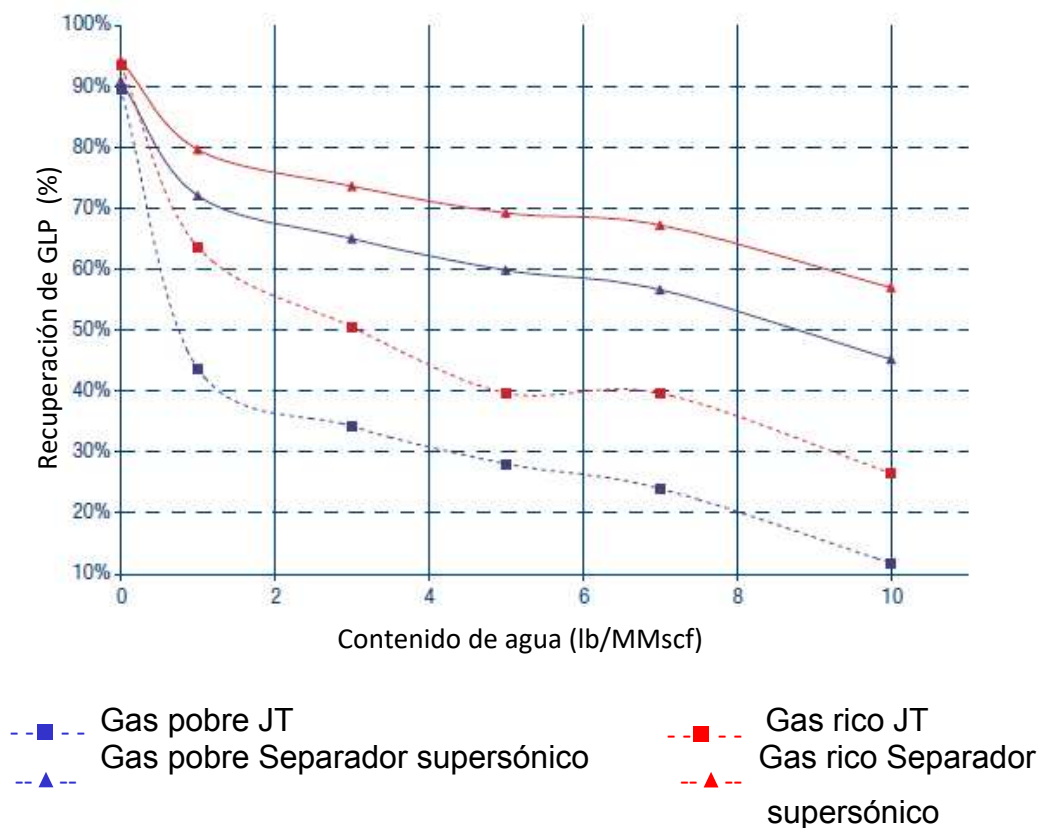
Fuente: Elaboración propia

También es importante mencionar otros procesos que se utilizan para la recuperación de líquidos, como ser Joule - Thompson, Turbo Expander y Refrigeración Mecánica, las características de estos procesos se muestran en el ANEXO 1.

En comparación con todos estos procesos, el separador supersónico tiene mayores ventajas, ya que no utiliza ningún compuesto químico para la eliminación del agua y la recuperación de líquidos. Su eficiencia es mayor en comparación a los procesos mencionados para la recuperación de líquidos.

En la siguiente gráfica se pueden observar que la recuperación de GLP con un sistema supersónico es mayor que la separación en un sistema convencional Joule – Thompson.

Figura 2.4 Comparación de GLP vs Contenido de agua en un sistema Joule Thompson y separación supersónica



Fuente: (Twister NGL Recovery Study, 2008)

Para usar estos separadores supersónicos se debe tomar en cuenta también los caudales que se manejarán, si el caudal total del gas de alimento es menor a 90 MMscfd, entonces no será necesario y factible utilizar esta nueva tecnología, ya que los costos de operación no se justifican cuando las tasas son bajas.



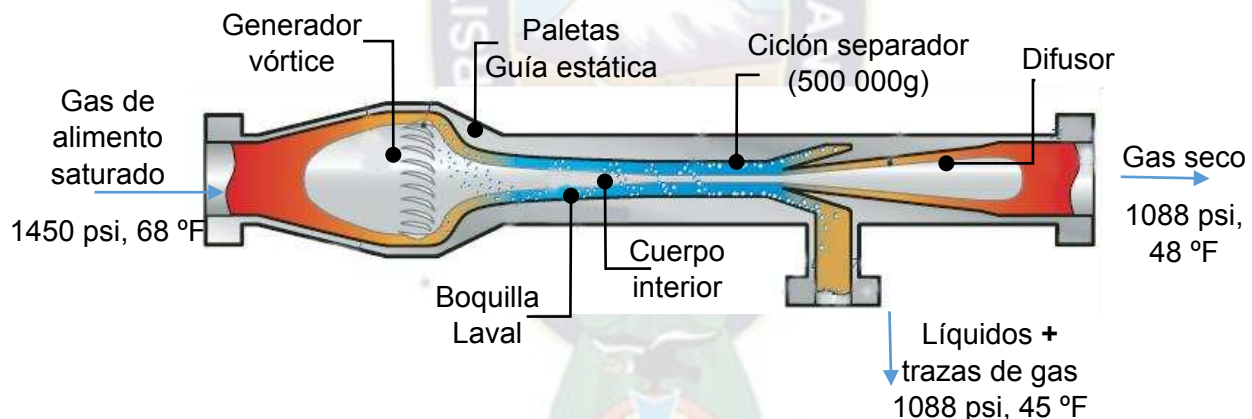
CAPÍTULO 3

CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR SUPERSÓNICO Y LA HERRAMIENTA CFD

3.1. DEFINICIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE UN SEPARADOR SUPERSÓNICO

El separador supersónico es una combinación única de procesos físicos conocidos, que combina aerodinámica, termodinámica y dinámica de fluidos para producir un proceso innovador de acondicionamiento de gases. Este dispositivo diseñado para condensar y separar agua e hidrocarburos del Gas Natural, combinando la expansión, la separación ciclónica y la recompresión en un dispositivo tubular y compacto. Este separador tiene alabes que generan un alto vórtice o remolino concéntrico (incrementan la eficiencia de separación, aumentando la fuerza centrífuga).

Figura 3.1 Sección transversal de un separador supersónico



Fuente: (EPSOM, How does Twister work, 2007)

3.1.1 Características de las partes del separador supersónico

- Las paletas de guía de entrada estática generan un remolino concéntrico de alta vorticidad (hasta 500 000 g) y desvían el gas entrante, preparando el gas para una separación de alta eficiencia.
- Se utiliza la boquilla Laval para expandir y acelerar el gas de alimentación saturado a una velocidad supersónica, lo que resulta en baja temperatura y presión.
- El remolino de alta vorticidad empuja las gotas hacia la pared.
- En el difusor se recupera normalmente el 75-85% de la presión libre restante.

- Este separador tiene un proceso de expansión casi isentrópico altamente eficiente, que logra un enfriamiento aproximadamente a 60 °C (110 °F) con una caída de presión de 30 bar.

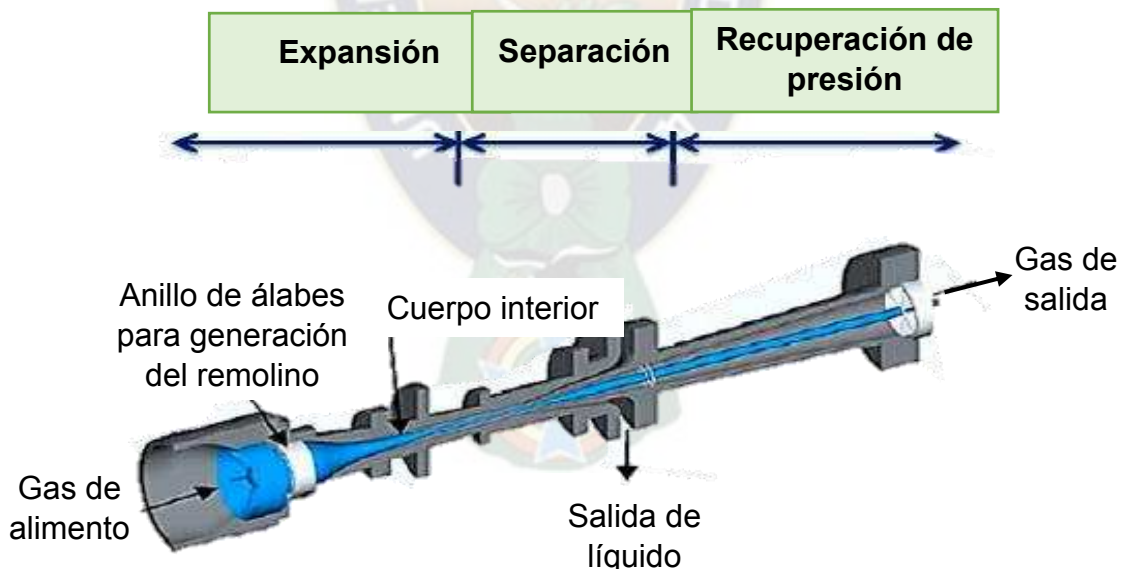
El separador supersónico está diseñado para 35 MMscfd a 1450 psi, aproximadamente 2 metros (6 pies) de largo. El tiempo de residencia dentro del separador supersónico es de solo milisegundos, el cual garantiza que no se podrán formar hidratos dentro del equipo y evita la necesidad de usar inhibidores químicos (EPSOM, How does Twister work, 2007).

Las pruebas han demostrado que este proceso tiene cerca de 90% de eficiencia isentrópica. Esta tecnología se centra en el control del punto de rocío de hidrocarburos y agua.

3.1.2 Secciones del separador supersónico

Este separador compone de tres secciones: expansión, separación y recuperación de presión, así como se muestra en la figura 3.2.

Figura 3.2 Separador supersónico simplificado



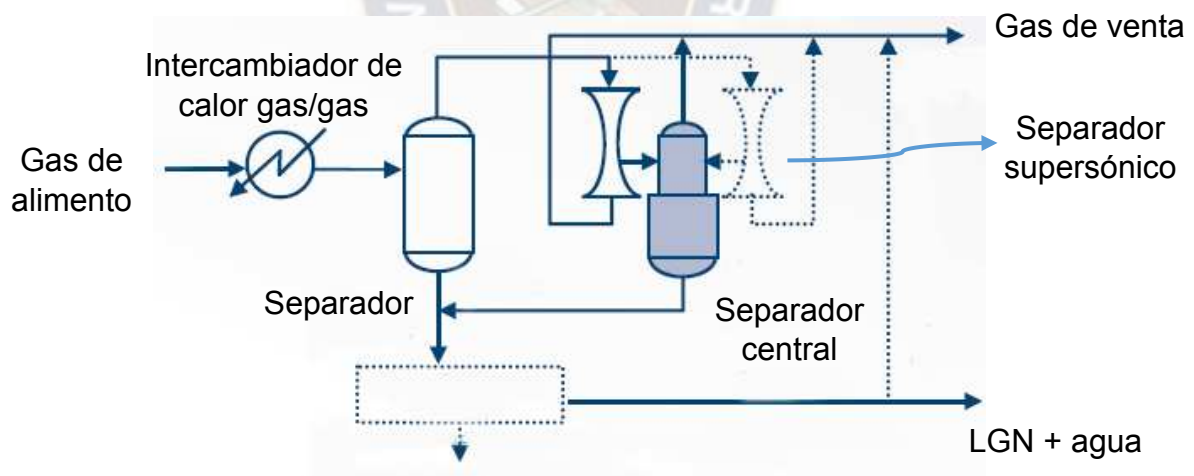
Fuente: (EPSOM, Supersonic Gas conditioning-Low Pressure Drop, 2006)

- **Expansión:** Es la sección convergente (zona subsónica), está ubicado a la entrada del equipo. El flujo de gas pasa a través de las guías estáticas, lo que hace que el flujo acelere y entre a la boquilla con una velocidad tangencial. La presión y temperatura van disminuyendo debido a la velocidad supersónica en el expansor.

- **Separación:** Es la sección de la garganta (zona crítica), después de la expansión las gotas que se han formado se van separando en las paredes debido a la fuerza centrífuga, el cual puede alcanzar valores hasta 500000g provocando una separación entre el gas y el líquido.
- **Recuperación de presión:** Es la sección divergente (zona supersónica). Lugar donde se produce ondas de choque, generando un cambio de velocidad de supersónico a sónica. A partir de aquí, el gas se ralentiza en el difusor que da como resultado la recuperación de la presión inicial en un 75% a 85%. (Karimi & Abdi, 2009)

Como cada separador supersónico solo tiene una capacidad máxima para realizar el tratamiento del gas natural es decir de 35 MMscfd, entonces éstos deben operar varios en paralelo y así dar flexibilidad al proceso. Cada batería de éstos equipos tiene 4 a 6 separadores supersónico que están conectados en paralelo con un separador de fases central al cual llegan las corrientes de los recolectores, esto con el fin de recuperar el gas que se pierde con los LGN y con el agua.

Figura 3.3 Diagrama de flujo de un sistema típico supersónico



Fuente: Twister NGL Recovery Study. (2008). Génesis Oil and Gas Consultants LTD

3.2 SEPARADOR SUPERSÓNICO EN EL MUNDO

Este separador fue lanzado en el 2001, la primera instalación comercial de esta unidad de acondicionamiento de gas fue en diciembre del año 2003 con las compañías Petronas y SSB en una planta de licuefacción de gas natural on-shore en Bintulu, Malasia. Durante el 2006 confirmaron los siguientes resultados:

- Recuperación de C₃+
- Recuperación de agua.
- Operación supersónica estable.
- Reducción de la caída de presión de 25 % a 33%.
- Eficiencia de separación de líquidos superior a 95%, a una caída de presión de 45%.

Tabla 3.1 Instalaciones del sistema supersónico en el mundo

Proyecto	País	Ubicación	Servicio	Presión de entrada (psig)	Capacidad (MMscfd)	Nº de separadores	Año
Gilbratar	Colombia	Onshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC	1800	64 (32 por separador)	2	2011
Manati	Brasil	Onshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC	1015	20 por separador	1	2009-2010
Okoloma NAG	Nigeria	Onshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC para una planta de energía	940-1160	120 (20 por separador)	6	2009-presente
B-11	Malasia	Offshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC	2200	600	14	2003-presente
Twsiter Demonstration	Utorogu, Nigeria	Onshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC	1650	105	1	2001-2002
Barendrecht Gas Treatment	Países Bajos	Onshore	Deshidratación de gas y punto de rocío HC	1450	140	1	1999-2000

Fuente: Elaboración propia

3.3 ANÁLISIS DEL FLUJO DE GAS EN EL SEPARADOR SUPERSÓNICO

El flujo va aumentando de velocidad conforme avanza, si el flujo de entrada es subsónico, para que el flujo de salida sea supersónico, la geometría de la tobera debe ser convergente-divergente y el área de la garganta de ser correspondiente al área crítica, en caso contrario, no se alcanzan las condiciones sónicas en la garganta y el flujo de salida es subsónico.

El separador supersónico implica una tobera convergente-divergente donde se experimentan cambios de velocidad que van desde un flujo subsónico a un flujo supersónico, también aparecen las denominadas ondas de choque encargadas de generar la recompresión del fluido dentro del dispositivo. (EPSOM, Supersonic Gas conditioning-Low Pressure Drop, 2006)

El comportamiento termodinámico de este dispositivo es similar al de un turboexpander, combinando los procesos de expansión, separación ciclónica gas – líquido y re – compresión en un mismo equipo; sin embargo, un turboexpander convierte la caída de presión en energía, mientras que el separador supersónico alcanza una caída de temperatura transformando la presión en energía cinética.

En el separador, el gas es inducido a un giro por medio de los alaves estáticos; este giro concéntrico debe ser superior a las 500000 gravedades. Posteriormente el gas expandido a velocidades supersónicas, generando caídas de temperatura y presión que ocasionan la condensación de hidrocarburos. Debido al giro del gas, las gotas son centrifugadas, por lo que esta fase se ubica en la pared del separador. Por último, el gas seco pasa a través del difusor donde se recupera la presión original en un 85% aproximadamente. (FEYGIN, IMAYEV, BAGIROV, & DMITRIEV, 2006)

Las ecuaciones que rigen la variación del fluido en el separador supersónico se basan en:

- Ecuación de continuidad o conservación de masa.
- Conservación de momentum.
- Ecuación de estado.
- Ecuación de energía.

3.3.1 Clasificación de flujos

De acuerdo a la relación que existe entre la velocidad del fluido “V”, relación conocida como número Mach, es posible subdividir el flujo en diferentes categorías tal como se muestra a continuación:

- **Flujo incompresible:** La velocidad de fluido es pequeña en comparación con la velocidad de sonido.
- **Flujo compresible subsónico:** La velocidad del fluido, aunque menor es comparable a la velocidad de sonido.
- **Flujo supersónico:** La velocidad del fluido es mayor que la velocidad del sonido.
- **Flujo hipersónico:** La velocidad del fluido es muy grande comparada con la velocidad del sonido. (KREITH, 1999)

3.3.2 Parámetros del flujo

El movimiento de un fluido se ve afectado principalmente por los siguientes parámetros:

3.3.2.1 Velocidad del sonido

La importancia de obtener una expresión de la velocidad de sonido radica en que el régimen de flujo dentro del separador supersónico, depende del número Mach, el cual está relacionado con la velocidad sónica del fluido. Conociendo el valor de este parámetro se puede identificar el comportamiento del gas en cada sección del dispositivo y verificar que se cumpla el perfil de velocidad a lo largo de la tobera. La ecuación de velocidad de sonido para el flujo de gas es:

$$c = \sqrt{\gamma * Z * R * T} \quad (3.1)$$

Donde:

c = Velocidad de sonido (m/s)

γ = Coeficiente adiabático

R = Constante de los gases (J / mol * K)

T = Temperatura (K)

La velocidad del sonido de un fluido (c) es la velocidad a la que dicha onda se desplaza a través de un medio.

3.3.2.2 Número de Mach

La velocidad sónica, no solo evalúa la compresibilidad de un fluido, sino que permite clasificar los flujos, a través de la relación de la velocidad de flujo con la velocidad sónica.

El número mach debe ser considerado, puesto que el fluido se mueve a una velocidad que supera la velocidad del sonido. Se define como la relación entre la velocidad actual (gas) y la velocidad del sonido a condiciones de presión y temperatura dadas.

$$Ma = \frac{v}{c} \quad (3.2)$$

Donde:

v = Velocidad del fluido (m/s)

c = Velocidad del sonido (m/s)

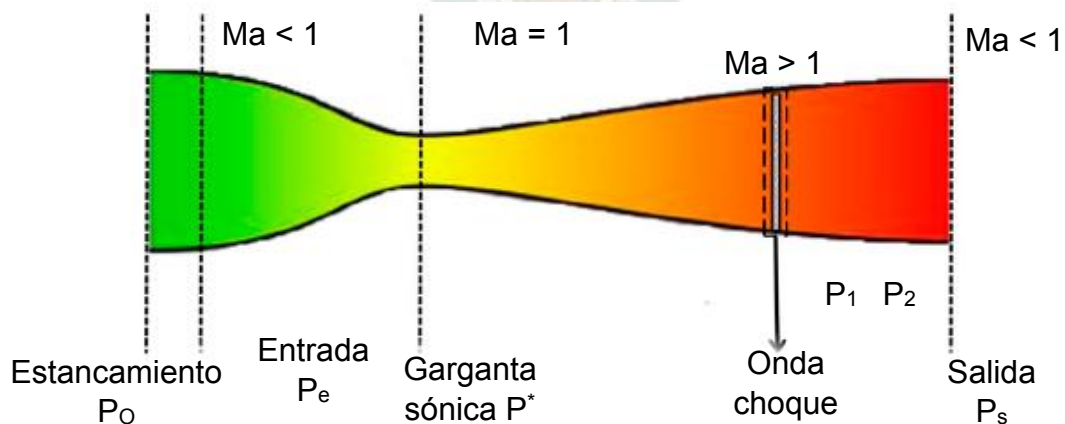
Si $Ma < 1$, el flujo se denomina subsónico y el área es constante; si $Ma = 1$, el flujo es sónico; las velocidades supersónicas ($Ma > 1$) se alcanzan cuando la conducción es de área variable. (CUSSÓ, LÓPEZ, & VILLAR, 2012)

Tabla 3.2 Régimen de flujo según el número Mach

Flujo subsónico	$Ma < 0.8$
Flujo sónico	$0.8 < Ma < 1.2$
Flujo supersónico	$1.2 < Ma < 3$
Flujo hipersónico	$Ma > 3$

Fuente: (HITE, 1982)

Figura 3.4 Regímenes de flujo en una tobera convergente - divergente



Fuente: Elaboración propia

- **Onda de choque:** Es una perturbación generada por cambios abruptos de presión de muy poco espesor (10^{-6} m), de un régimen de flujo supersónico a flujo subsónico, de carácter irreversible, con aumento de entropía y discontinuidades de flujo, en donde se tienen altos gradientes de presión y temperatura. (MARTINEZ, 2009)

3.3.2.3 Relaciones claves

Las ecuaciones mostradas con relación entre la presión, temperatura y densidad del gas a entropía constante tienen una gran importancia dentro del separador supersónico para modelar el flujo del gas antes de la onda de choque.

Calor específico a volumen constante: $C_v = \frac{R}{\gamma - 1}$ (3.3)

Calor específico a presión constante: $C_p = \frac{\gamma * R}{\gamma - 1}$ (3.4)

La siguiente ecuación muestra las variaciones de presión con respecto a la temperatura, en un proceso adiabático.

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (3.5)$$

Donde:

P_2, P_1 = Presiones

T_2, T_1 = Temperaturas

γ = Coeficiente adiabático

De la misma forma para la densidad:

$$\frac{\rho_2}{\rho_1} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{C_v}{R}} \quad (3.6)$$

Donde:

ρ_2, ρ_1 = Densidades

T_2, T_1 = Temperaturas

C_v = Calor específico a volumen constante

R = Constante de los gases

Ahora se presenta la variación de presión con respecto a la densidad:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{\rho_2}{\rho_1}\right)^\gamma \quad (3.7)$$

3.3.3 Propiedades de estancamiento

Dentro de las propiedades de estancamiento se puede mencionar la temperatura de estancamiento, la cual se define como la temperatura que llegaría a tener a velocidad cero sin producir trabajo.

Las propiedades de estancamiento sirven para establecer un estado de referencia y así poder determinar las variables de T , P y ρ en cualquier sección. Estas se pueden expresar en términos del número Mach.

$$T_o = T \left[Ma^2 \left(\frac{\gamma-1}{2} \right) + 1 \right] \quad (3.8)$$

Donde:

T_o = Temperatura de estancamiento (K)

T = Temperatura en cualquier punto (K)

Ma = Número Mach

γ = Coeficiente adiabático

La ecuación de presión de estancamiento es la siguiente:

$$\frac{P_o}{P} = \left[Ma^2 \left(\frac{\gamma-1}{2} \right) + 1 \right]^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (3.9)$$

Donde:

P_o = Presión de estancamiento (psi)

P = Temperatura en cualquier punto (psi)

Ma = Número Mach

γ = Coeficiente adiabático

La ecuación para la densidad de estancamiento:

$$\frac{\rho_o}{\rho} = \left[Ma^2 \left(\frac{\gamma-1}{2} \right) + 1 \right]^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (3.10)$$

Donde:

ρ_0 = Densidad de estancamiento (lb/pie³)

ρ = Densidad en cualquier punto (lb/pie³)

Ma = Número Mach

γ = Coeficiente adiabático

3.3.4 Propiedades críticas

En este estado es donde se alcanza la velocidad sónica, es decir el número Mach = 1, lo que indica que cumple la ley de la conservación de energía, las ecuaciones con las variables del estado crítico son:

Temperatura crítica

$$T^* = \frac{T_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)} \quad (3.11)$$

Donde:

T^* = Temperatura crítica (K)

T_0 = Temperatura de estancamiento (K)

γ = Coeficiente adiabático

Densidad crítica

$$\rho^* = \frac{\rho_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)^{\frac{1}{\gamma-1}}} \quad (3.12)$$

Donde:

ρ^* = Densidad crítica (lb/pie³)

ρ_0 = Densidad de estancamiento (lb/pie³)

γ = Coeficiente adiabático

Presión crítica

$$P^* = \frac{P_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)^{\frac{1}{\gamma-1}}} \quad (3.13)$$

Donde:

P^* = Presión crítica (psi)

P_0 = Presión de estancamiento (psi)

γ = Coeficiente adiabático

La razón de área A / A^* se da por la siguiente ecuación:

$$\frac{A}{A^*} = \frac{1}{Ma} \left[\frac{2}{\gamma+1} \left(\frac{(\gamma-1)Ma^2}{2} + 1 \right) \right]^{\frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)}} \quad (3.14)$$

Donde:

A^* = Área crítica (m²)

A = Área en cualquier sección (m²)

γ = Coeficiente adiabático

Ma = Número Mach

La relación de áreas tiene un mínimo en $Ma = 1$, es decir; si el proceso es isentrópico ninguna sección debe tener un área menor que la crítica. (RODRIGUEZ, 2004)

Tabla 3.3 Comportamiento de áreas y velocidad en relación al número Mach

Ma < 1	$\frac{dV}{V}$ aumenta	$\frac{dA}{A}$ disminuye	En la parte convergente de la tobera Ma < 1 Régimen subsónico
Ma = 1		$dA = 0$	Corresponde en la sección mínima de la tobera, su garganta. Régimen sónico
Ma > 1	$\frac{dV}{V}$ aumenta	$\frac{dA}{A}$ aumenta	En la parte divergente de la tobera. Ma > 1. Régimen supersónico.

Fuente: (Gonzales, 2014).

Las propiedades de un gas perfecto atravesando una onda de choque son unificadas en ecuaciones que están en función del coeficiente adiabático.

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{1 + \gamma * Ma_1^2}{1 + \gamma * Ma_2^2} \quad (3.15)$$

Donde:

P_1 = Presión antes de la onda de choque (psi)

P_2 = Presión después de la onda de choque (psi)

γ = Coeficiente adiabático

Ma_1 = Número Mach antes de la onda de choque

Ma_2 = Número Mach después de la onda de choque

Teniendo en cuenta que Ma_1 es supersónico y γ es mayor que 1; Ma_2 será subsónico. La onda de choque normal desacelerará el flujo de condiciones supersónicas a subsónicas. Por lo tanto, la ecuación para Ma_2 será:

$$Ma_2^2 = \frac{(\gamma - 1) * Ma_1^2 + 2}{2 * \gamma * Ma_1^2 - (\gamma - 1)} \quad (3.16)$$

Como se observa en la figura 3.4, se requiere que el flujo sea subsónico ($Ma < 1$) en la sección convergente de la tobera; a medida que avance, su velocidad aumente hasta llegar a condiciones sónicas en la garganta ($Ma = 1$); pase a la sección divergente en condiciones supersónicas ($Ma > 1$) y se genere una onda de choque normal entre la garganta y la salida de la tobera para garantizar el cambio de régimen de supersónico a subsónico nuevamente, es decir, su velocidad disminuya y se recupere presión a la salida de la tobera.

Las ecuaciones mencionadas anteriormente nos ayudarán a calcular las presiones, temperaturas, y números de Mach a lo largo del dispositivo.

3.4 CFD

El CFD es una herramienta importante ya que permite observar el comportamiento del flujo dentro el separador supersónico, para así de esta manera poder realizar algunos ajustes si fuera necesario.

Para describir cuantitativamente un sistema de fluidos es necesario solucionar sistemas de ecuaciones diferenciales parciales correspondientes a los fenómenos involucrados (Ecuaciones de Navier – Stokes), estas ecuaciones no tienen solución analítica, salvo para algunos casos muy simplificados, razón por la cual es necesario

el uso de herramientas de computó para dar solución numérica al problema, esta forma de describir el comportamiento de los fluidos es denominado CFD. (Standbridge D, 2011)

Las aplicaciones de esta forma de solucionar formas de los fluidos son muy amplias ya que puede ser implementada para cualquier sistema que involucre cualquier tipo de fluidos. Las áreas en las cuales es utilizada ampliamente esta tecnología son:

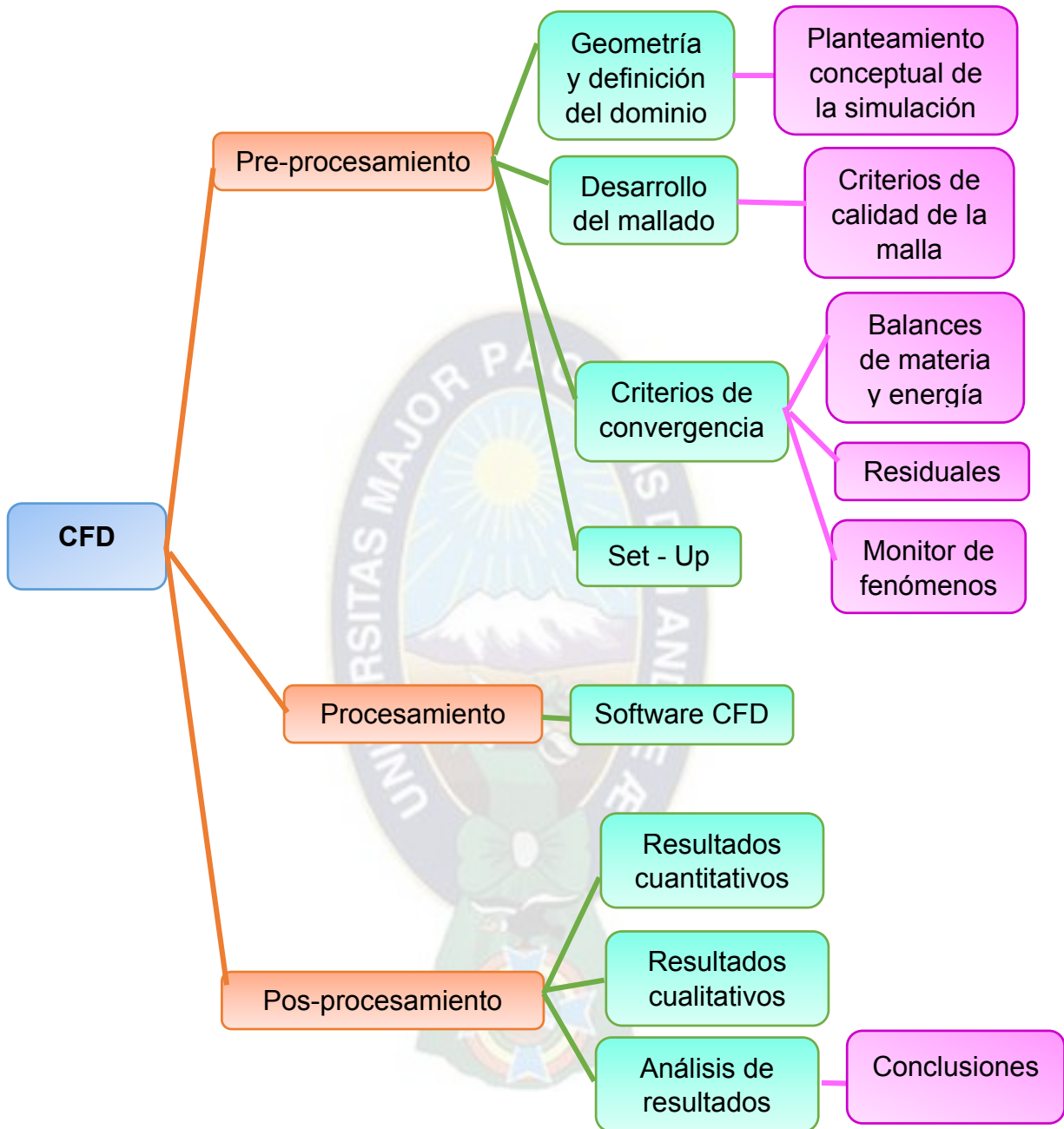
- Ingeniería Ambiental
- Hidráulica
- Meteorología
- Ingeniería mecánica
- Ingeniería química
- Ingeniería de procesos químicos y petroquímicos
- Oil and gas
- Aerodinámica
- Ingeniería aeroespacial

El modelamiento de un proceso empleado CFD se basa en una metodología que comprende tres etapas principales: pre-procesamiento, procesamiento y pos-procesamiento.

Estos pasos reiterativos conforman la macro estructura del proceso para llevar a cabo un modelamiento CFD, y son aplicables también a cualquier tipo de modelamiento matemático empleando tanto simulación convencional de procesos como CFD. La figura 3.5 muestra la interacción entre las etapas del modelamiento y la forma en la cual se tiene una retroalimentación constante de los planteamientos iniciales a lo largo del desarrollo de una simulación de este tipo, también se puede observar las actividades principales que deben desarrollarse en cada una de las etapas.

En el esquema también se puede observar el detalles de cada una de las etapas de esta metodología y las actividades propias de cada una de estas dentro del proceso de modelamiento empleando simulaciones CFD. (Jiyuan, Guang Heng, & Chaoqun, 2008)

Figura 3.5 Etapas y actividades de un modelamiento CFD



Fuente (Utikar, Darmawan, Tade, Glenly, & Pareek, 2010)

3.4.1 Pre – procesamiento

El pre – procesamiento es el planteamiento de la simulación, en esta etapa se definen los aspectos más importantes de la simulación a sí como la forma en que esta validada. Deben definirse de forma muy concreta los objetivos de la simulación,

los criterios de convergencia y demás insumos necesarios propios de un modelamiento CFD. (VERSTEEG & MALALASEKERA, 2007)

Uno de los aspectos más importantes que debe tener el pre – procesamiento es la definición de los objetivos de la simulación, ya que esto permite encaminar los pasos posteriores a obtener resultados que representen los fenómenos de interés con el fin de llegar a buenas conclusiones y toma de decisiones de ingeniería.

3.4.1.1 Elaboración de la geometría y definición del dominio de flujo

Este es un paso importante ya que esta debe considerar los detalles del sistema .que será modelado, obedeciendo siempre a los objetivos de la simulación que sean establecidos desde el principio. La elaboración de la geometría puede desarrollarse empleando cualquier tipo de software de diseño 3D, este es el primer paso de cualquier modelamiento de procesos empleando CFD.

El dominio puede definirse como un único dominio o un sistema de subdominios acoplados, esto depende de la física objeto de la modelación y del tamaño del dominio. Por ejemplo, si el dominio es muy grande y simétrico es posible dividir este en varios subdominios o en un dominio con una frontera como eje de simetría reduciendo a la mitad la geometría original del sistema para su modelamiento. Sin embargo, esto no se recomienda para flujos altamente turbulentos debido a la naturaleza asimétrica tridimensional y dinámica del fenómeno.

En algunos casos debido a la complejidad geométrica del sistema la definición del dominio de flujo para los fluidos de trabajo no es tan simple, y se deben emplear algunas herramientas computacionales especializadas ya que las simplificaciones pueden llevar a modelamientos erróneos de los fenómenos.

- **Software CAD 3D:** Existen diversas alternativas con licencia libre para la elaboración de las geometrías y la definición de los dominios del sistema. Dentro de estas existen alternativas de tipo comercial y libre.
- **Software CAD 3D libre:** Existen diversas alternativas con licencia libre para la elaboración de las geometrías adecuadas para un modelamiento CFD, dentro de las más populares están: Salome, FreeCad y DraftSight.

- **Software CAD 3D comercial:** En cuanto al software comercial para la elaboración de geometrías están disponibles los siguientes:
 - ✓ Solid Works
 - ✓ Ansys Design Modeler
 - ✓ Autodesk Inventor
 - ✓ Solid Edge
 - ✓ CadWorx

Las diferentes herramientas CAD que están disponibles tienen diversas ventajas y desventajas, en particular el software comercial tiene interfaces de usuario más amigables y claras con utilidades que facilitan el mejoramiento de los detalles de las geometrías que deben ser implementadas, estas bondades dependen de la máquina de la cual se disponga. Por otra parte, el software libre, aunque es más ligero y permite obtener prácticamente los mismos resultados su interfaz de usuario no es tan sencilla haciendo que el tiempo requerido para llevar a cabo la elaboración de una geometría sea mayor al que se requiere si se utiliza software comercial.

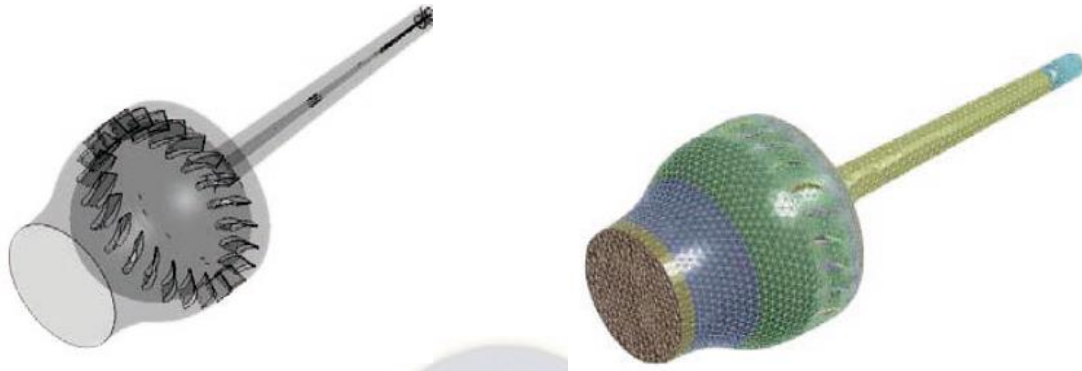
3.4.1.2 Desarrollo del mallado

El modelamiento CFD se basa en un enfoque numérico para resolver ecuaciones diferenciales parciales llamado volúmenes finitos, este consiste en dividir el dominio de flujo en volúmenes pequeños que conforman una malla tridimensional, esto se hace por medio de un procedimiento de desratización espacial llamado comúnmente como mallado. El mallado corresponde, por lo tanto, a la desratización del dominio de flujo. (HIRSCH, 2007)

El mallado es sumamente importante ya estas ecuaciones diferenciales parciales describen los fenómenos de los fluidos en el dominio de flujo. De este modo en CFD la solución es siempre dependiente de la mala en alguna forma.

Al realizar el enmallado se debe seleccionar la distribución correcta del sistema, con el fin de hacer un buen balance entre precisión de los resultados y tiempo de cálculo de la simulación.

Figura 3.6 Geometría y malla de un separador supersónico de un generador swirl



Fuente: (Gamboa & Badillo, 2012)

- **Criterios de calidad:** La calidad de la malla generalmente se revisa empleando ciertos criterios cuantitativos para los elementos que la conforman. La mayoría de los criterios que son utilizados para evaluar la calidad de las mallas se centran en la forma de los elementos que la componen.

3.4.1.3 Criterios de convergencia

Estos criterios son importantes ya que indican cuando la simulación ha llegado a su final y si la física de interés presenta inestabilidades y se requiere de modificaciones en los parámetros de ecuaciones. También estos criterios permiten saber si es necesario emplear un modelo físico mucho más riguroso con el fin de obtener mejores resultados.

3.4.1.4 Set – Up

La configuración del modelo o Set – Up corresponde a la definición de los detalles conceptuales del modelo CFD. Esta configuración debe contemplar una gran cantidad de detalles de acuerdo al proceso que se desea modelar, los fenómenos que se presentan o que se espera que se presenten y a las características de los fluidos.

Básicamente se deben definir los fluidos de trabajo y sus propiedades de ser necesario, ya que no se cuenta con un módulo que permita considerar en detalle la termodinámica del sistema, los fenómenos que se presentan, los algoritmos de

desratización de las diferentes propiedades de transporte, naturaleza dinámica o estacionaria de proceso, condiciones de frontera, etc. (HENG & CHAOQUN, 2008)

Los aspectos que podrían llevar a muy malos resultados son comúnmente la mala selección del modelo de turbulencia o la mala selección y utilización del modelo multifase.

3.4.2 Procesamiento

El procesamiento es la ejecución del software que realiza la solución numérica de las ecuaciones diferenciales parciales que describen los fenómenos, lo cual es el principio del CFD. En esta etapa es básicamente el computador el que realiza el trabajo, mientras se hace seguimiento a las residuales y al monitor de las variables de los fenómenos de interés. El modelamiento termina cuando criterios de convergencia definidos se han cumplido. (VENTEN, 2009)

3.4.2.1 Software CFD libre

A diferencia de lo que se cree, hay una gran cantidad de software de licencia libre para hacer CFD en diversas aplicaciones tanto de carácter académico como industrial. A continuación, se muestran algunos de estos:

- OpenFoam
- Code_Saturn
- SU2
- PyFR
- FEniCS
- Gerris Flow Flower
- Palabos
- Overture
- Clawpack
- OpenFVM
- FEATFLOW
- COMSOL
- Channelflow
- MOUSE
- QUICK`n SIMLE

Este tipo de software es constantemente actualizado y desarrollado por sus mismos usuarios, lo cual hace que haya innovación constante y mejoras continuas por parte una comunidad mundial tratando temas relacionados con CFD. Las formas de mejorar las características del software en términos técnicos y hacerlo adaptable a las necesidades de cada simulación están a la mano de los usuarios.

3.4.2.2 Software CFD comercial

Existe una buena oferta, aun así, el mercado está controlado por algunos pocos paquetes de software, que han posicionado sobre las demás en cuanto a CFD. A continuación, se menciona algunas de ellas:

- Ansys Fluent
- Ansys CFX
- Comsol
- SolidWorks Flow Simulation
- ADINA
- FloVENT
- Flow Vision

3.4.3 Pos – Procesamiento

Consiste en la visualización y análisis de resultados obtenidos del modelamiento previo. Con base a los análisis realizados en esta etapa se puede volver al Pre – procesamiento para mejorar el modelo y la calidad de los resultados en la medida que el tiempo del proyecto y la capacidad de computación lo permitan. (OpenFoam, 2014)

3.4.4 Modelamiento de las fases dentro del equipo

Este proceso busca separar las fases condensadas formadas a partir del gas natural que deben ser retiradas para llevarlo a cumplir las especificaciones necesarias para su comercialización.

En este caso con el fin de modelar el comportamiento multifase del sistema es necesaria la implementación de un modelo multifase apropiado para las simulaciones CFD. El modelo más apropiado para este caso es DPM (Discrete

Phase Model). DPM es un modelo basado en el enfoque de fase langrangiana y como está interactúa con una fase continua del sistema. El criterio en la cual se basa la selección de este modelo para la simulación es principalmente la fracción de volumen de las fases condensadas. El gas es la fase en mayor proporción y por tanto, es la fase que determina la hidráulica del sistema que corresponde al principal interés en el desarrollo de este diseño preliminar de ingeniería. (HENG & CHAOQUN, 2008)

3.4.5 Selección de la geometría y validación del modelamiento

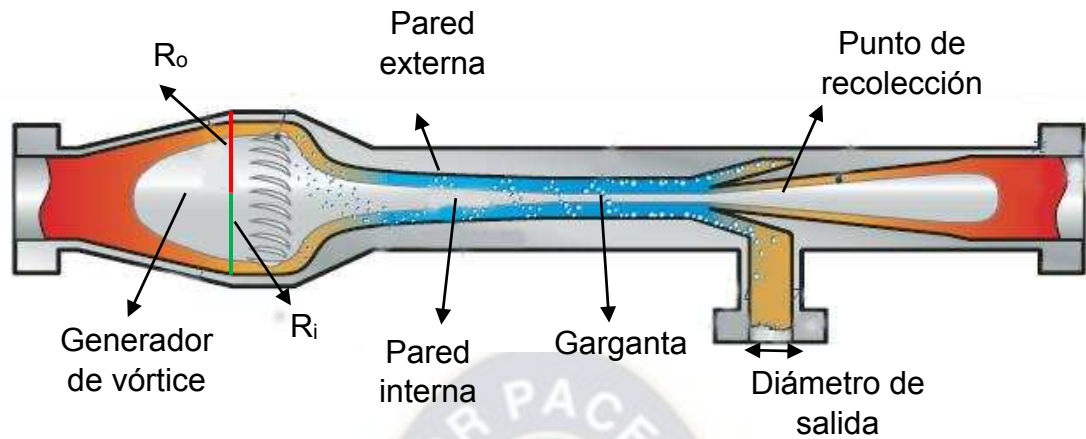
Para definir los detalles geométricos del equipo inicialmente se extrajo de la literatura algunos parámetros geométricos, entre los más importantes se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 3.4 Parámetros geométricos considerados para la geometría del equipo

Equipo	Variable	Rango
Generador Vórtice	RO/RI (in)	17.2/13.9
	No de aletas	35-38
	Angulo de aletas (°)	17-25
Garganta y recolector	RO/RI (in)	(4.5-9.3)/(2.4-4.7)
	Ubicación de la garganta (m)	0.52-0.81
	Ubicación del recolector (m) medidos desde el generador de vórtice	0.72 – 0.84
	Ángulo del recolector (°)	15 - 25
	Diámetro de salida (in)	0.165 – 0.2

Fuente: (Patente nº US 8,398,734 b2, 2013)

Figura 3.7 Representación gráfica de los parámetros geométricos



Fuente: Elaboración propia

El CFD es una rama de la mecánica de fluidos encargada de analizar el comportamiento termodinámico de los fluidos bajo ciertas condiciones de operación en un equipo determinado. El análisis en el software CFD requiere tener muy claras las condiciones límites del separador con el fin de obtener resultados acordes con la realidad.

Los intervalos de velocidades se deben de encontrar entre los siguientes valores: velocidades mínimas entre 0 a 60 m/s y las velocidades máximas de 360 a 420 m/s.

CAPÍTULO 4

APLICACIÓN PRÁCTICA EN LA PLANTA RIO GRANDE

La Planta de Absorción de Rio Grande actualmente procesa los gases provenientes de los Campos Rio Grande y los Sauces, para el acondicionamiento de gas natural y posterior entrega a YPF. Adicionalmente se procesan los gases provenientes de GASYRG para la recuperación de GLP y gasolina natural a requerimiento de YPF y la ANH.

Esta planta utiliza lean oil para el acondicionamiento del gas natural, su capacidad de procesamiento de la Planta de Absorción de Rio Grande es de 180 MMPCD de gas natural. El cual puede recuperar gasolina natural, GLP y propano. Por su ubicación estratégica, es considerada como el nodo principal de suministro de gas natural al mercado interno y de exportación. Es la única planta que produce propano, que es utilizado en todas las plantas de refrigeración mecánica de nuestro país.

También es importante tomar en cuenta que el gas residual (gas de salida) está conformado únicamente por metano con una pequeña cantidad de etano, según cada normativa de regulación de cada país. Un parámetro importante se debe tomar en cuenta al poder calorífico, el cual es un indicativo para cumplir las normas establecidas, como segundo parámetro se tiene al GPM, el cual indica si el procesamiento del gas será factible o no. Una vez calculadas estos parámetros se procederá con los cálculos necesarios.

Luego de la Planta de Absorción de Rio Grande, se tiene a la Planta Separadora de Líquidos, el cual procesa de gas que no es posible procesar en la Planta de Rio Grande, volúmenes que permiten producir 361 TMD de gas licuado de petróleo, 350 BPD de gasolina natural y 195 BPD de isopentano.

4.1 CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL EN LA PLANTA DE RIO GRANDE

4.1.1 Composición del gas natural

El principal componente del Gas Natural es el metano, seguido el etano y más pesados. La composición de gas de alimento a la Planta de Absorción de Rio Grande es la siguiente:

Tabla 4.1 Cromatografía del gas natural

COMPONENTES	GAS DE ALIMENTO	
	%	Xi
Metano	85.389	0.85389
Etano	8.680	0.08680
Propano	2.360	0.02360
i - Butano	0.343	0.00343
n - Butano	0.499	0.00499
i - Pentano	0.143	0.00143
n – Pentano	0.113	0.00113
Hexano	0.081	0.00081
Heptano +	0.045	0.00045
N ₂	0.664	0.00664
Dióxido de carbono	1.683	0.01683
Total	100	1

Fuente: (REPSOL, 2017)

4.1.2 Caudales de ingreso del gas natural a la Planta de Rio Grande

Los caudales que se obtuvieron durante el 2020 son las siguientes:

Tabla 4.2 Caudales de ingreso en el 2017

MES	Caudal (MMPC)	MES	Caudal (MMPC)
Enero	175.5	Julio	173.5
Febrero	175.5	Agosto	175
Marzo	176.5	Septiembre	174.5
Abril	176.5	Octubre	174
Mayo	178.5	Noviembre	178
Junio	174	Diciembre	175.5

Fuente: (YPFB Andina)

El caudal promedio durante el 2020 es de 175.6 MMPC

Con los datos mencionados anteriormente, se procederá a realizar los cálculos correspondientes, obteniendo el gas natural según la normativa correspondiente, licuables como ser GLP y gasolina natural al 95%, ya que se utilizará un sistema supersónico.

4.2 DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE LICUABLES EN EL GAS NATURAL

Determinar el contenido de licuables es un parámetro muy importante, ya que en base a este dato se puede observar si el proceso de separación y transporte es factible. Para realizar este cálculo es necesario tener los datos de cromatografía del gas de alimento. La recuperación de licuables debe estar por encima del valor mínimo para una recuperación económicamente viable. Si el GPM es mayor a 0.3 es factible la separación de líquidos, y cuando el GPM es menor a 0.1 no resulta rentable la separación de líquidos. El contenido de licuables se puede determinar por medio de la cromatografía de gases y las propiedades fisicoquímicas, termodinámicas del gas natural.

Antes de realizar el cálculo de GPM, primero se determinará el cálculo del poder calorífico del gas residual, como el separador supersónico puede recuperar el 90% o 95% de los líquidos que hay en el gas, entonces como una primera prueba el cálculo se realizará al 90%, es decir que en el gas residual habrá un 10% de los líquidos (C₃, iC₄, nC₄, iC₅, C₆ y C₇₊). Los poderes caloríficos de cada componente serán tomados del GPSA.

Tabla 4.3 Cálculo del poder calorífico del gas residual

Componente	Mol %	Gas de salida al 10 % m ³ /100 m ³	Gas de salida mol %	Poder calorífico del (kcal/m ³)	Poder calorífico * mol%
C1	86,279	86,279	89,915	8844	7952,147
C2	7,21	7,21	7,514	15594	1171,718
C3	3,25	0,325	0,339	22410	75,902
i-C4	0,363	0,0363	0,038	26707,2	10,103
n-C4	0,499	0,0499	0,052	26789,90	13,931

i-C5	0,143	0,0143	0,014	32911,60	4,904
n-C5	0,113	0,0113	0,012	32993,50	3,885
C6	0,081	0,0081	0,008	39189,10	3,308
C7 +	0,045	0,0045	0,005	45387,30	2,128
N2	0,524	0,524	0,546		
CO2	1,493	1,493	1,556		
TOTAL	100	95,9554	100		9238,030

Fuente: Elaboración propia

Ahora se calculará la cantidad de líquidos (GLP y gasolinas) que recuperará el equipo supersónico, el cual será un 90% del gas de alimento.

Tabla 4.4 Cálculo de los líquidos (GPM) al 90%

Componente	GLP y gasolinas m ³ /100m ³	Vapor por litro líquido m ³ /lt	Líquidos lt/100m ³	Densidad kg/lt	GLP kg/100m ³	GPM
C ₃	2,925	0,2674	10,9387	0,5076	5,552	0,818
i – C ₄	0,3267	0,2224	1,4690	0,5847	0,858	0,110
n – C ₄	0,4491	0,2301	1,9517	0,5633	1,099	0,146
i – C ₅	0,1287	0,2039	0,6311			0,047
n – C ₅	0,1017	0,2117	0,4803			0,036
C ₆	0,0729	0,1824	0,3996			0,030
C ₇₊	0,0405	0,1626	0,2490			0,019
TOTAL						1,206

Fuente: Elaboración propia

Los datos de vapor por litro líquido para cada componente fueron extraídos del GPSA. En la tabla 4.2 se puede observar que el GPM es mayor a 0.3 lo que nos indica que el proceso de separación es rentable, sin embargo, en la tabla anterior 4.1 se observa que el poder calorífico no cumple con las normas correspondientes para ser transportado. Por lo que se realizará un segundo cálculo al 95 %, es decir

que 5% de los líquidos saldrá juntamente con el gas residual. Luego de realizar el segundo se analizará ambos resultados y se tomará la mejor opción.

Tabla 4.5 Cálculo del poder calorífico del gas residual con el 5% de líquidos

Componente	Mol %	Gas de salida al 5 % m ³ /100 m ³	Gas de salida mol %	Poder calorífico del (kcal/m ³)	Poder calorífico * mol%
C1	86,279	86,279	90,127	8844	7970,81
C2	7,21	7,21	7,534	15594	1174,47
C3	3,25	0,1625	0,170	22410	38,040
i-C4	0,363	0,0181	0,020	26707,2	5,063
n-C4	0,499	0,0250	0,026	26789,90	6,982
i-C5	0,143	0,0072	0,007	32911,60	2,458
n-C5	0,113	0,0057	0,006	32993,50	1,947
C6	0,081	0,0041	0,004	39189,10	1,657
C7 +	0,045	0,0023	0,002	45387,30	1,067
N2	0,524	0,524	0,547		
CO2	1,493	1,493	1,560		
TOTAL	100	95,7307	100		9202,5

Fuente: Elaboración propia

Se puede observar en esta tabla que el poder calorífico es menor al de la tabla 4.1 y es el que más se aproxima a 9200 kcal/m³ (dada según norma boliviana). Por lo tanto, estos datos se tomarán en cuenta para calcular ahora el GPM y si tiene un resultado factible.

En base a estos datos principales, luego se irá calculando los otros datos necesarios para el diseño del separador supersónico.

Tabla 4.6 Cálculo de los líquidos (GPM) al 95%

Componente	GLP y gasolina m ³ /100m ³	Vapor por litro líquido m ³ /lt	Líquidos lt/100m ³	Densidad kg/lt	GLP kg/100m ³	GPM
C ₃	3,088	0,267	11,546	0,508	5,861	0,864
i – C ₄	0,345	0,222	1,551	0,585	0,907	0,116
n – C ₄	0,474	0,230	2,060	0,563	1,161	0,154
i – C ₅	0,136	0,204	0,662			0,050
n – C ₅	0,107	0,212	0,507			0,038
C ₆	0,077	0,182	0,422			0,032
C ₇₊	0,043	0,163	0,263			0,020
TOTAL						1,273

Fuente: Elaboración propia

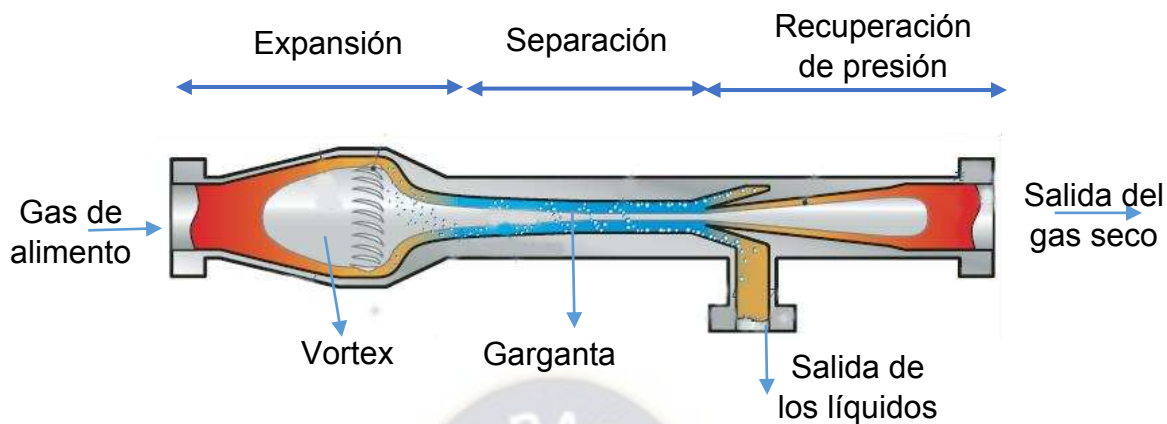
El nuevo GPM calculado al 95% de líquidos es de 1.27 el cual nos indica que el proceso de separación de líquidos es factible. También se puede observar que el poder calorífico está dentro el rango de las normativas que se requieren.

4.3 CONDICIONES DE DISEÑO PARA EL SEPARADOR SUPERSÓNICO

El separador supersónico es un dispositivo que puede deshidratar el gas natural y también condensar los hidrocarburos líquidos al mismo tiempo. Este separador combina la expansión y la separación a velocidades supersónicas que permite aprovechar la condensación forzada de los componentes pesados para poder separarlos con facilidad.

El separador tiene tres secciones: la expansión donde disminuye el valor de la presión, pero va incrementado la velocidad del fluido; luego, se tiene la sección de la separación en el cual la velocidad del fluido llega a alcanzar velocidades supersónicas, donde empieza a condensarse los líquidos y separarse de la fase gaseosa, estos líquidos van saliendo por el deflector; finalmente, se tiene la sección de recuperación de la presión inicial hasta un 85 % aproximadamente.

Figura 4.1 Funcionamiento del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

El vortex es quien se encarga de generar un movimiento ciclónico, el cual ayuda alcanzar velocidades supersónicas en la garganta logrando la separación de los líquidos, el gas seco tiende a circular por medio del interior del separador y el líquido circular por las paredes debido a que su peso es mayor que el gas, el separador tiene una ranura (recolector) por el cual fluye el líquido hacia el separador central, el gas seco sigue su trayectoria de forma directa saliendo del sistema como gas residual.

Una vez separada la parte líquida de la fase gaseosa, los líquidos pasan al separador central, el cual está basado en la tecnología LTX, en este separador ocurre una caída de presión, lo cual provoca una disminución de la temperatura razón por lo cual hay una separación entre el agua y los hidrocarburos líquidos, en la parte inferior se deposita el agua debido a que es más pesado que los hidrocarburos líquidos, una vez ya formada la separación se extrae del separador por medio de válvulas que están conectadas a dispositivos de control que van controlando el nivel del agua y el nivel del hidrocarburo condensado. Posteriormente los hidrocarburos líquidos son enviados al proceso de fraccionamiento.

Según información proporcionada por la Compañía Twister Supersonic este sistema es posible alcanzar la deshidratación del gas natural hasta 5 lbH₂O/MMPC y también permitirá recuperar 2.7 Ton/MMPCS de GLP y 20.25 Bbl/MMPCS de gasolina natural. El parámetro establecido para la presión de entrada al separador supersónico es de 1450 psi y una presión máxima de salida de 1088 psi; el caudal

máximo que puede procesar este separador es de 35MMSCD, el cual debe tener 2 metros de longitud. En el separador central donde pasan todos los líquidos puede tener conectado hasta 6 separadores supersónicos con la capacidad mencionada.

Ahora tomando las características y datos mencionados anteriormente se procederá a calcular la cantidad de separadores que será óptimo para procesar el gas de la Planta de Rio Grande. El caudal que puede procesar la Planta de Absorción de Rio Grande es de 180 MMscfd. Por lo tanto, la cantidad de separadores supersónicos será:

$$\# \text{ de separadores} = \frac{\text{Caudal del gas total}}{\text{Caudal de cada separador}} \quad (4.1)$$

$$\# \text{ de separadores} = \frac{180 \text{ MMscfd}}{35 \text{ MMscfd}}$$

$$\# \text{ de separadores} = 5.14 \approx 6 \text{ separadores supersónicos}$$

Para realizar el proceso del tratamiento del gas natural se necesitará 6 separadores supersónicos con una capacidad de 35 MMscfd. Por lo tanto, se necesitará un separador central para recibir todos los líquidos que se han separado.

En la siguiente tabla se muestra las condiciones iniciales que se tiene para el diseño del separador:

Tabla 4.7 Condiciones iniciales del gas de alimento

Propiedad	Valor	Unidades
Flujo	35	MMscfd
Temperatura de entrada	68	°F
Presión de entrada	1450	Psi
Contenido de agua	19	lb de agua/ MMscf
Metano	0.86279	Fracción molar
Etano	0.0721	Fracción molar
Propano	0.0325	Fracción molar
i - Butano	0.00363	Fracción molar

n - Butano	0.00499	Fracción molar
i - Pentano	0.00143	Fracción molar
n - Pentano	0.00113	Fracción molar
Hexano	0.00081	Fracción molar
Heptano +	0.00045	Fracción molar
N ₂	0.00524	Fracción molar
Dióxido de carbono	0.01493	Fracción molar

Fuente: Elaboración propia

En base a estos datos se calculará los datos necesarios para su diseño para cada zona de la siguiente manera:

4.3.1 Flujo subsónico (zona convergente)

- La presión y temperatura inicial es de 1450 psi y 68 ° F respectivamente.
- Ahora calculamos el número el flujo másico de alimentación, densidad, velocidad del flujo, la velocidad subsónica y el número Mach.

$$\text{flujo másico} = \text{flujo molar} * PM \dots \dots \dots 4.2$$

Como el flujo volumétrico es de 35 MMscfd, convertimos este valor a flujo másico de la siguiente manera:

$$\text{flujo molar} = 35 * 10^6 \frac{ft^3}{d} * \frac{1 lbmol}{379.5 ft^3} * \frac{1 día}{24 h} * \frac{1 h}{3600 s}$$

$$\text{flujo molar} = 1.07 \frac{lbmol}{s}$$

Para hallar el flujo másico de alimentación necesitamos hallar el peso molecular del gas. Tomando en cuenta las fracciones molares de cada componente que hay en el gas de alimentación de la Planta Rio Grande se tiene:

Tabla 4.8 Cálculo total del peso molecular

Componente	Xi	PM	Xi * Mi
Metano	0,86279	16,043	13,8417
Etano	0,0721	30,07	2,168047
Propano	0,0325	44,096	1,43312
i - Butano	0,00363	58,123	0,210986
n - Butano	0,00499	58,123	0,290034
i - Pentano	0,00143	72,15	0,103175
n – Pentano	0,00113	72,15	0,08153
Hexano	0,00081	86,177	0,069803
Heptano +	0,00045	100,205	0,045092
N ₂	0,00524	28,014	0,146793
Dióxido de carbono	0,01493	44,01	0,657069
TOTAL	1		19,04739

Fuente: Elaboración propia

Entonces el peso molecular del gas es:

$$PM_{\text{gas}} = 19.05 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

Por lo tanto, el flujo másico de alimentación del gas es:

$$\text{flujo másico} = 1.07 \frac{\text{lbmol}}{\text{s}} * 19.05 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

$$\text{flujo másico} = 20.34 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \rightarrow \text{flujo másico} = 9.23 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Realizamos el cálculo de la densidad multiplicando la gravedad específica del gas (GE), por la densidad del aire (1.18 kg/m³).

$$GE = \frac{PM_{\text{gas}}}{PM_{\text{aire}}} \quad (4.3)$$

$$GE = \frac{19.05}{28.96} \rightarrow GE = 0.66$$

Entonces la densidad será:

$$\rho = GE * 1.18$$

$$\rho = 0.66 * 1.18 \rightarrow \rho = 0.78 \frac{kg}{m^3}$$

Hallando la velocidad de flujo en la zona subsónica:

$$v = \frac{\text{flujo másico}}{\text{Área de entrada} * \text{densidad}} \quad (4.4)$$

El área de entrada se considerará de 0.2 m², como recomienda la literatura para 2 metros de longitud. (Twister NGL Recovery Study, 2008)

Ya teniendo todos los datos necesarios para hallar la velocidad de flujo se tiene:

$$v = \frac{9.23 \frac{kg}{s}}{0.2 m^2 * 0.78 \frac{kg}{m^3}} \rightarrow v = 59.16 \frac{m}{s}$$

Calculando la velocidad de sonido en esa área, según la ecuación 3.1:

$$c = \sqrt{\gamma * Z * R * T}$$

Como no se tiene los valores de las variables para calcular la velocidad de sonido, se debe realizar cálculos previos.

Para calcular γ usamos la ecuación 3.5 y se utilizará las presiones de entrada y salida del gas en el equipo los cuales se tienen como datos $P_1 = 1450$ psi; $T_1 = 528$ R y $P_2 = 1088$ psi; $T_2 = 508$ R :

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

$$\frac{1088 \text{ psi}}{1450 \text{ psi}} = \left(\frac{508 \text{ R}}{528 \text{ R}}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \rightarrow \gamma = 1.2$$

Para la segunda variable Z que es el factor de compresibilidad se determinará utilizando la gráfica de Standing Katz, para lo cual se debe hallar en primer lugar las presiones y temperaturas pseudocríticas y luego las pseudoreducidas.

$$T_{pc} = 168 + 325 * GE - 12.5 GE^2$$

$$T_{pc} = 168 + 325 * 0.66 - 12.5 * 0.66^2 \rightarrow T_{pc} = 377.06 \text{ R}$$

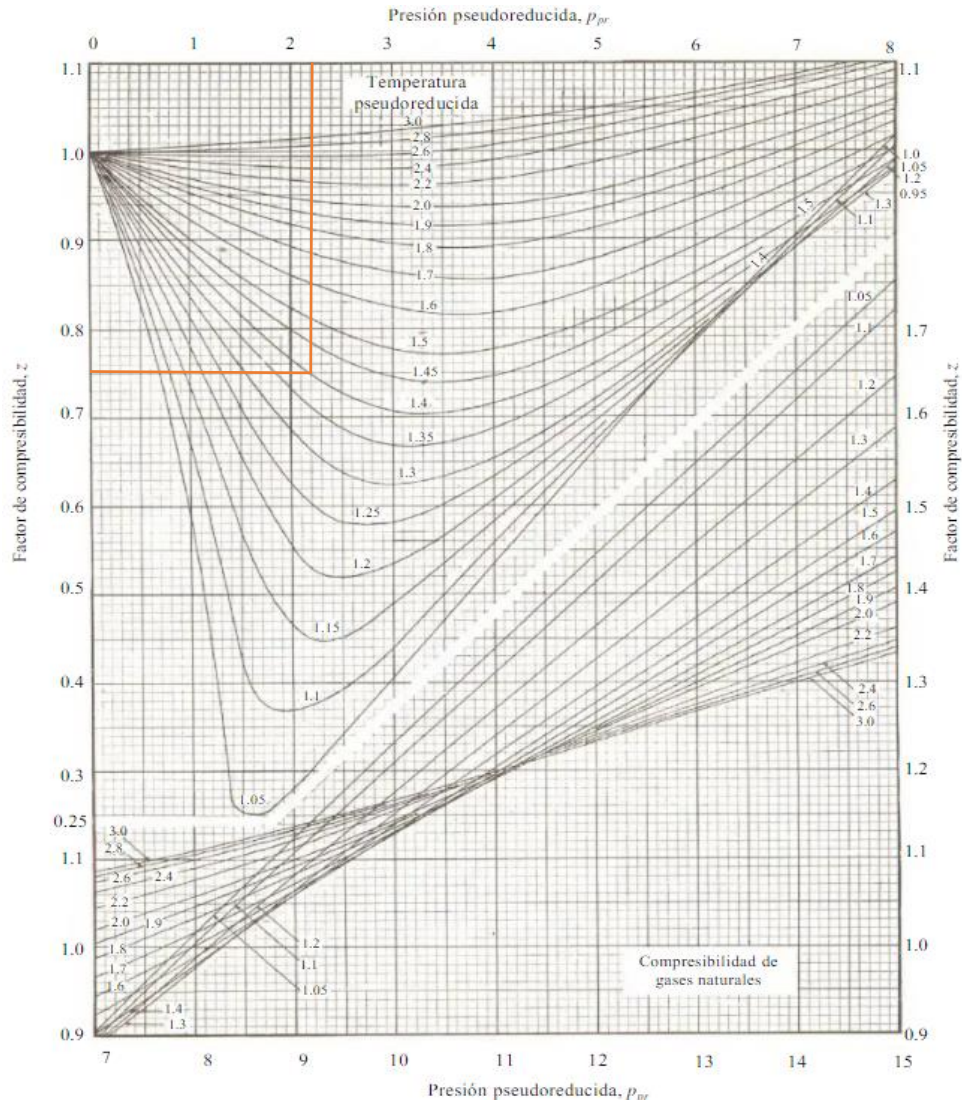
$$P_{pc} = 677 + 15 * GE - 37.5 GE^2$$

$$P_{pc} = 677 + 15 * 0.66 - 37.5 * 0.66^2 \rightarrow P_{pc} = 670.57 \text{ psi}$$

$$T_{pr} = \frac{528 R}{377.06 R} \rightarrow T_{pr} = 1.4$$

$$P_{pr} = \frac{1450 \text{ psi}}{670.57 \text{ psi}} \rightarrow P_{pr} = 2.2$$

Figura 4.2 Gráfico de factor de compresibilidad de Standing y Katz



Fuente: (GPSA, 2004)

Observando la gráfica se tiene un factor de compresibilidad de:

$$Z = 0.75$$

Ahora determinamos la velocidad de sonido en el flujo subsónico:

$$c = \sqrt{1.2 * 0.75 * 8.3145 \text{ kg} * \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2 * \text{mol} * \text{K}} * 293 \text{ K} * \frac{1 \text{ mol}}{19.05 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$$

$$c = 339.17 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Por lo tanto, el número Mach para el flujo subsónico es:

$$Ma = \frac{v}{c}$$

$$Ma = \frac{59.16 \text{ m/s}}{339.17 \text{ m/s}}$$

$$Ma = 0.18$$

Como el valor del número Mach es 0.18 y es menor a la unidad, entonces hay un flujo subsónico con las condiciones de presión y temperatura mencionadas anteriormente.

En esta sección también es importante calcular la entropía de entrada, el cual tendrá el mismo valor en la salida, ya que es un proceso isentrópico.

Los datos de entropía para cada componente son tomados del GPSA. Por lo tanto, el cálculo de la entropía total a la entrada del equipo supersónico.

Tabla 4.9 Cálculo de la entropía total

Componentes	Yi	S (KJ/Kg K)	Svi (KJ/Kg K)
C1	0,86279	4,60	3,969
C2	0,0721	3,90	0,281
C3	0,0325	3,85	0,125
i-C4	0,00363	3,60	0,013
n-C4	0,00499	3,50	0,017
i-C5	0,00143	3,60	0,005
n-C5	0,00113	3,30	0,004
C6	0,00081	3,30	0,003
C7 +	0,00045	3,00	0,001
N2	0,00524	3,00	0,016
CO2	0,01493	0,20	0,003
TOTAL	1		4,437

Fuente: Elaboración propia

La entropía total en la entrada del equipo supersónico es de 4.423 KJ/Kg K y ésta se halla sumando las entropías de cada componente multiplicando por su fracción molar.

4.3.2 Flujo sónico (garganta)

En el flujo sónico el número Mach es igual a la unidad, también conocida como el sector crítico. Por lo tanto, los valores de las variables del estado crítico son:

Hallamos la temperatura crítica según la ecuación 3.10:

$$T^* = \frac{T_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)}$$

$$T^* = \frac{528}{\left(1 + \frac{1.2-1}{2}\right)} \rightarrow T^* = 480 \text{ R}$$

Determinamos la presión crítica según la ecuación 3.12:

$$P^* = \frac{P_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)^{\frac{1}{\gamma-1}}}$$

$$P^* = \frac{1450 \text{ psi}}{\left(1 + \frac{1.2-1}{2}\right)^{\frac{1}{1.2-1}}} \rightarrow P^* = 818.49 \text{ psi}$$

Con la ecuación 3.11 se hallará la densidad del gas en esa sección:

$$\rho^* = \frac{\rho_0}{\left(1 + \frac{\gamma-1}{2}\right)^{\frac{1}{\gamma-1}}}$$

$$\rho^* = \frac{0.78}{\left(1 + \frac{1.2-1}{2}\right)^{\frac{1}{1.2-1}}} \rightarrow \rho^* = 0.48 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Observando la presión y temperatura se puede observar que hay una disminución en sus valores. También es importante calcular el área en esa sección, ya que será perteneciente a la sección de la boquilla. Para su cálculo utilizaremos la ecuación 3.13:

$$\frac{A_{ent}}{A^*} = \frac{1}{Ma_{ent}} \left[\frac{2}{\gamma+1} \left(\frac{(\gamma-1) * Ma_{ent}^2}{2} + 1 \right) \right]^{\frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)}}$$

$$\frac{A_{ent}}{A^*} = \frac{1}{0.18} \left[\frac{2}{1.2+1} \left(\frac{(1.2-1) * 0.18^2}{2} + 1 \right) \right]^{\frac{1.2+1}{2(1.2-1)}}$$

$$\frac{A_{ent}}{A^*} = 3.34 \rightarrow A^* = 0.06 \text{ m}^2$$

Como el número de Mach debe ser igual en esta sección, entonces la velocidad de sonido y del fluido son iguales.

$$Ma = 1 \rightarrow 1 = \frac{v}{c} \rightarrow v = c$$

Calculamos la velocidad de sonido en esta parte del flujo con la ecuación 3.1:

$$c = \sqrt{\gamma * Z * R * T^*}$$

$$c = \sqrt{1.2 * 0.75 * 8.3145 \text{ kg} * \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2 * \text{mol} * \text{K}} * 286 \text{ K} * \frac{1 \text{ mol}}{19.05 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$$

$$c = 335.08 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Por lo tanto, la velocidad de flujo es: $v = 335.08 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

En esta sección para el flujo sónico calcularemos el diámetro (d).

$$A^* = 0.06 \text{ m}^2 \rightarrow \pi r^2 = 0.06 \text{ m}^2$$

$$r = \sqrt{\frac{0.06}{\pi}} \rightarrow r = 0.14 \text{ m o } d = 0.28 \text{ m}$$

4.3.3 Flujo supersónico

Ya calculadas las condiciones desde la zona convergente de la tobera hasta la garganta, se procede a realizar los cálculos en la zona divergente.

El objetivo es lograr que se produzca una onda de choque normal entre la garganta y la salida de la tobera, de modo que se reduzca la velocidad hasta lograr un régimen subsónico a la salida de la tobera y así recuperar la presión. Para tener estas condiciones se deben calcular el número Mach (área supersónica), también

las presiones y temperaturas los cuales nos permitirán evaluar la pérdida de la presión del sistema.

Para asegurar que salga un flujo completamente supersónico a la salida de la tobera, es necesario definir una presión antes de la onda de choque, el cual deber ser menor que la presión crítica. Se recomienda además para efectividad de los cálculos, tomar una presión máxima del 45% de la presión de entrada.

$$P_o \leq 0.45 * P_{entrada}$$

$$P_o \leq 0.45 * 1450$$

$$P_o \leq 652.5 \text{ psi}$$

Ahora calculando la presión exterior del equipo el cual debe ser mayor a la presión de entrada, para que pueda ocurrir las condiciones supersónicas. Por lo tanto, la ecuación para hallar la presión externa es:

$$P_{ext} = P_{ent} * \left[Ma_{ent}^2 * \left(\frac{\gamma - 1}{2} \right) + 1 \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad (4.5)$$

$$P_{ext} = 1450 \text{ psi} * \left[0.18^2 * \left(\frac{1.2 - 1}{2} \right) + 1 \right]^{\frac{1.2}{1.2 - 1}}$$

$$P_{ext} = 1478.53 \text{ psi}$$

Con la presión externa hallamos el número Mach en el estado supersónico con la siguiente ecuación:

$$Ma_{dis} = \sqrt{\frac{\left(\frac{P_{ext}}{P_{ent}} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} - 1}{\frac{\gamma - 1}{2}}} \quad (4.6)$$

$$Ma_{dis} = \sqrt{\frac{\left(\frac{1478.53}{1450} \right)^{\frac{1.2 - 1}{1.2}} - 1}{\frac{1.2 - 1}{2}}}$$

$$Ma_{dis} = 1.21$$

La temperatura del gas antes de la onda de choque se halla con la siguiente ecuación:

$$T_1 = \frac{T_{ent}}{Ma_{dis}^2 \left(\frac{\gamma-1}{2} \right) + 1} \quad (4.7)$$

$$T_1 = \frac{528}{1.21^2 \left(\frac{1.2-1}{2} \right) + 1}$$

$$T_1 = 460.57 \text{ R}$$

$$T_1 = 255.68 \text{ K}$$

También es importante determinar la velocidad de sonido en esa zona y la velocidad de flujo ya que se encuentra en la zona supersónica y la velocidad de flujo debe ser mayor que la del sonido.

$$c = \sqrt{\gamma * Z * R * T}$$

$$c = \sqrt{1.2 * 0.75 * 8.3145 \text{ kg} * \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2 * \text{mol} * \text{K}} * 255.68 \text{ K} * \frac{1 \text{ mol}}{19.06 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$$

$$c = 316.82 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Por lo tanto, la velocidad de flujo será:

$$Ma_{dis} = \frac{v}{c}$$

$$1.21 = \frac{v}{316.82 \text{ m/s}}$$

$$v = 383.35 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

También es importante hallar el área de salida de la tobera según el número Mach encontrado. Por lo cual, el área de salida debe ser según la siguiente ecuación:

$$A_S = A^* * \frac{1}{Ma_{dis}} \left[\left(\frac{2}{\gamma+1} \left(\frac{(\gamma-1) * Ma_{dis}^2}{2} + 1 \right) \right) \right]^{\frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)}} \quad (4.8)$$

$$A_S = 0.06 * \frac{1}{1.21} \left[\left(\frac{2}{1.2+1} \left(\frac{(1.2-1)*1.21^2}{2} + 1 \right) \right) \right]^{\frac{1.2+1}{2(1.2-1)}}$$

$$A_S = 0.07 \text{ m}^2$$

En base al área hallada en la salida de la tobera, se puede determinar el diámetro en esa sección.

$$0.026 \text{ m}^2 = \pi * r^2 \rightarrow r = \sqrt{\frac{0.07}{\pi}}$$

$$r = 0.15 \text{ m}$$

4.3.4. Después de la onda de choque

Ya calculadas las condiciones en el flujo supersónico, se procede a determinar las propiedades correspondientes después de la onda de choque. Para calcular el número Mach después de la onda de choque se utiliza la siguiente ecuación:

$$Ma_{salida}^2 = \frac{(\gamma-1) * Ma_{dis}^2 + 2}{2\gamma * Ma_{dis}^2 - (\gamma-1)} \quad (4.9)$$

$$Ma_{salida} = \sqrt{\frac{(1.2-1) * 1.21^2 + 2}{2 * 1.2 * 1.21^2 - (1.2-1)}}$$

$$Ma_{salida} = 0.8$$

A la salida de la tobera se tendrá un estado subsónico con un número de Mach igual a 0.8.

Para calcular la presión después de la onda de choque se tomará en cuenta la presión crítica utilizando la siguiente ecuación:

$$\frac{P_2}{P^*} = \frac{1}{\gamma + 1} [2\gamma * Ma_{dis}^2 - (\gamma - 1)] \quad (4.10)$$

$$\frac{P_2}{818.49} = \frac{1}{1.2 + 1} * [2 * 1.2 * 1.21^2 - (1.2 - 1)]$$

$$P_2 = 1232.88 \text{ psi}$$

Para calcular la temperatura después de la onda de choque se utilizará el número Mach en la fase de correspondiente.

$$T_2 = \frac{T_{ent}}{Ma_{sal}^2 * \left(\frac{\gamma-1}{2}\right) + 1} \quad (4.11)$$

$$T_2 = \frac{528}{0.8^2 * \left(\frac{1.2-1}{2}\right) + 1}$$

$$T_2 = 496.24 \text{ R}$$

Ahora hallamos la velocidad de sonido en esta sección.

$$c = \sqrt{\gamma * Z * R * T}$$

$$c = \sqrt{1.2 * 0.75 * 8.3145 \text{ kg} * \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2 * \text{mol} * \text{K}} * 275.35 \text{ K} * \frac{1 \text{ mol}}{19.06 \text{ g}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$$

$$c = 328.79 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Entonces la velocidad de flujo será:

$$Ma_{dis} = \frac{v}{c}$$

$$0.8 = \frac{v}{328.79 \text{ m/s}}$$

$$v = 263.03 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La presión y la temperatura después de formada la onda de choque normal entre la garganta sónica y la salida de la tobera, deben ser mayores a las propias antes de su formación.

A continuación, se presenta en una tabla un resumen de los parámetros en cada zona.

Tabla 4.10 Parámetros calculados para cada zona

Zona	Presión (psi)	Temperatura (R)	Velocidad de flujo (m/s)	C (m/s)	Mach
Zona convergente	1450	528	59.16	339.17	0.18
Garganta	818.49	480	335.08	335.08	1
Flujo supersónico hasta la onda de choque	652.5	460.56	383.35	316.82	1.21
Después de la onda de choque	1232.88	496.24	263.03	328.79	0.8
A la salida del separador con el gas residual	1088	468	263.03	328.79	0.8

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 4.3 se puede observar la presión, la temperatura, velocidad del flujo, velocidad del sonido en el gas y el número Mach en cada zona. Se puede observar que en la zona convergente existe un estado subsónico ya que el número Mach es menor a 1, luego en la garganta se tiene un estado sónico donde se cumple que Mach = 1, después se tiene un flujo supersónico, donde se cumple que el número Mach es mayor 1, finalmente se tiene después de la onda de choque un estado subsónico donde Mach vuelve hacer menor a 1, en esta zona también se tiene una recuperación de presión como se puede ver en la tabla, esta recuperación es del 85.02% de la presión inicial.

Finalmente calculamos las condiciones de salida del gas residual y los líquidos que se separaron, para ver cuál es la composición con la que está saliendo en ambas salidas del separador supersónico.

Para calcular la composición de líquido obtenido (X_i), se utilizará la siguiente ecuación:

$$X_i = \frac{Z_i}{L+(1-L)*m_i} \quad (4.12)$$

$$\sum X_i = 1$$

Donde:

Z_i = Fracción del componente i en la corriente de ingreso al separador supersónico.

X_i = Fracción del componente i en la corriente de líquido a la salida del separador supersónico.

L = Fracción de líquido en la mezcla.

m_i = Coeficiente de distribución diferente para cada componente en un determinado estado.

Para m_i se tomará los valores que están en el GPSA, los cuales están dados para cada componente. Primero se determinará el porcentaje de líquido que se tiene en la salida juntamente con algunas rastras de vapor.

Tabla 4.11 Cálculo de la fracción líquida y vapor a la salida

Componentes	Z_i	m_i a 1088 psi y 9°F	$L = 0.098$	$Y = 0.902$
			X_i	Y_i
C1	0,86279	1,821	0,4206	0,90415
C2	0,0721	0,208	0,2639	0,06526
C3	0,0325	0,014	0,1833	0,00156
i-C4	0,00363	0,002	0,0344	0,000038
n-C4	0,00499	0,0004	0,0507	0,00000943
i-C5	0,00143	0,0001	0,0146	0,000000296
n-C5	0,00113	0,00005	0,0115	0,000000142
C6	0,00081	0,000005	0,0083	6,8E-09
C7 +	0,00045	0,000005	0,0046	4,5E-09
N2	0,0024	8,724	0,0008	0,01039
CO2	0,01493	0,537	0,0289	0,00995
TOTAL	1		1,02	0.999

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 4.9 se puede observar que en la salida hay 9.8% de líquidos con la composición mostrada en la tabla. También se puede observar que se tiene 90.2% de vapor en la salida.

4.4 DIMENSIONAMIENTO PARA EL SEPARADOR CENTRAL

El separador central es donde llegan todos los líquidos separados del separador supersónico. La tecnología para este separador central es la tecnología de extracción a baja temperatura (LTX), el cual ha sido aplicado ampliamente desde la década de 1950. La compañía Twister BV ha revisado la tecnología LTX convencional para permitir el procesamiento de gas sin productos químicos en combinación con el separador supersónico.

Figura 4.3 Separador central con los 6 separadores supersónicos



Fuente: (Twister NGL Recovery Study, 2008)

La altura mínima de este separador debe ser de 6 pies según la GPSA, por lo tanto, para su diseño se tomará en cuenta las normas del mismo.

La mezcla que entra al separador es la fase líquida que se obtiene en el proceso de expansión en el separador supersónico y sale a las condiciones indicadas en la figura 3.1. es decir, con una presión de 1088 psi y temperatura de 45 °F.

Nuevamente hallamos el porcentaje de la fase líquida y vapor que hay en el separador central utilizando la ecuación 4.11. En esta oportunidad para Z_i utilizaremos la composición de la fase líquida que entra al separador central.

Tabla 4.12 Composición líquida – vapor en el separador central

Componentes	Z_i	mi a 1088 psi y 7 °F	L = 92.45%	V = 7.55%
			X_i	Y_i
C1	0,4206	2,065	0,3893	0,9378
C2	0,2639	0,173	0,2815	0,0406
C3	0,1833	0,015	0,1980	0,00194
i-C4	0,0344	0,002	0,0372	0,000036
n-C4	0,0507	0,0004	0,0548	7,5E-6
i-C5	0,0146	0,0001	0,0158	4,25E-8
n-C5	0,0115	0,00005	0,0124	3,36E-8
C6	0,0083	0,000005	0,0090	8,26E-9
C7 +	0,0046	0,000005	0,0050	3,45E-9
N2	0,0008	9,195	0,0005	0,0074
CO2	0,0289	0,483	0,0301	0,0096
TOTAL	1,0216		1,0336	0.999

Fuente: Elaboración propia

Para realizar el dimensionamiento del separador central, necesitamos saber la cantidad de moles total que habrá en la fase líquida y vapor. Por lo tanto, para hallar la cantidad total que ingresará al separador central se debe multiplicar los moles alimentados al separador supersónico con el porcentaje líquido que se tiene en el mismo cuando ocurre la expansión:

Del flujo másico calculamos lo moles alimentados al separador central:

$$\text{Moles alimentados} = 9.23 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{\text{kmol}}{19.06 \text{ Kg}} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} * 0.098 = 170.76 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\text{Moles líquido} = \text{Moles alimentados} * L = 170.76 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.9245 = 157.87 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\text{Moles de vapor} = \text{Moles alimentados} * V = 170.76 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.0755 = 12.89 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Seguidamente determinaremos la densidad tanto del vapor como del líquido, para eso hallaremos el peso y volúmenes específico de la fase líquida. Para el cálculo de la densidad del líquido se tomará en cuenta las densidades específicas y como la densidad es una propiedad intensiva, consideraremos un kilomol de líquido.

Tabla 4.13 Cálculo del volumen en m³

Componentes	Xi	PM	PM * Xi	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
C1	0,3893	16,043	6,246	300	0,021
C2	0,2815	30,07	8,464	357,76	0,024
C3	0,1980	44,096	8,732	507,30	0,017
i-C4	0,0372	58,123	2,162	562,98	0,004
n-C4	0,0548	58,123	3,187	584,06	0,005
i-C5	0,0158	72,15	1,139	624,35	0,002
n-C5	0,0124	72,15	0,897	631,00	0,001
C6	0,0090	86,177	0,774	663,89	0,001
C7 +	0,0050	100,205	0,499	792,00	0,001
N2	0,0005	28,014	0,014	808,6	0,000017
CO2	0,0301	44,01	1,324	821,94	0,002
TOTAL	1,0336		33,438		0,078

Fuente: Elaboración propia

Por lo tanto, la densidad del líquido es:

$$\rho_{\text{líquido}} = \frac{33.438 \text{ kg}}{0.078 \text{ m}^3} \rightarrow \rho_{\text{líquido}} = 428.69 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Ahora hallamos la densidad del vapor, para lo cual se determinará las condiciones pseudocríticas.

Tabla 4.14 Cálculo del peso molecular de la fase vapor

Componentes	PM	Yi	PM * Yi
C1	16,043	0,9378	15,0451254
C2	30,07	0,0406	1,2208420
C3	44,096	0,00194	0,0855462
i-C4	58,123	0,000036	0,0020924
n-C4	58,123	0,0000075	0,0004359
i-C5	72,15	4,25E-08	0,0000031
n-C5	72,15	3,36E-08	0,0000024
C6	86,177	8,26E-09	0,0000007
C7 +	100,205	3,45E-09	0,0000003
N2	28,014	0,0074	0,2073036
CO2	44,01	0,0096	0,4224960
TOTAL			16,98384814

Fuente: Elaboración propia

Como ya se tiene el peso molecular de la fase vapor hallamos la gravedad específica y a partir de ello la presión y temperatura pseudocrítica.

$$GE = \frac{PM_{gas}}{PM_{aire}} \rightarrow GE = \frac{16.98}{28.96}$$

$$GE = 0.59$$

$$T_{pc} = 168 + 325 * GE - 12.5 * GE^2$$

$$T_{pc} = 168 + 325 * 0.59 + 12.5 * 0.59^2$$

$$T_{pc} = 325.40 \text{ R}$$

$$P_{pc} = 677 + 15 * GE - 37.5 * GE^2$$

$$P_{pc} = 677 + 15 * 0.59 - 37.5 * 0.59^2$$

$$P_{pc} = 672.79 \text{ psi}$$

Condiciones pseudoreducidas:

$$T_{pr} = \frac{505 \text{ R}}{335.4 \text{ R}} \rightarrow T_{pr} = 1.42$$

$$P_{pr} = \frac{1088 \text{ psi}}{672.79 \text{ psi}} \rightarrow P_{pr} = 1.42$$

De la figura 4.1 hallamos el factor compresibilidad en la fase vapor.

$$z = 0.8$$

Entonces la densidad del gas será:

$$\rho_g = \frac{PM}{zRT} \rightarrow \rho_g = \frac{7426.25 * 16.98}{0.8 * 8.314 * 280}$$

$$\rho_g = 67.71 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Donde:

ρ_g : Es la densidad del gas (kg/m^3)

P: Presión (KPa)

M: Peso molecular

Z: Factor de compresibilidad

R: Constante de los gases ($8.314 \text{ Kpa m}^3/\text{kg mol K}$)

T: Temperatura (K)

Una vez determinadas las densidades en ambas fases, se calculará la velocidad terminal para que el líquido se separe del gas y asiente.

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (4.13)$$

Donde:

ρ_g : Es la densidad de la mezcla de gas en el separador kg/m^3

ρ_v : Es la densidad de la mezcla de líquido en el separador en kg/m^3

V_t : Velocida terminal en m/s

K: Constante para separadores

La constante K para el separador central que utilizaremos es 0.167, ya que este valor es el más apropiado para un separador LTX, la cual se basa nuestro separador central, entonces reemplazando los datos se tiene:

$$V_t = 0.167 \sqrt{\frac{428.69 - 66.79}{66.79}}$$

$$V_t = 0.39 \frac{m}{s} = 1404 \frac{m}{h}$$

Para los valores de caudales realizamos las siguientes operaciones:

$$Q_{\text{líquido}} = 157.87 \frac{\text{kmol}}{h} * 33.438 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * \frac{m^3}{428.69 \text{ kg}}$$

$$Q_{\text{líquido}} = 12.32 \frac{m^3}{h}$$

Caudal de vapor:

$$Q_{\text{vapor}} = 12.89 \frac{\text{kmol}}{h} * 16.98 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * \frac{m^3}{67.71 \text{ kg}}$$

$$Q_{\text{vapor}} = 3.23 \frac{m^3}{h}$$

Cálculo del área del gas:

$$A_{\text{gas}} = \frac{Q_{\text{gas}}}{V_t} \quad (4.14)$$

$$A_{\text{gas}} = \frac{\frac{3.23 \text{ m}^3}{h}}{\frac{1404 \text{ m}}{h}}$$

$$A_{\text{gas}} = 0.0023 \text{ m}^2$$

Área transversal para la fase líquida:

$$A_{\text{líquido}} = \frac{V_{rt}}{h_{eff}} \quad (4.15)$$

Donde:

V_{rt}: volumen de retención (m³)

h_{eff} : altura del separador (m)

El volumen de retención es la cantidad de tiempo en la cual el líquido se mantiene estable. Este tiempo asegura que el equilibrio entre el líquido y el gas ha llegado a la presión de separación. El tiempo de retención en un separador se determina dividiendo el volumen del líquido dentro del mismo entre el caudal del líquido. Normalmente este tiempo varía entre 30 segundos y 3 minutos, este tiempo de retención se lo determina de acuerdo a la gravedad API del líquido condensado en el separador. En este caso se tomará en cuenta un tiempo de retención de 3 min, ya que la densidad es menor a 870 kg/m^3 . (Standbridge D, 2011)

Por lo tanto, el volumen de retención será:

$$V_{rt} = Q_L t \quad (4.16)$$

Q_L = Caudal de líquido a la salía del separador (m^3/h)

t = Tiempo de retención del separador.

V_{rt} = Volumen de retención de líquido.

Calculando el volumen de retención se tiene lo siguiente:

$$V_{rt} = 12.32 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} * 3 \text{ min}$$

$$V_{rt} = 0.62 \text{ m}^3$$

Entonces el área transversal de flujo total será:

$$A_t = A_g + A_L \quad (4.17)$$

$$A_t = 0.0023 + \frac{0.62}{h_{eff}}$$

Ahora se determinará el diámetro del separador:

$$D_{Sep} = 2 \sqrt{\frac{0.0023 + \frac{0.62}{h_{eff}}}{\pi}} \quad (4.18)$$

Donde:

D_{Sep} : Diámetro del separador

h_{eff} : Altura del separador

Hallando las variables de la ecuación 4.18 mediante prueba de errores se tiene los siguientes resultados:

$$D_{sep} = 0.97 \text{ m}$$

$h_{eff} = 3.95 \text{ m}$ es una altura aproximada a 4 metros dato que se tomará en cuenta para su diseño.

Entonces, el tamaño del separador tendrá una altura de 4 metros con un diámetro de 0.97 metros.

También es importante mencionar los componentes internos del separador central, ya que estos darán una mayor eficiencia en la separación, por lo tanto, los componentes internos que se tomarán en cuenta son los siguientes:

- Un extractor de niebla, el cual estará ubicado a la salida del gas, este se encargará de capturar las pequeñas partículas de líquido que no han podido ser removidas.
- Un controlador de acumulación de espumas, para que no puedan ser de perjuicio en la separación.
- También se tomará en cuenta un deflector, para tener una entrada ciclónica, el cual se encargará de realizar una separación por medio de segregación gravitacional.
- Una válvula de salida de líquidos antitorbellino o vortex que evita la salida en flujo turbulento.

4.5 APLICACIÓN DEL SOFTWARE CFD PARA EL DISEÑO DEL SEPARADOR SUPERSÓNICO

Para realizar el modelamiento del equipo supersónico y utilizar la herramienta CFD, es necesario utilizar en primer lugar el software CATIA para diseñar el separador tanto en su forma externa, como interna y este permitirá ver el equipo en 3D. Luego el equipo diseñado en CATIA se importará a COMSOL (el cual tiene la herramienta CFD) y evaluar el comportamiento del fluido.

EL modelo CFD predice una eficiencia de razonable deshidratación de acuerdo al resultado experimental. Entonces es importante ver y analizar los fenómenos que ocurren en la boquilla, los cuales son responsables para la separación de líquidos y el gas residual. El CFD permite estudiar el flujo dentro de la boquilla.

4.5.1 Diseño interno y externo del separador supersónico

Para realizar el diseño solido del separador supersónico se usará CATIA para lo cual se tomará las siguientes condiciones, tomando en cuenta algunos patentes ya establecidos.

Tabla 4.15 Parámetros geométricos para el diseño del separador supersónico

Sección del equipo	Variable	Rango
Generador de vórtice	Radio	0.25 m – 0.5 m
	Nº de aletas	35° – 38°
	Ángulo de las aletas	17 – 25°
Garganta	Radio	0.1 m – 0.15 m
	Ubicación de la garganta	0.52 – 0.81 m
Recolector	Ubicación del recolector	0.72 m – 0.84 m
	Ángulo del recolector	15 – 25°

Fuente: (Patente nº US 8,398,734 b2, 2013)

Según los cálculos realizados analíticamente, se tienen ya los parámetros establecidos, los cuales se encuentran en el rango que se muestra en la tabla 4.13. El diámetro de entrada se tomó 0.25m, ya que este parámetro es establecido para flujos menores a 100 MMscf. Por lo tanto, las condiciones para el diseño del separador supersónico son las siguientes:

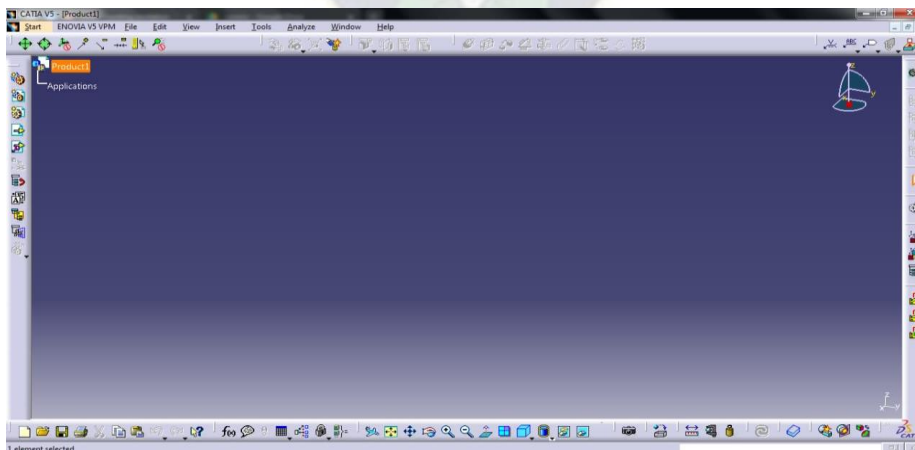
Tabla 4.16 Condiciones para el separador supersónico

Sección del equipo	Variable	Valor
Generador de vórtice	Radio	0.25 m
	Nº de aletas	38
	Ángulo de las aletas	25°
Garganta	Radio	0.13 m
	Ubicación de la garganta	0.66 m
Recolector	Ubicación del recolector	0.82 m
	Radio	0.15 m
	Ángulo del recolector	25°

Fuente: Elaboración propia

Los datos del número de aletas, ángulo de aletas y ángulo del recolector que están en la tabla 4.14, fueron tomadas en cuenta, ya que con esos datos hay una mayor eficiencia en el separador supersónico. Estos datos en primera instancia serán simulados en CATIA para su diseño externo e interno como se muestran en las siguientes imágenes:

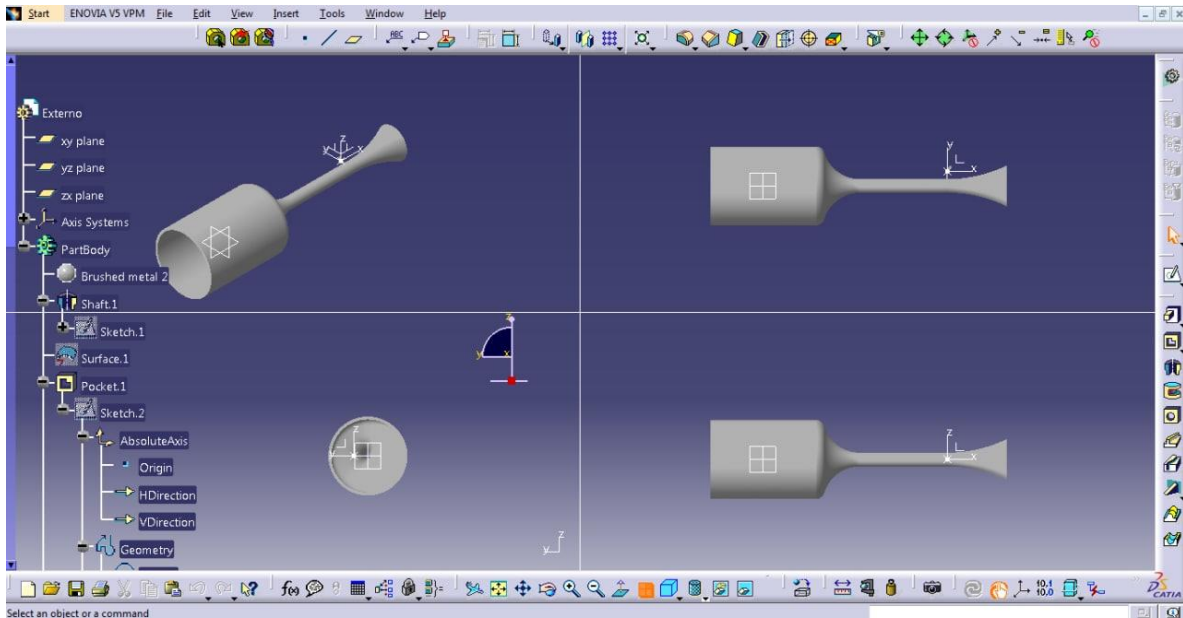
Figura 4.4 Pantalla de inicio de CATIA



Fuente: Elaboración propia

Lugar donde se realiza el boceto del separador supersónico tanto interno como externo.

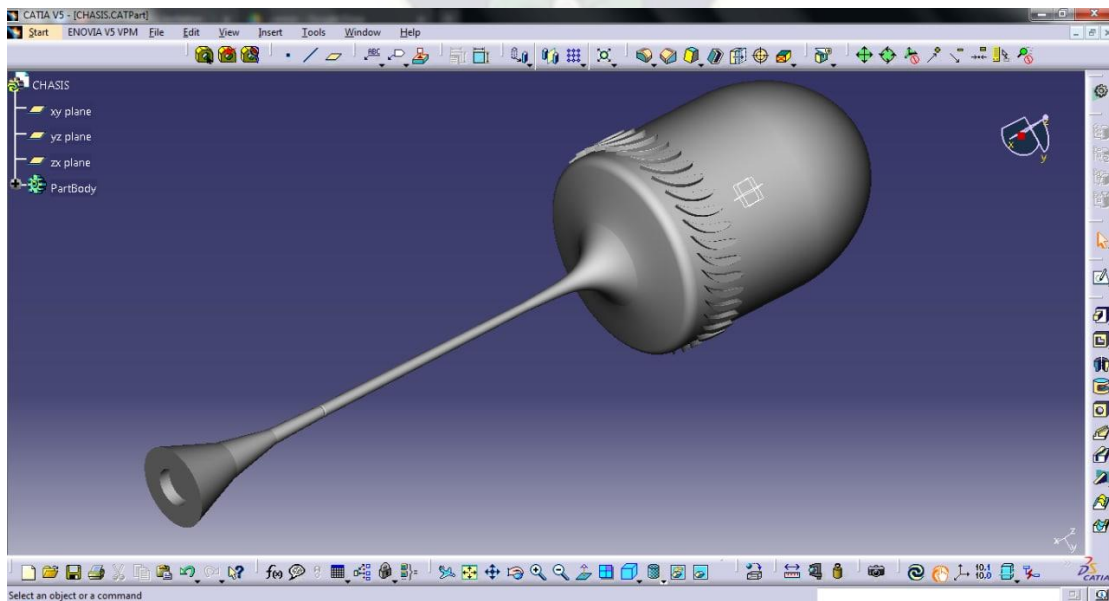
Figura 4.5 Boceto del cuerpo externo



Fuente: Elaboración propia

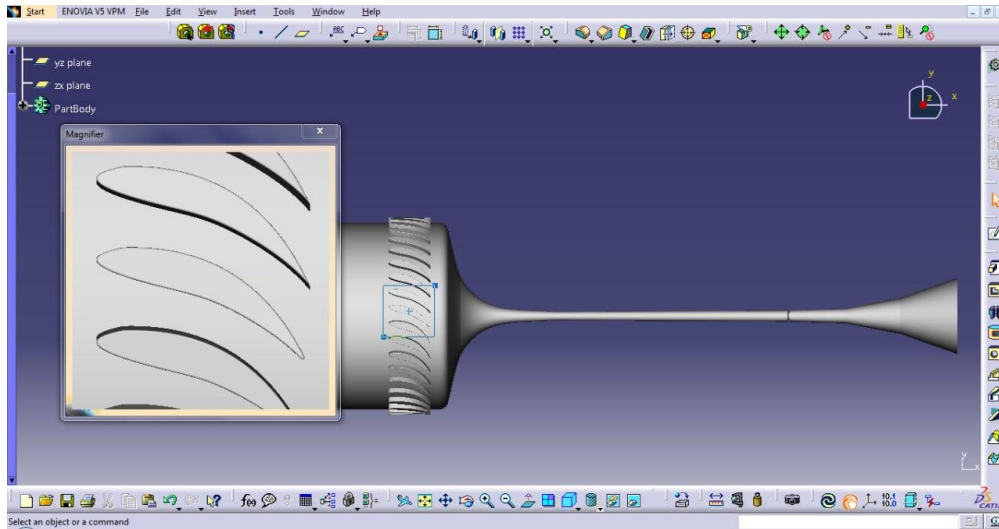
En la figura 4.5, el diámetro de entrada que se toma en cuenta es de 0.25 m, longitud total es de 2 m, diámetro de la garganta es de 0.13 m y diámetro de salida del gas de 0.15 m.

Figura 4.6 Boceto cuerpo interno (estator)



Fuente: Elaboración propia

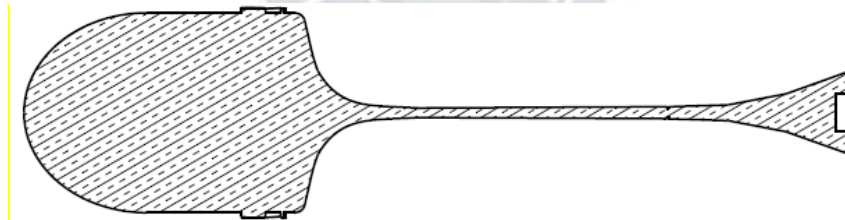
Figura 4.7 Aletas en el estator



Fuente: Elaboración propia

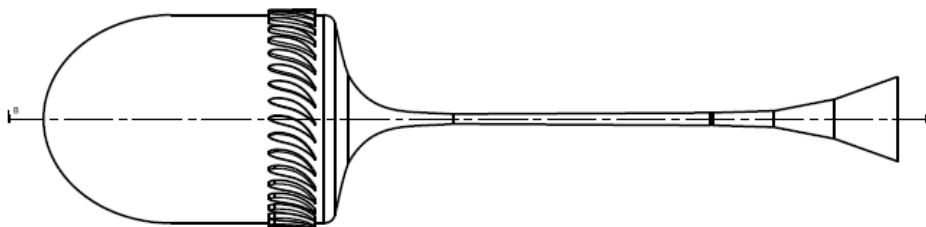
Las aletas de forma helicoidal también fueron añadidas al estator, el cual es la parte principal de todo el equipo, el estator tiene 38 aletas, gracias a esto se puede alcanzar velocidades supersónicas y llegar a deshidratar y separar los hidrocarburos líquidos. CATIA también nos permite ver las imágenes en 2D.

Figura 4.8 Perfil del estator en 2D



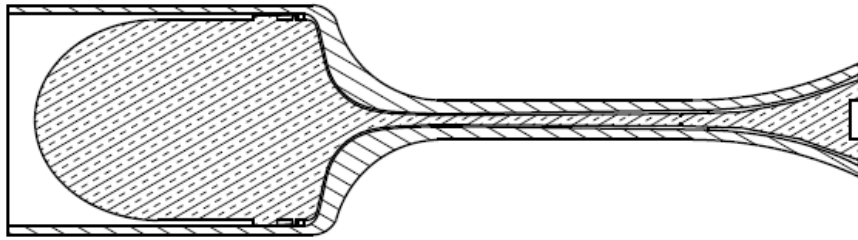
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.9 Perfil del estator con las aletas correspondientes



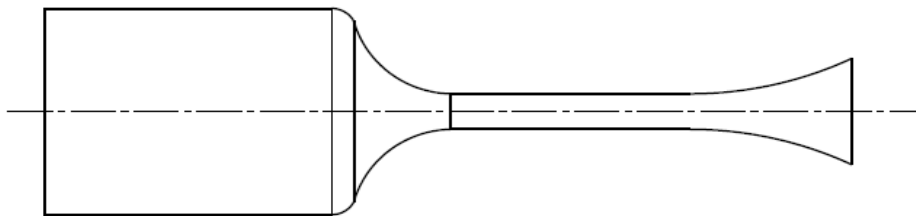
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.10 Perfil 2D del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.11 Perfil externo del separador supersónico

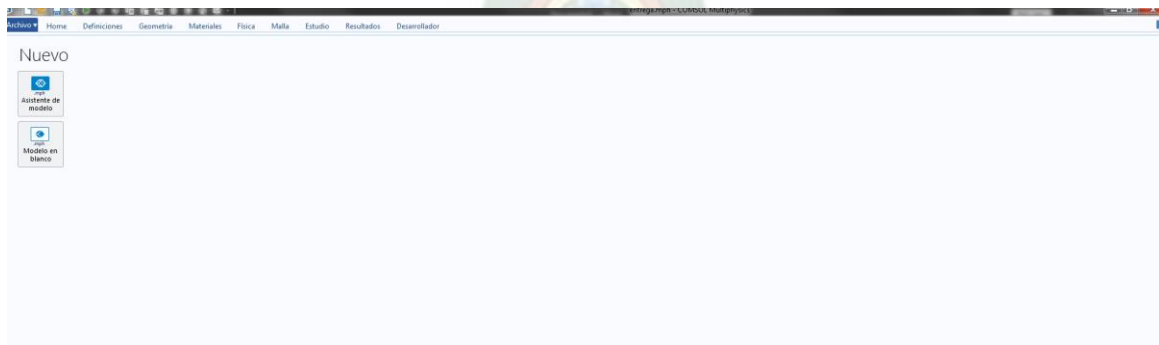


Fuente: Elaboración propia

4.5.2 Análisis del fluido con la herramienta CFD

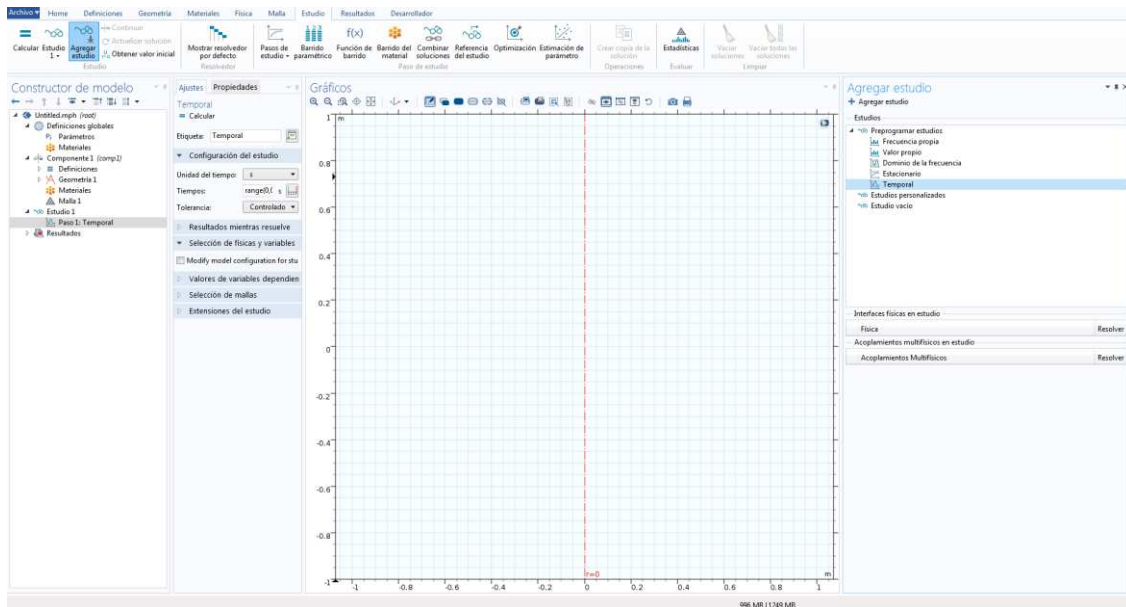
Para realizar el análisis de fluido se utilizará COMSOL, el cual tiene la herramienta CFD. Para esta situación se importará el equipo sólido diseñado en CATIA, donde se podrá ingresar las propiedades y datos del gas natural de alimento de la Planta de Rio Grande, como se muestra a continuación.

Figura 4.12 Pantalla de inicio del CFD



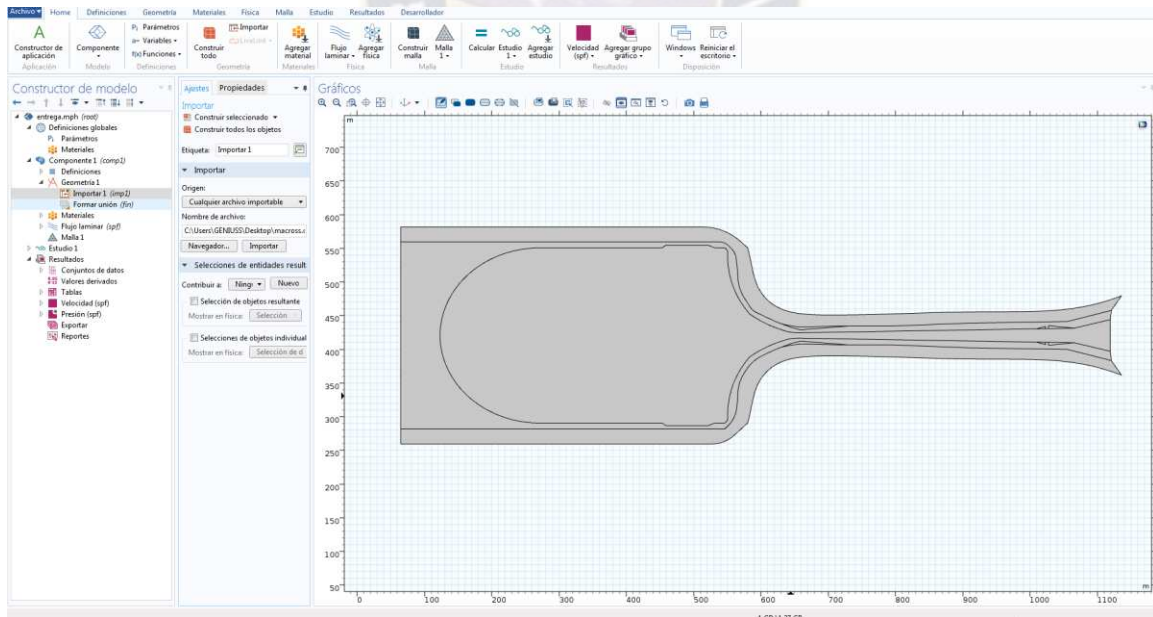
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.13 Área de estudio



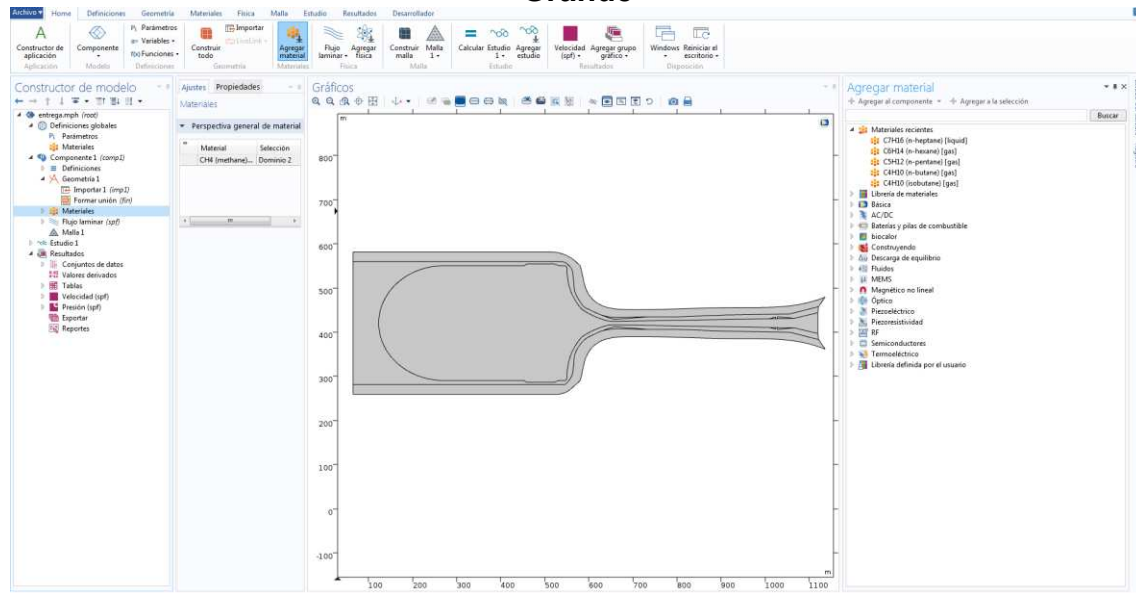
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.14 Importación de la geometría del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

Figura 4.15 Ingreso de la cromatografía del gas natural de la Planta de Rio Grande



Fuente: Elaboración propia

En esta parte se ingresa la cromatografía del gas natural de la Planta de Rio Grande, luego se ingresará las condiciones de entrada, como ser la presión, temperatura, velocidad del fluido y otras propiedades, como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 4.17 Condiciones de entrada

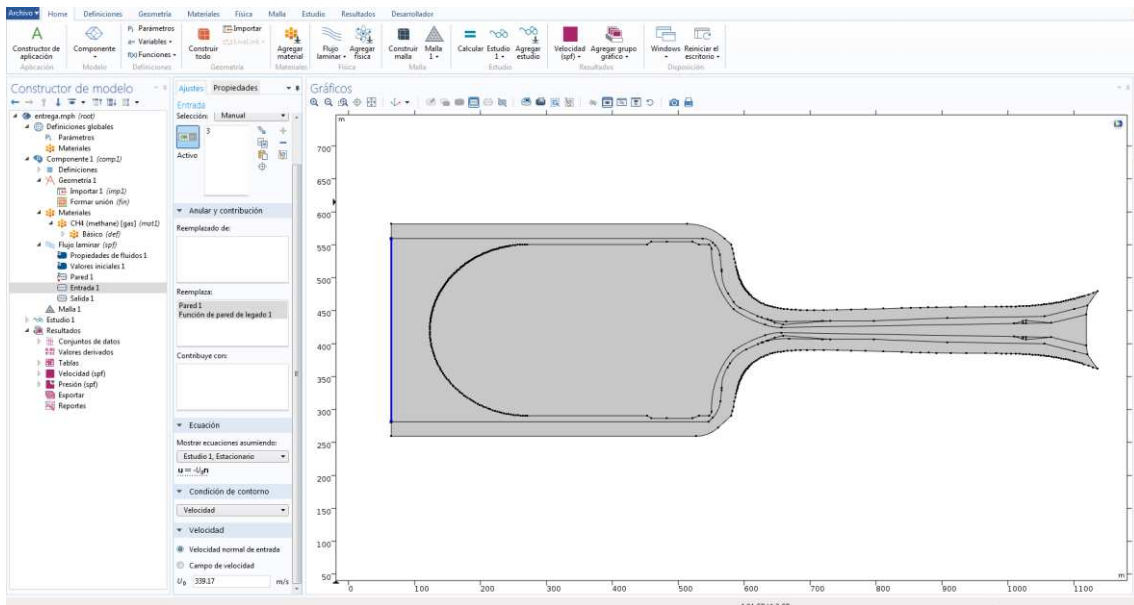
Pentrada = 1450 psi	PM = 19.06 lb/lbmol	GE =0.66
Tentrada = 68 °F	Densidad = 0.78 kg/m ³	Cp = 9.17 BTU/lbmol * R
Poder calorífico = 9202 kcal/m ³	Cv = 7.64 BTU/lbmol * R	

Fuente: Elaboración propia

Datos que ya fueron calculados en la parte analítica.

Los datos de velocidad de flujo, número Mach, presión y temperatura se encuentran en la tabla 4.8. Teniendo ya los datos necesarios se tiene los siguientes perfiles de del separador supersónico:

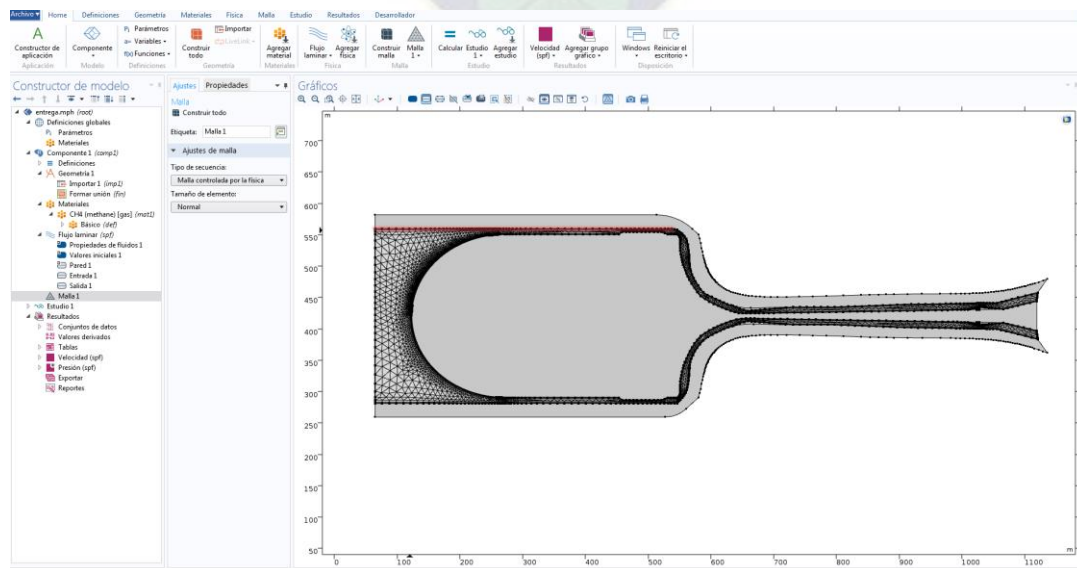
Figura 4.16 Ingreso de las propiedades químicas y físicas



Fuente: Elaboración propia

Otro paso importante es el mallado que se debe realizar en el dominio de flujo, el cual consiste en dividir el dominio de flujo en volúmenes pequeños, para poder ver el fenómeno del flujo en este caso lo que está ocurriendo con el gas natural de alimento. La solución del CFD depende de la malla depende del mallado que se realiza. Este paso se muestra en la siguiente imagen:

Figura 4.17 Mallado del dominio del flujo de gas



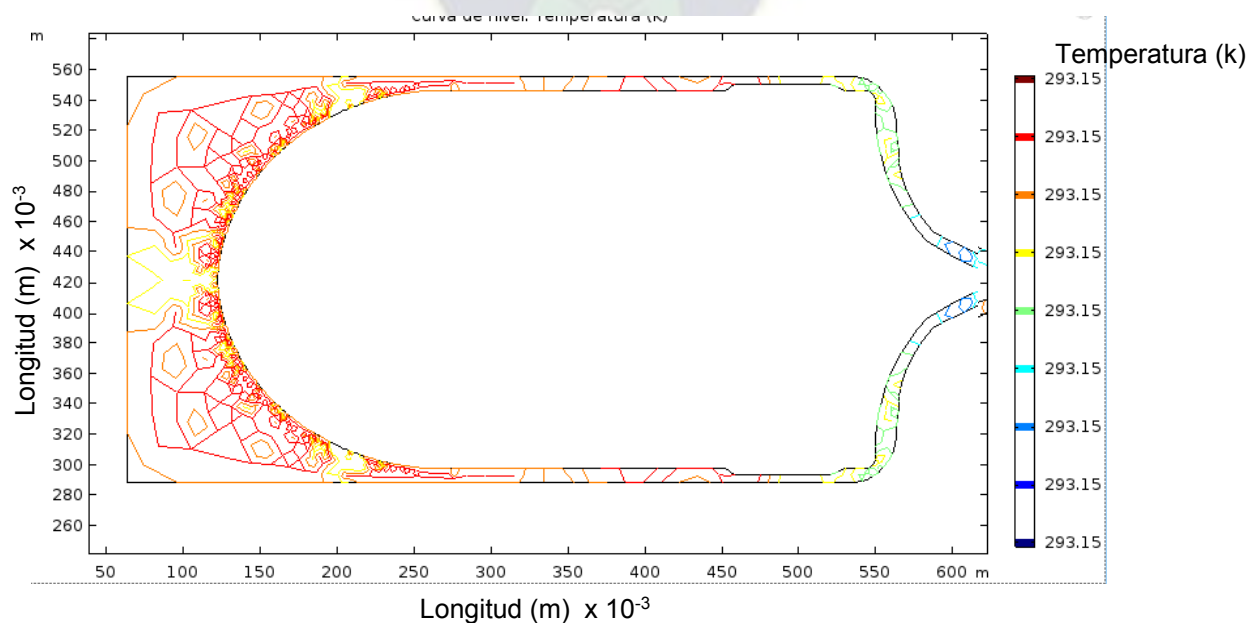
Fuente: Elaboración propia

Una vez ya realizado todos estos pasos, se procede con la simulación del equipo, el gas se pone en rotación en la boquilla, a través de paletas de guía estacionarias, en consecuencia, este permite acelerar a velocidades sónicas y supersónicas, mientras la temperatura y presión disminuyen continuamente. Finalmente, se produce la condensación y las gotas líquidas se van hacia la pared debido a la fuerza centrífuga; y luego se separan los líquidos del gas. Estos fenómenos son mostrados en las gráficas según CFD.

4.5.3 Perfiles de temperatura, presión y velocidad

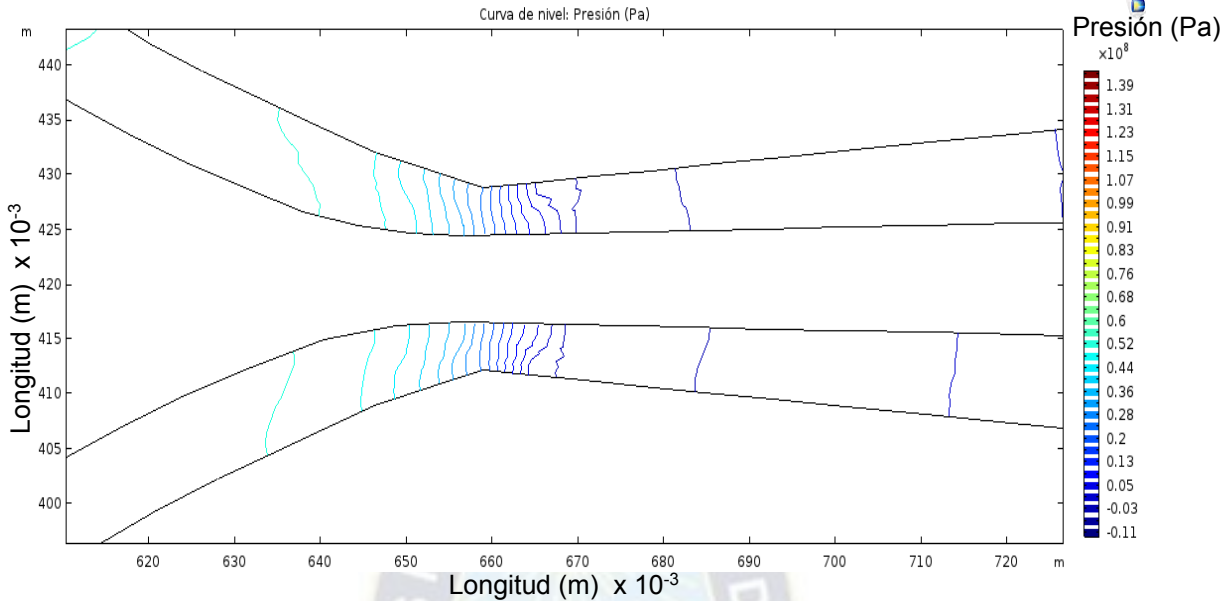
- Temperatura:** En la gráfica obtenida por el CFD, en cuanto a temperatura se puede observar que en la fase subsónica está casi con la misma temperatura de entrada, lo que quiere decir que no hay una disminución notable de temperatura, sin embargo, entrando a la parte sónica se puede notar que ya existe una disminución de la temperatura y mucho más en la parte supersónica (la parte pintada de azul) donde empieza formarse gotas de líquido y empieza a separarse del flujo de gas, una vez que ocurre este fenómeno, la temperatura empieza a aumentar regresando una vez más al estado sónico luego de las ondas de choque.

Figura 4.18 Perfil de la temperatura a la entrada del separador supersónico



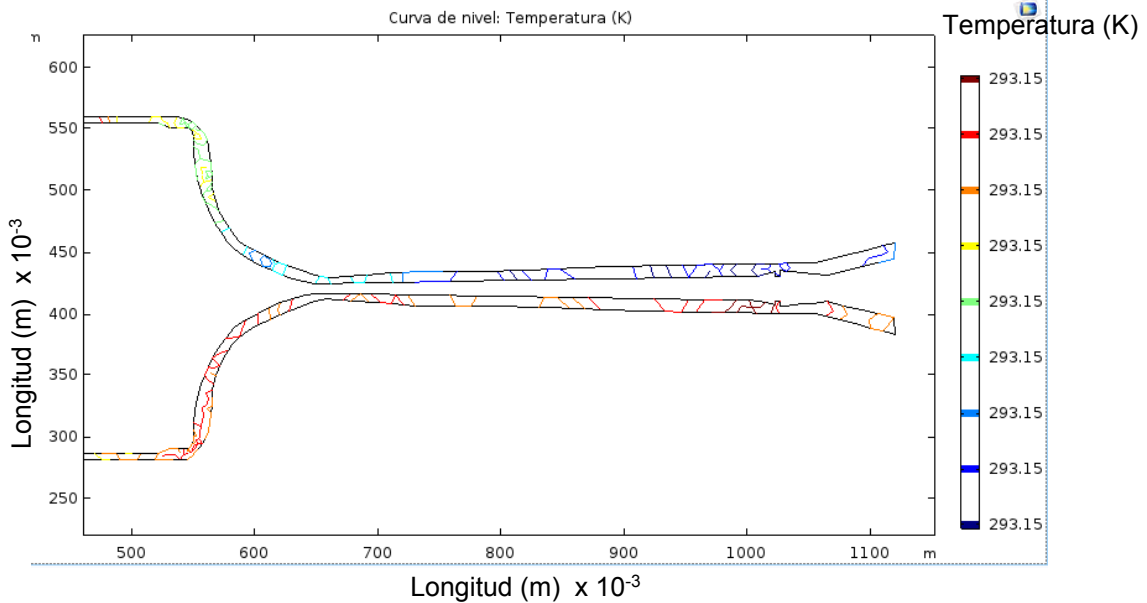
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.19 Perfil de la temperatura en la garganta del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

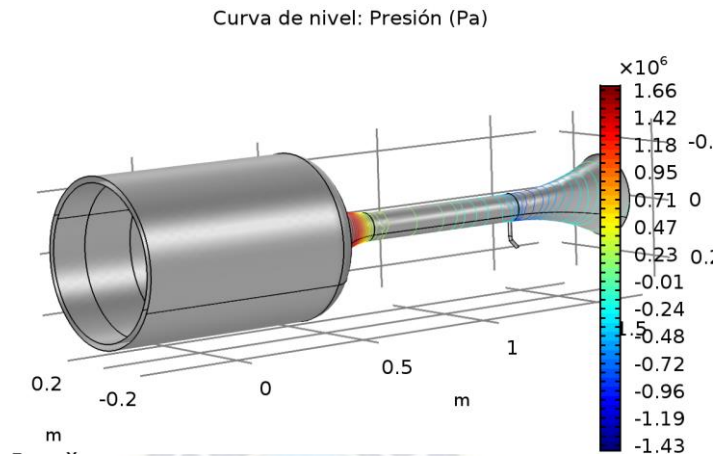
Figura 4.20 Perfil de la temperatura a la salida del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

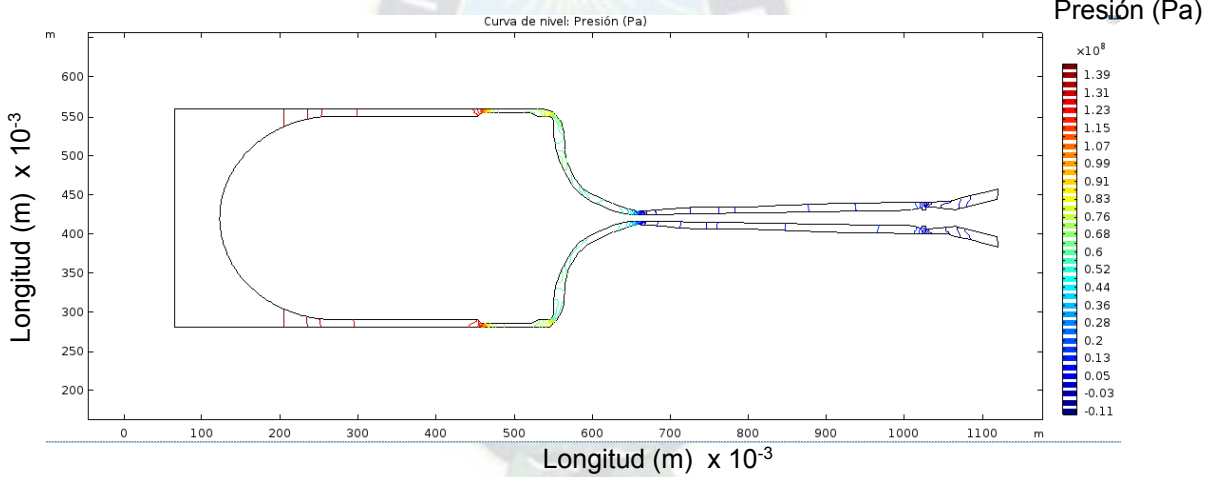
- **Presión:** La presión actúa dentro del separador de la misma forma que la temperatura, en la fase supersónica tiene una disminución de presión hasta que ocurra la expansión y se formen las gotas de líquido para ser separadas.

Figura 4.21 Perfil de presión en 3D en el separador supersónico



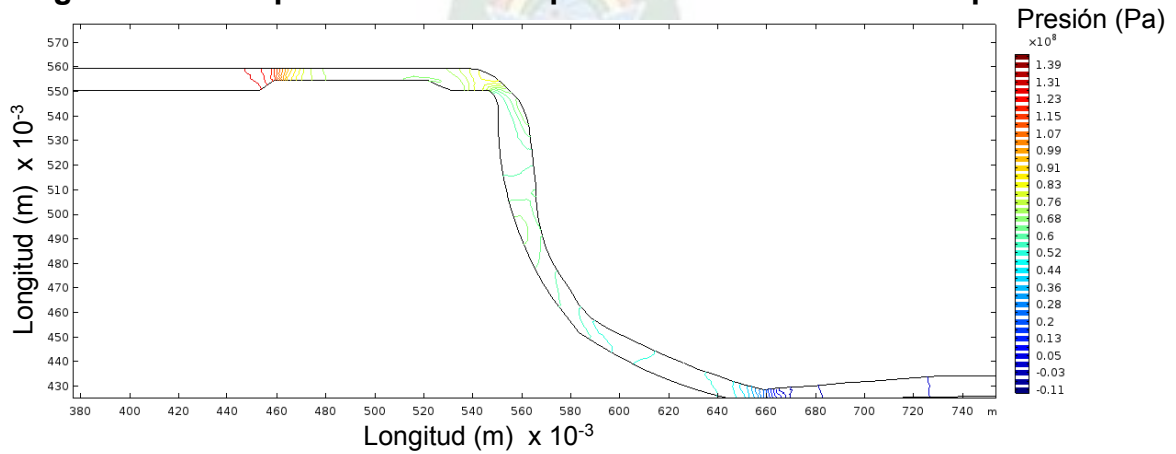
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.22 Perfil de la presión en el separador supersónico



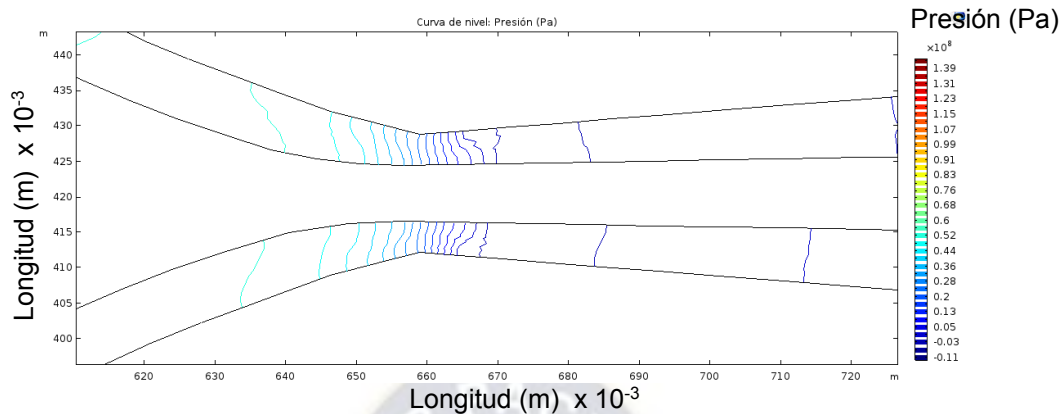
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.23 Comportamiento de la presión en la entrada del separador



Fuente: Elaboración propia

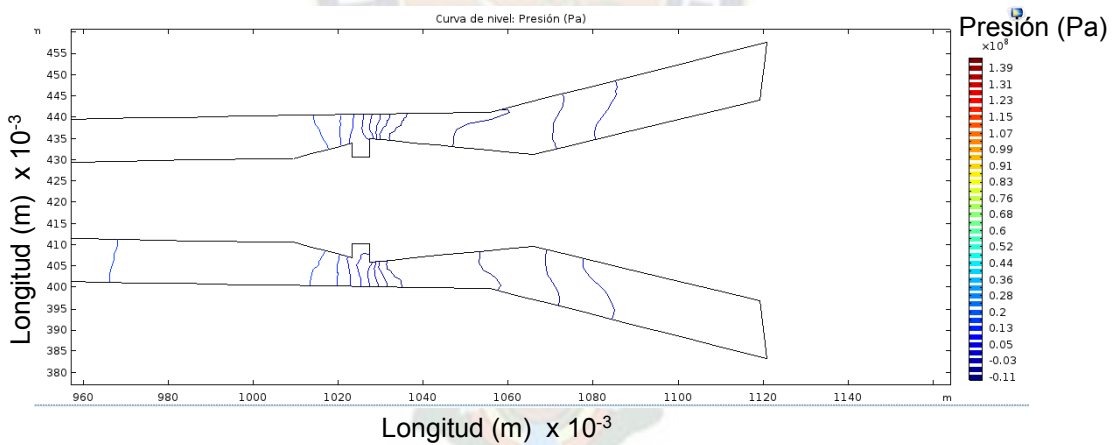
Figura 4.24 Comportamiento de la presión en la garganta del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

En la garganta, como se puede observar existe una disminución de la presión, produciéndose así una expansión, el cual continuará hasta que el flujo llegue a la velocidad supersónica y empiece a existir las gotas de líquido y haya la separación correspondiente.

Figura 4.25 Comportamiento de la presión a la salida del separador supersónico



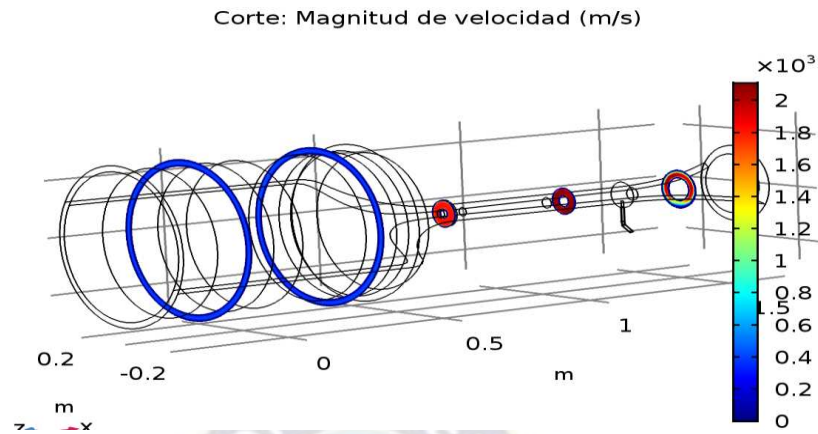
Fuente: Elaboración propia

- **Velocidad del flujo**

La velocidad de flujo va aumentando hasta llegar a una velocidad supersónica, la cual ocurre en la garganta. Esta velocidad debe ser mayor a la velocidad de sonido, para que el número Mach sea mayor a 1 y este en las condiciones supersónicas.

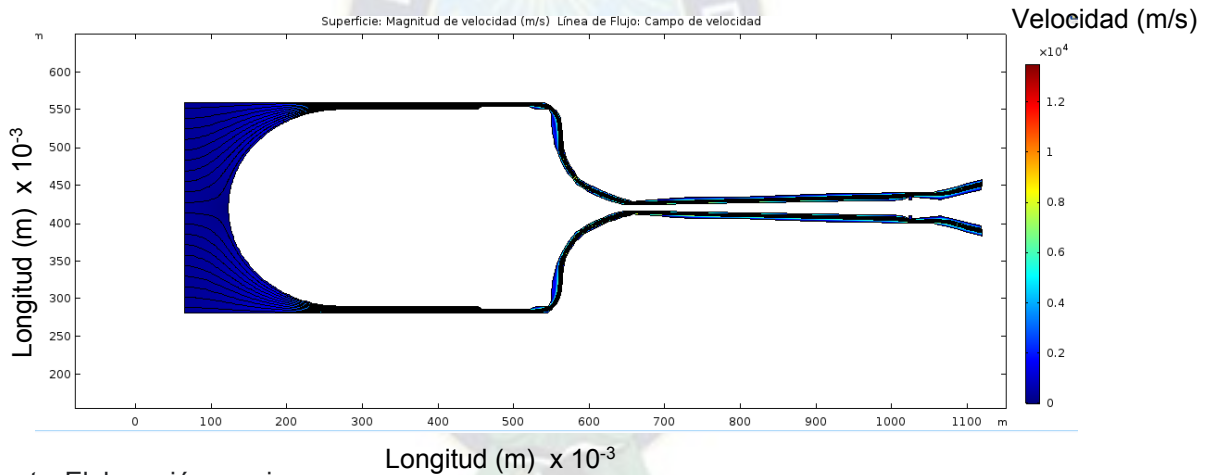
El comportamiento de la velocidad de flujo en el separador supersónico se puede observar en el siguiente perfil:

Figura 4.26 Perfil de la velocidad en 3D del separador supersónico



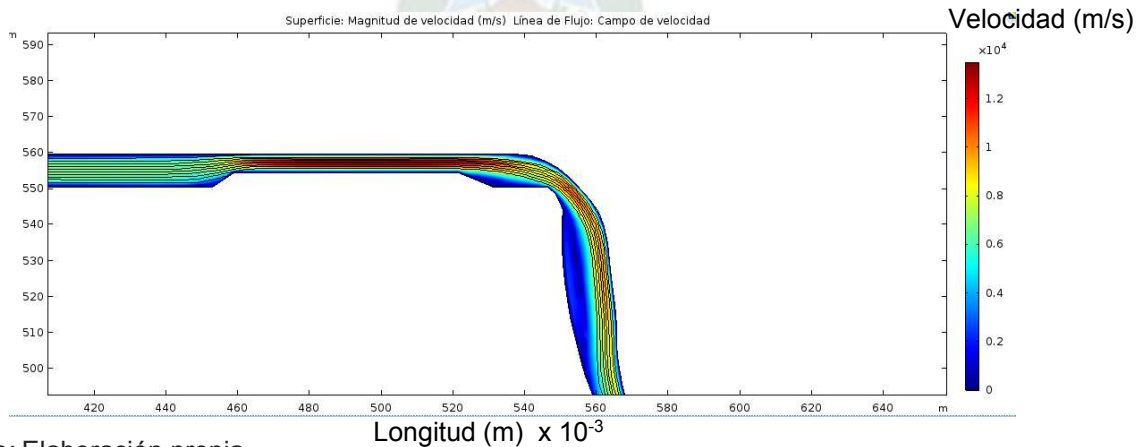
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.27 Perfil de la velocidad en el separador supersónico



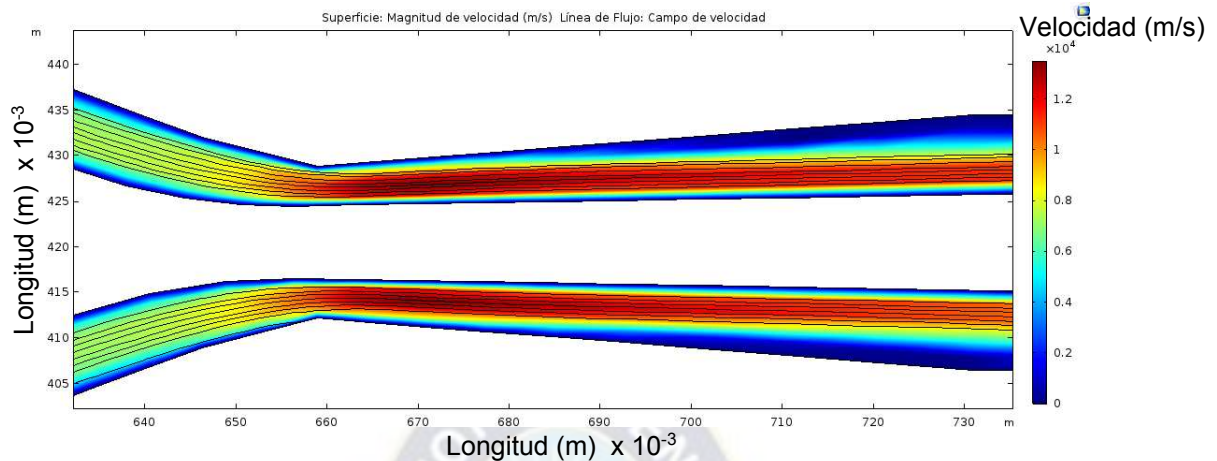
Fuente: Elaboración propia

Figura 4.28 Comportamiento de la velocidad en la entrada del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

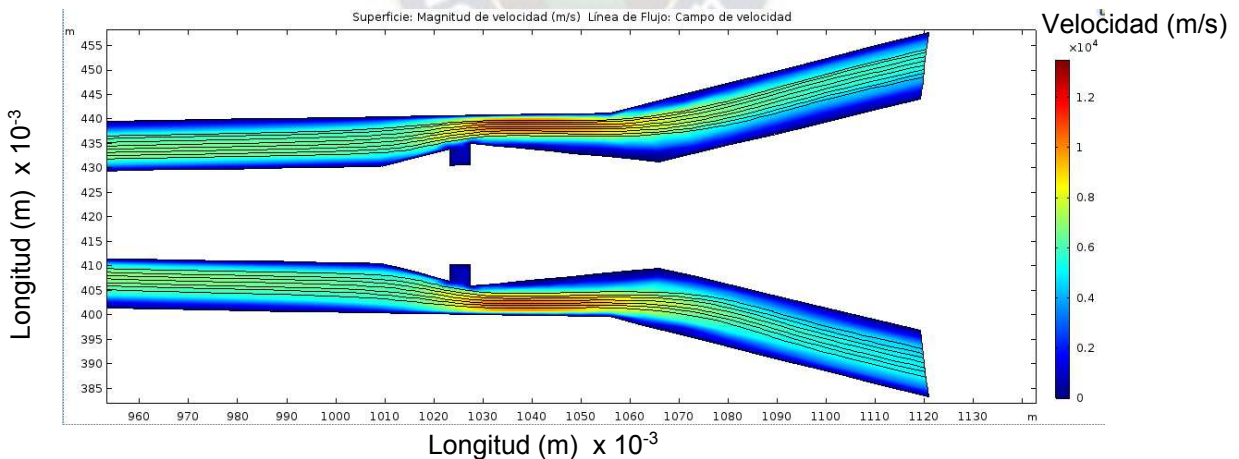
Figura 4.29 Comportamiento de la velocidad en la garganta del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

En la figura 4.19 se puede observar que en la garganta va aumentando la velocidad hasta llegar a velocidades supersónicas, donde juntamente con la disminución de la presión y temperatura van formándose gotas de líquido de esta manera separándose en el recolector.

Figura 4.30 Comportamiento de la velocidad a la salida del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

En estas simulaciones se puede observar el comportamiento del fluido dentro del equipo, y se puede ver que las condiciones insertadas al equipo actúan de manera eficiente, lo que quiere decir que la deshidratación y separación de licuables se realizará de manera eficiente en el equipo.

4.5.4 Ventajas y desventajas de la técnica de separación supersónica

La tecnología supersónica presenta grandes ventajas con respecto a los sistemas de separación convencional. Algunas de estas ventajas son:

- La velocidad supersónica se alcanza en un corto tiempo, evitando así que se formen hidratos.
- Evita la utilización de químicos y equipos asociados a la regeneración de algunos sistemas convencionales de separación.
- Presenta mayor grado de separación que los métodos convencionales.
- Estos separadores supersónicos permiten también separar compuestos indeseados como ser el vapor de agua, donde no se requiere algún equipo adicional y permite la separación de los hidrocarburos líquidos con más o igual a 95%.
- Las simulaciones CFD permite ver una evaluación eficiente del comportamiento de los fluidos. Simula condiciones que no son reproducibles experimentalmente.

Entre las desventajas que se puede presentar en el separador supersónico y el simulador CFD son las siguientes:

- Se debe controlar que la velocidad supersónica este dentro del rango calculado, ya que si sobrepasa esa velocidad puede causar erosión en el equipo.
- También puede existir erosión en el equipo si no hay un buen mallado en el dominio de flujo.
- Falta de operadores que estén entrenados en el manejo de los equipos supersónicos.
- Requiere el uso de varios separadores supersónicos en paralelo, ya que su caudal es limitado.
- Tecnología patentada y de uso restringido.
- El software para CFD requiere bastante memoria RAM, para su buen funcionamiento. La licencia del software es limitada.

CAPÍTULO 5

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

Para realizar la evaluación técnica del proyecto, primero se analizará la producción en la Planta de Absorción de Rio Grande con los datos proporcionados de la Agencia Nacional de Hidrocarburos. Luego se verá la producción con el separador supersónico que se menciona en el presente proyecto.

Tabla 5.1 Producción del gas natural y recuperación de líquidos en la Planta de Absorción de Rio Grande

	Gas (MMpcd)	Recuperación de GLP (Tn/MMpc)	GLP (Tn/día)	Recuperación de gasolina (Bbl/MMpc)	Gasolina (Bbl/día)
2020	175.6	1.63	286.23	17.6	3090.56
2021	176.5	1.63	287.69	17.6	3106.40

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos

Tabla 5.2 Producción del gas natural y recuperación de líquidos con el separador supersónico

	Gas (MMpcd)	Recuperación de GLP (Tn/MMpc)	GLP (Tn/día)	Recuperación de gasolina (Bbl/MMpc)	Gasolina (Bbl/día)
2021	175.6	2.70	474.12	20.25	3555.9
2022	176.5	2.70	476.55	20.25	3574.13

Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar en las tablas 5.1 y 5.2 la recuperación de GLP y gasolinas con el diseño del separador supersónico se obtiene mayores ventajas ya que su producción aumenta en un 39%.

Otro parámetro importante es considerar el gas de alimentación en los siguientes años, para ver si el equipo es técnicamente viable, ya que este parámetro también nos ayudará a realizar los cálculos económicos para su respectiva evaluación.

Tabla 5.3 Producción del gas natural hasta el 2029

Año	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
Gas (MMpcd)	175.6	176.5	177.4	178.7	179.8	178.5	177.8	178.2	178.9	179.6

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos

Este pronóstico que se muestra en la tabla 5.3 fueron sacadas de la ficha técnica de la Agencia Nacional de Hidrocarburos.

5.1 ANÁLISIS ECONÓMICO

Realizamos este proceso para ver la factibilidad económica del presente proyecto. Para este fin analizaremos todos los costos involucrados para la inversión del separador supersónico. También es importante analizar los ingresos anuales que producirá el equipo que se está diseñando, la eficiencia de la inversión total involucrada y su probable rendimiento durante su vida útil.

5.1.1 Costos de fabricación del separador supersónico

Tomando como base los principales proveedores como Bolland y Cia S.A., se estimó que, para la implementación del separador supersónico, el precio promedio de cada uno estará a 3.450.000 \$us.

Por lo tanto, el costo total de los separadores será:

$$\text{Costo total (sep. Supersónico)} = 3.450.000 \text{ \$us} * 6$$

$$\text{Costo total (sep. Supersónico)} = 20.700.000 \text{ \$us}$$

Para el costo de transporte se considerará el 10% de los costos unitarios y para el costo de instalación el 25% de los costos unitarios.

Considerando estos porcentajes se tiene lo siguiente:

$$\text{Costo transporte} = 20.700.000 \text{ \$us} * 0.10$$

$$\text{Costo transporte} = 2.070.000 \text{ \$us}$$

$$\text{Costo de instalación} = 20.700.000 \text{ \$us} * 0.25$$

$$\text{Costo de instalación} = 5.175.000$$

Entonces el costo total para el separador supersónico será:

$$\text{Costo total separador supersónico} = (20.700.000 + 2.070.000 + 5.175.000) \text{ \$us}$$

$$\text{Costo total separador supersónico} = 27.945.000 \text{ \$us}$$

5.1.2. Costos de equipos adicionales

En la siguiente tabla se muestran los costos de los equipos adicionales que se utilizará, donde se incluyen los costos de transporte e instalación, realizando los cálculos de forma similar que para el separador supersónico.

Tabla 5.4 Costos de los equipos expresados en \$us

Equipo	Cantidad	Costo unitario (\$us)	Total (\$us)	Transporte (\$us)	Instalación (\$us)
Separador central	1	10.442.000	10.442.000	1.044.200	2.610.500
Intercambiador de calor	3	82.000	246.000	24.600	61.500
Válvulas de manipulación	5	10.950	54.750	5.475	13.687,5
Total			10.742.750	1.074.275	2.685.687,5

Fuente: Bolland y Cia S.A.

Para realizar el diseño de un separador supersónico se necesitará 3.450.000 \$us, pero como se necesitan 6 separadores se necesitará 20.700.000 \$us, también en este análisis económico se está tomando en cuenta al intercambiador de calor y algunas válvulas de manipulación los cuales serán necesarios para su correcta implementación del separador supersónica en la planta de Rio Grande.

5.1.3. Costos totales

Costo total = Costo total del separador supersónico + costos adicionales totales

Costo total = 27.945.000 \$us + 10.742.750 \$us + 1.074.275 \$us + 2.685.687,5 \$us

Costo total = 42.447.712,5 \$us

5.1.4 Depreciación del equipo (\$us)

También es importante tomar en cuenta la depreciación que sufrirá el equipo, por el desgaste por el uso, donde también se tomará en cuenta la vida útil del mismo. Esto nos permitirá reconocer su desgaste como un gasto a largo tiempo, y reflejarlo en las cuentas finales.

Tabla 5.5 Depreciación del equipo

Equipo	Cantidad	Costo unitario (\$us)	Total (\$us)	Vida útil años	Depreciación (\$us/años)
Separador central	1	10.442.000	10.442.000	10 años	1.044.200
Separador supersónico	6	3.450.000	20.700.000	10 años	2.070.000
Intercambiadores de calor	3	82.000	246.000	10 años	24.600
Válvulas de manipulación	5	10.950	54.750	10 años	5.475
Total		13.984.950	31.442.750		3.144.275

Fuente: Bolland y Cia S.A.

También es importante tomar en cuenta los costos administrativos que se puede llegar a gastar durante el diseño e implementación del equipo, entonces para lo cual se tomará un 10% del costo total de los equipos.

Costo administrativos (10%)	3.144.275 \$us
------------------------------------	----------------

Por lo tanto, el costo total que se necesitará para el proyecto es de **45.591.987** \$us, para este costo total se tomó en cuenta al costo de transporte, instalación, administrativos y equipos.

5.2 INGRESOS CON EL SISTEMA DE ABSORCIÓN CON LEAN OIL

5.2.1 Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno y exportación al Brasil

En esta parte se analizará los ingresos económicos que se tiene con el sistema de absorción.

En las siguientes tablas se mostrará los ingresos por las ventas del gas natural en el mercado interno y de la exportación al Brasil, se tomará en cuenta el 5% de venta en el mercado interno y un 95% al Brasil de la producción total que se tiene en la Planta de Rio Grande.

Tabla 5.6 Ingreso por la venta de gas natural al mercado interno de la Planta de Absorción de Rio Grande

	Planta de Rio Grande		Mercado interno (5%)		
Año	Volumen (MMpc/d)	Poder calorífico (BTU/PC)	Volumen de venta (MMpc/d)	Precio de venta (\$us/Mpc)	Ingreso (\$/día)
2021	175.6	1041	8.78	1	8780
2022	176.5	1041	8.82	1	8820
2023	177.4	1041	8.87	1	8870
2024	178.7	1041	8.94	1	8940
2025	179.8	1041	8.99	1	8990
2026	178.5	1041	8.93	1	8930
2027	177.8	1041	8.89	1	8890
2028	178.2	1041	8.91	1	8910
2029	178.9	1041	8.95	1	8950
2030	179.6	1041	8.98	1	8980

Fuente: Elaboración propia

Los cálculos realizados en la tabla 5.6 se hicieron tomando en cuenta los datos del poder calorífico (luego que es procesado el gas natural en la Planta de Rio Grande) el cual es de 1041 BTU/PC, ya que la planta tiene una eficiencia máxima del 85%, según YPFB Andina (encargados de operar la Planta de Rio Grande).

Tabla 5.7 Precio del gas natural en el mercado interno y exportación a Brasil

	Gas en el mercado interno	Gas de exportación a Brasil
Precio	1 \$us/MPC	5.12 \$us/MMBTU
Transporte	0 \$us/MPC	0.2482 \$us/MMBTU

Fuente: Ministerio de Hidrocarburos

Tabla 5.8 Ingreso por la exportación del gas natural a Brasil

Exportación al Brasil			
Volumen de venta (MMpc/día)	MMBTU/d	Precio de venta (\$us/ MMBTU)	Ingresos (\$us/día)
166.82	173659.62	5.12	889137.25
167.66	174534.06	5.12	893614.39
168.53	175439.73	5.12	898251.42
169.77	176730.57	5.12	904860.52
170.81	177813.21	5.12	910403.64
169.58	176532.78	5.12	903847.83
168.91	175835.31	5.12	900276.79
169.29	176230.89	5.12	902302.16
169.96	176928.36	5.12	905873.20
170.62	177615.42	5.12	909390.95

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.9 Ingreso económico total por la venta del gas natural tanto en el mercado interno y externo

Año	INGRESO TOTAL	
	(\$us/día)	(MM\$us/año)
2021	897917.25	327,74
2022	902434.39	329,39
2023	907121.42	331,10
2024	913800.52	333,64
2025	919393.64	335,58
2026	912777.83	333,16
2027	909166.79	331,85
2028	911212.16	332,59
2029	914823.20	333,91
2030	918370.95	335,21

Fuente: Elaboración propia

5.2.2 Ingreso por la recuperación de GLP

Para esta situación se tomará en cuenta el costo de GLP que es de 126 \$us/Tn, costo de transporte de 16.1 \$us/Tn, datos que fueron proporcionados por la el Ministerio de Hidrocarburos.

Tabla 5.10 Producción de GLP con el sistema actual

Año	Volumen (MMPC/d)	Recuperación de GLP (Tn/MMPC)	Producción GLP (Tn/día)	Producción GLP (Tn/año)
2021	175,6	1,63	286,228	104473,22
2022	176,5	1,63	287,695	105008,675
2023	177,4	1,63	289,162	105544,13
2024	178,7	1,63	291,281	106317,565
2025	179,8	1,63	293,074	106972,01
2026	178,5	1,63	290,955	106198,575
2027	177,8	1,63	289,814	105782,11
2028	178,2	1,63	290,466	106020,09
2029	178,9	1,63	291,607	106436,555
2030	179,6	1,63	292,748	106853,02

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.11 Ingreso de la recuperación de GLP con el sistema actual

Año	Precio de GLP (\$us/Tn)	Precio transporte GLP (\$us/Tn)	Ingreso total por GLP (MM\$us/año)
2021	126	16,1	11,48
2022	126	16,1	11,54
2023	126	16,1	11,60
2024	126	16,1	11,68
2025	126	16,1	11,76
2026	126	16,1	11,67
2027	126	16,1	11,63
2028	126	16,1	11,65
2029	126	16,1	11,70
2030	126	16,1	11,74

Fuente: Elaboración propia

Para hallar el ingreso total de GLP cada año se sigue la siguiente formula:

$$\text{Ingreso total por GLP (\$/año)} = \text{Producción de GLP} * (\text{Precio de GLP} - \text{Precio de transporte})$$

5.2.3 Ingreso por la recuperación de gasolina

Para realizar el cálculo de los ingresos por gasolina, se tomará en cuenta los siguientes precios:

Tabla 5.12 Precio de la gasolina

Gasolina	27.11 \$us/Bbl	Transporte	2.48 \$us/Bbl
----------	----------------	------------	---------------

Fuente: Ministerio de Hidrocarburos.

Tabla 5.13 Producción de gasolina con el sistema actual

Año	Volumen (MMPC/d)	Recuperación de gasolina (Bbl/MMPC)	Producción gasolina (Bbl/día)	Producción gasolina (Bbl/año)
2021	175,6	17,6	3090,56	1128054,4
2022	176,5	17,6	3106,4	1133836
2023	177,4	17,6	3122,24	1139617,6
2024	178,7	17,6	3145,12	1147968,8
2025	179,8	17,6	3164,48	1155035,2
2026	178,5	17,6	3141,6	1146684
2027	177,8	17,6	3129,28	1142187,2
2028	178,2	17,6	3136,32	1144756,8
2029	178,9	17,6	3148,64	1149253,6
2030	179,6	17,6	3160,96	1153750,4

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.14 Ingreso de la recuperación de gasolina con el sistema actual

Año	Precio de gasolina (\$us/Bbl)	Precio transporte gasolina (\$us/Bbl)	Ingreso total por gasolina (MM\$us/año)
2021	27,11	2,48	27,78
2022	27,11	2,48	27,93
2023	27,11	2,48	28,07
2024	27,11	2,48	28,27
2025	27,11	2,48	28,45
2026	27,11	2,48	28,24
2027	27,11	2,48	28,13
2028	27,11	2,48	28,19
2029	27,11	2,48	28,31
2030	27,11	2,48	28,42

Fuente: Elaboración propia

*Ingreso total por gasolina (\$us/año) = Producción de gasolina * (Precio de gasolina – Precio de transporte)*

5.2.4 Ingreso total en la planta de Absorción de Rio Grande

El ingreso total que se generará cada año desde el 2021 hasta el 2030 con el sistema actual de la Planta de Rio Grande es la siguiente:

Tabla 5.15 Ingreso total con la planta actual de Rio Grande

Año	Ingreso total por gas natural \$us/año	ingreso total por GLP (\$us/año)	ingreso total por gasolina (MM\$us/año)	TOTAL (MM\$us/año)
2021	327739797,9	11481606,88	27,78	367,01
2022	329388551,3	11540453,38	27,93	368,86
2023	331099317,4	11599299,89	28,07	370,77
2024	333537189,2	11684300,39	28,27	373,50
2025	335578676,8	11756223,9	28,49	375,78
2026	333163909,3	11671223,39	28,24	373,08
2027	331845877,3	11625453,89	28,13	371,60
2028	332592437,2	11651607,89	28,20	372,44
2029	333910469,2	11697377,39	28,31	373,91
2030	335205396,9	11743146,9	28,42	375,37

Fuente: Elaboración propia

5.3 INGRESO DE CON EL SISTEMA SUPERSÓNICO

5.3.1 Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno y exportación al Brasil

Ahora se analizará el ingreso que existe por la venta de gas natural en el mercado interno y la exportación a Brasil. Los ingresos para el mercado interno será lo mismo que se muestra en la tabla 5.6. Sin embargo, para el cálculo de los ingresos por exportación con el sistema supersónico, se tomará en cuenta el precio de venta de 5.12 \$us/MMBTU, dato dado según el contrato de YPFB con Brasil. También se debe tomar en cuenta el poder calorífico de 9202 Kcal/m³ (1034 BTU/ PC), el cual fue calculado en la tabla 4.3, calculo que se asemeja a las condiciones que requieren la norma boliviana para que el gas sea exportado al Brasil. Realizando cálculos anteriormente con el sistema supersónico se puede obtener este valor, ya

que tiene una eficiencia del 95% en los licuables, es decir que en la salida principal se tiene el 5% de licuables juntamente con el metano y el 95 % de licuables es separado para luego ser fraccionado y tener gasolina y GLP.

Tabla 5.16 Ingreso por la venta de gas natural en el mercado interno con el sistema supersónico

Año	Planta de Rio Grande		Mercado interno (5%)		
	Volumen (MMpc/d)	Poder calorífico (BTU/PC)	Volumen de venta (MMpc/d)	Precio de venta (\$us/Mpc)	Ingreso (\$/día)
2021	175.6	1034	8.78	1	8780
2022	176.5	1034	8.82	1	8820
2023	177.4	1034	8.87	1	8870
2024	178.7	1034	8.94	1	8940
2025	179.8	1034	8.99	1	8990
2026	178.5	1034	8.93	1	8930
2027	177.8	1034	8.89	1	8890
2028	178.2	1034	8.91	1	8910
2029	178.9	1034	8.95	1	8950
2030	179.6	1034	8.98	1	8980

Fuente: Elaboración propia

El ingreso económico con el sistema supersónico de parte de las exportaciones de Brasil será diferente, debido a que hay un cambio del poder calorífico.

Tabla 5.17 Ingreso por la venta de gas natural por la exportación con el sistema supersónico

Año	Volumen de venta (MMpc/d)	MMBTU/d	precio de venta (\$us/MMBTU)	\$us/día
2021	166,82	172491,88	5,12	883158,4256
2022	167,66	173360,44	5,12	887605,4528
2023	168,53	174260,02	5,12	892211,3024
2024	169,77	175542,18	5,12	898775,9616
2025	170,81	176617,54	5,12	904281,8048
2026	169,58	175345,72	5,12	897770,0864
2027	168,91	174652,94	5,12	894223,0528
2028	169,29	175045,86	5,12	896234,8032
2029	169,96	175738,64	5,12	899781,8368
2030	170,62	176421,08	5,12	903275,9296

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.18 Ingreso total del gas natural por mercado interno y exportación

Año	Ingreso total por gas natural	
	\$us/día	MM\$us/año
2021	891938,4256	325,56
2022	896425,4528	327,20
2023	901081,3024	328,90
2024	907715,9616	331,32
2025	913271,8048	333,34
2026	906700,0864	330,95
2027	903113,0528	329,64
2028	905144,8032	330,38
2029	908731,8368	331,69
2030	912255,9296	332,97

Fuente: Elaboración propia

Para el cálculo del ingreso total se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{Ingreso total} = \text{Ingreso del mercado interno} + \text{Ingreso por exportación a Brasil}$$

5.3.2 Ingreso por la recuperación de GLP con el sistema supersónico

Para el cálculo correspondiente, se tomará en cuenta el precio de GLP de 126 \$us/Tn, costo de transporte de 16.1 \$us/Tn, según la tabla 5.2 se tiene una mayor recuperación de GLP y gasolina, dato que también serán utilizados para los próximos cálculos.

Tabla 5.19 Producción de GLP con el sistema supersónico

Año	Volumen (MMPC/d)	Recuperación de GLP (Tn/MMPC)	Producción GLP (Tn/día)	Producción GLP (Tn/año)
2021	175,6	2,7	474,12	173053,8
2022	176,5	2,7	476,55	173940,75
2023	177,4	2,7	478,98	174827,7
2024	178,7	2,7	482,49	176108,85
2025	179,8	2,7	485,46	177192,9
2026	178,5	2,7	481,95	175911,75
2027	177,8	2,7	480,06	175221,9
2028	178,2	2,7	481,14	175616,1
2029	178,9	2,7	483,03	176305,95
2030	179,6	2,7	484,92	176995,8

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.20 Ingreso total por GLP con el sistema supersónico

Año	Precio de GLP (\$us/Tn)	Precio transporte GLP (\$us/Tn)	Ingreso total por GLP (MM\$us/año)
2021	126	16,1	19,02
2022	126	16,1	19,12
2023	126	16,1	19,21
2024	126	16,1	19,35
2025	126	16,1	19,47
2026	126	16,1	19,33
2027	126	16,1	19,26
2028	126	16,1	19,30
2029	126	16,1	19,38
2030	126	16,1	19,45

Fuente: Elaboración propia

5.3.3 Ingreso por la recuperación de gasolina con el sistema supersónico

Para su cálculo también se tomará en cuenta el precio de la gasolina de 27.11 \$us/Bbl y el costo de transporte de 2.48 \$us/Bbl.

5.21 Recuperación de gasolina con el sistema supersónico

Año	Volumen (MMPC/d)	Recuperación de gasolina (Bbl/MMPC)	Producción gasolina (Bbl/día)	Producción gasolina (Bbl/año)
2021	175,6	20,25	3555,9	1297903,5
2022	176,5	20,25	3574,125	1304555,625
2023	177,4	20,25	3592,35	1311207,75
2024	178,7	20,25	3618,675	1320816,375
2025	179,8	20,25	3640,95	1328946,75

2026	178,5	20,25	3614,625	1319338,125
2027	177,8	20,25	3600,45	1314164,25
2028	178,2	20,25	3608,55	1317120,75
2029	178,9	20,25	3622,725	1322294,625
2030	179,6	20,25	3636,9	1327468,5

Fuente: Elaboración propia

5.22 Ingreso por la recuperación de gasolina con el sistema supersónico

Año	Precio de gasolina (\$us/Bbl)	Precio transporte gasolina (\$us/Bbl)	ingreso total por gasolina (MM\$us/año)
2021	27,11	2,48	31,97
2022	27,11	2,48	32,13
2023	27,11	2,48	32,30
2024	27,11	2,48	32,53
2025	27,11	2,48	32,73
2026	27,11	2,48	32,50
2027	27,11	2,48	32,37
2028	27,11	2,48	32,44
2029	27,11	2,48	32,57
2030	27,11	2,48	32,70

Fuente: Elaboración propia

5.3.4 Ingreso total con el sistema supersónico

En la siguiente tabla se muestra el ingreso total con el sistema supersónico, tanto con el gas natural, GLP y gasolina.

5.23 Ingreso total con el sistema supersónico

Año	Ingreso total por gas natural MM\$us/año	Ingreso total por GLP (MM\$us/año)	Ingreso total por gasolina (MM\$us/año)	TOTAL (MM\$us/año)
2021	325,56	19,02	31,97	376,54
2022	327,20	19,12	32,13	378,44
2023	328,89	19,21	32,30	380,40
2024	331,31	19,35	32,53	383,20
2025	333,34	19,47	32,73	385,55
2026	330,95	19,33	32,50	382,77
2027	329,64	19,26	32,37	381,26
2028	330,38	19,30	32,44	382,12
2029	331,69	19,38	32,57	383,63
2030	332,97	19,45	32,70	385,12

Fuente: Elaboración propia

5.4 ANÁLISIS DE RESULTADOS CON EL SISTEMA DE LEAN OIL Y SISTEMA SUPERSÓNICO

Para analizar los resultados, compararemos las tablas 5.14 y 5.21 donde se muestran los resultados finales de ingreso a la Planta de Rio Grande, tanto con el sistema Lean Oil y el sistema supersónico.

En las tablas mencionadas anteriormente, se puede ver que con el sistema Lean Oil se obtiene mayores ingresos por el gas natural que con el sistema supersónico. Sin embargo, este factor no significa que Lean Oil sea más efectivo que el sistema supersónico. El gas natural que se obtiene con el proceso Lean Oil tiene una eficiencia del 85% como máximo por lo que el gas sale con un mayor poder calorífico del requerido, es decir con 1041 BTU/PC, razón por lo que aparentemente se obtiene mayores ganancias, lo que quiere decir que habría una pérdida con respecto al gas natural como se muestra en la siguiente tabla:

5.24 Pérdida por la venta del gas natural

Año	Ingreso total por gas natural con el sistema Lean Oil MM\$us/año	Ingreso total por gas natural con el sistema supersónico MM\$us/año	Pérdida (MM\$us/año)
2021	327,74	325,56	-2,18
2022	329,39	327,20	-2,19
2023	331,10	328,90	-2,20
2024	333,54	331,32	-2,22
2025	335,58	333,34	-2,23
2026	333,16	330,95	-2,22
2027	331,85	329,64	-2,21
2028	332,59	330,38	-2,21
2029	333,91	331,69	-2,22
2030	335,21	332,97	-2,23

Fuente: Elaboración propia

Analizando las tablas 5.13 y 5.19, en cuanto a los ingresos por el GLP y gasolina se tienen mayores ingresos que con el proceso de Lean Oil. Los cuales cubrirán las pérdidas que hay por los ingresos del gas natural, ya que habrá un volumen adicional producido como se muestra en la siguiente tabla:

5.25 Volumen adicional obtenido de GLP y gasolina y cálculo del ingreso bruto

AÑO	Volumen adicional de GLP (Tn/año)	Volumen adicional de gasolina (Bbl/año)	Ingreso adicional de GLP (\$us/año)	Ingreso Adicional de gasolina (\$us/año)	Ingreso adicional (\$us/año)	Perdida (\$us/año)	Ingreso total bruto (\$us/año)
2021	68580,58	169849,1	21664605,22	4183383,333	25847988,56	-2182272,512	23665716,04
2022	68932,075	170719,625	21775642,49	4204824,364	25980466,86	-2193261,056	23787205,8
2023	69283,57	171590,15	21886679,76	4226265,395	26112945,16	-2204642,048	23908303,11
2024	69791,285	172847,575	22047066,93	4257235,772	26304302,7	-2220863,232	24083439,47
2025	70220,89	173911,55	22182779,15	4283441,477	26466220,63	-2234468,096	24231752,53
2026	69713,175	172654,125	22022391,98	4252471,099	26274863,08	-2218377,728	24056485,35
2027	69439,79	171977,05	21936029,66	4235794,741	26171824,4	-2209613,056	23962211,35
2028	69596,01	172363,95	21985379,56	4245324,089	26230703,65	-2214584,064	24016119,58
2029	69869,395	173041,025	22071741,88	4262000,446	26333742,33	-2223348,736	24110393,59
2030	70142,78	173718,1	22158104,2	4278676,803	26436781,01	-2231982,592	24204798,41

Fuente: Elaboración propia

5.26 Cálculo de la utilidad neta

AÑO	Ingreso total bruto (\$us/año)	IDH 50 % (\$us/año)	Costo de operación (\$us/año)	Utilidades	Impuesto a utilidades 25%	Utilidad neta
2021	23665716,04	11832858,02	475577,48	11357280,54	2839320,135	8517960,406
2022	23787205,8	11893602,9	478014,95	11415587,95	2853896,988	8561690,963
2023	23908303,11	11954151,55	480452,42	11473699,13	2868424,784	8605274,351
2024	24083439,47	12041719,74	483973,21	11557746,53	2889436,631	8668309,894
2025	24231752,53	12115876,27	486952,34	11628923,93	2907230,981	8721692,944
2026	24056485,35	12028242,68	483431,55	11544811,13	2886202,782	8658608,345
2027	23962211,35	11981105,67	481535,74	11499569,93	2874892,483	8624677,45
2028	24016119,58	12008059,79	482619,06	11525440,73	2881360,183	8644080,549
2029	24110393,59	12055196,8	484514,87	11570681,93	2892670,481	8678011,444
2030	24204798,41	12102399,21	486410,68	11615988,53	2903997,132	8711991,395

Fuente: Elaboración propia

Ahora realizamos un flujo de caja para determinar el VAN y el TIR los cuales serán un indicativo si el proyecto presente es factible o no.

Para calcular el VAN y TIR se utilizará las siguientes formulas:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (5.1)$$

$$0 = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+TIR)^t} \quad (5.2)$$

Donde:

I_0 = Inversión inicial

K = Tasa de descuento

F_t = Flujo de caja futuros

t = Tiempo establecido

5.27 Cálculo del VAN y TIR

AÑO	Utilidad neta \$us/año	Depreciación \$us/año	Flujo de caja \$us/año
			- 45591987
2021	8517960,406	4188475	12706435,41
2022	8561690,963	4188475	12750165,96
2023	8605274,351	4188475	12793749,35
2024	8668309,894	4188475	12856784,89
2025	8721692,944	4188475	12910167,94
2026	8658608,345	4188475	12847083,34
2027	8624677,45	4188475	12813152,45
2028	8644080,549	4188475	12832555,55
2029	8678011,444	4188475	12866486,44
2030	8711991,395	4188475	12900466,39

Fuente: Elaboración propia

$$\begin{aligned} \text{VAN} = & \left(\frac{12706435.41}{(1+0.12)^1} + \frac{12750165.96}{(1+0.12)^2} + \frac{12793749.35}{(1+0.12)^3} + \frac{12856784.89}{(1+0.12)^4} \right. \\ & + \frac{12910167.94}{(1+0.12)^5} + \frac{12847083.34}{(1+0.12)^6} + \frac{12813152.45}{(1+0.12)^7} + \frac{12832555.55}{(1+0.12)^8} + \frac{12866486.44}{(1+0.12)^9} \\ & \left. + \frac{12900466.39}{(1+0.12)^{10}} \right) - 45591987 \end{aligned}$$

VAN = 26801027 \$us

Ahora calculamos el TIR con la ecuación 5.2.

$$\begin{aligned} 0 = & \frac{12706435.41}{(1+TIR)^1} + \frac{12750165.96}{(1+TIR)^2} + \frac{12793749.35}{(1+TIR)^3} + \frac{12856784.89}{(1+TIR)^4} \\ & + \frac{12910167.94}{(1+TIR)^5} + \frac{12847083.34}{(1+TIR)^6} + \frac{12813152.45}{(1+TIR)^7} + \frac{12832555.55}{(1+TIR)^8} + \frac{12866486.44}{(1+TIR)^9} \\ & + \frac{12900466.39}{(1+TIR)^{10}} \end{aligned}$$

TIR = 25%

Al ser el VAN mayor que cero, quiere decir que la inversión dará beneficios, en este caso de 26801027 \$us. El TIR también nos indica que el proyecto es factible.

También es importante calcular el PRI (periodo de recuperación de la inversión), el cual se calcula con la siguiente formula:

$$\text{PRI} = a + \frac{b-c}{d} \quad (5.3)$$

Donde:

a = Año inmediato anterior que se empieza a recuperar la inversión

b = Inversión inicial

c = Flujo acumulado del año inmediato

d = flujo de efectivo del año en que se recupera la inversión.

5.28 Cálculo del PRI (periodo de recuperación de la inversión)

Año	flujo de caja \$us	flujo acumulado \$us
2021	12706435,41	12706435,41
2022	12750165,96	25456601,37
2023	12793749,35	38250350,72
2024	12856784,89	51107135,61
2025	12910167,94	64017303,56
2026	12847083,34	76864386,9
2027	12813152,45	89677539,35
2028	12832555,55	102510094,9
2029	12866486,44	115376581,3
2030	12900466,39	128277047,7

Fuente: Elaboración propia

Aplicando la fórmula del PRI se puede observar que la inversión para el equipo, se recuperaría en 4 años, con 7 meses y 10 días. Por lo tanto, con estos parámetros calculados el proyecto es económicamente factible.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 CONCLUSIONES

El separador supersónico permite realizar la deshidratación y separación de los líquidos en un mismo equipo, de esta manera nos permite tener el gas natural con las especificaciones requeridas según normativa.

Esta tecnología no utiliza inhibidores químicos para la respectiva separación, tampoco el equipo necesita algún sistema de regeneración. Además, este equipo no necesita de un gran número de equipos adicionales como ser intercambiadores de calor, torres de destilación contenedores, etc. Por lo que esto nos permite que esta tecnología tenga bajos costos.

El volumen promedio de gas natural que ingresó a la Planta de Rio Grande durante el 2020 es de 175.6 MMPCD, el cual tiene la característica de ser un gas dulce porque no contiene cantidades considerables de H_2S y CO_2 . Según los cálculos realizados se puede ver que el gas de alimento tiene 19 lb H_2O / MMPC, también se puede considerar que es un gas rico debido al valor del GPM de 1.27, el cual sobrepasa el valor de 0.3 (valor mínimo para ver si la recuperación de líquidos será factible).

En el presente proyecto se consideró que el gas residual que saldrá del separador supersónico contenga 5% de hidrocarburos líquidos y el 95% sea recuperado. El separador supersónico permite estas condiciones de separación, ya que puede recuperar los hidrocarburos líquidos más o igual del 95%. Además, que con el 5% de hidrocarburos líquidos en el gas residual, el poder calorífico es de 9202.5 Kcal/m³ (parámetro establecido según normativa boliviana para la exportación de gas natural a Brasil).

Así que, teniendo en cuenta estos parámetros principales se procedió a realizar el diseño del separador supersónico. Se tiene una presión y temperatura de entrada de 1450 psi y 68°F respectivamente, el estator tiene 38 aletas el cual ayuda de gran manera alcanzar la velocidad supersónica de 383.35 m/s, el cual es mayor a la

velocidad sónica de flujo calculado. También se pudo observar que hay una expansión mientras el flujo alcanza a velocidades supersónicas, hay un enfriamiento adiabático logrando una condensación de los componentes pesados, los cuales van hacia el costado por su peso que es mayor que el gas, así formándose la separación el cual va hacia la salida de los líquidos y el gas sigue su trayectoria para salir como gas residual. La presión que ha disminuido durante la expansión es recuperada en el difusor hasta un 85.02%.

Los líquidos que fueron separados van al separador central donde hay una separación entre el agua y los hidrocarburos líquidos. Los hidrocarburos líquidos serán enviados al proceso de fraccionamiento, que de acuerdo a las características encontradas en el gas de alimento de la Planta de Absorción de Rio Grande (gas rico que mediante la deshidratación en el separador supersónico alcanzará a 5lbH₂O/ MMPC), según información proporcionada por Twister Supersonic Gas Solution permitirá recuperar hasta 2 Ton/MMPC de GLP y 20.25 Bbl/ MMPC de gasolinas naturales.

De acuerdo a la capacidad promedio de la Planta de Rio Grande se plantea que el gas natural sea procesado en separadores supersónicos que estén conectados en paralelo al separador central. En este caso se utilizará 6 separadores supersónicos de capacidad de 35 MMSCF, los cuales abastecerán procesar el volumen promedio.

Para el diseño del separador supersónico se utilizó la herramienta CFD (Dinámica computacional de fluidos), el cual nos permite ver el comportamiento de los fluidos dentro del equipo y realizar algunos ajustes si fuera necesario. Para este fin se utilizó CATIA, el cual permite diseñar el equipo sólido tanto externo como interno, con las medidas que se calcularon, se utilizó este software inicialmente porque este permite ser importado a COMSOL y ser evaluado por la herramienta CFD. Una vez que el equipo está siendo evaluado por CFD, se puede ver el comportamiento del fluido dentro del equipo y controlar a que el fluido pueda llegar a las velocidades supersónicas para que los componentes pesados sean separados.

La herramienta CFD permite ver una evaluación eficiente del comportamiento de flujo identificando los puntos críticos de los diferentes procesos que se presentan

en el sistema supersónico. Este sistema nos ayuda diseñar un prototipo, reduciendo costos en la construcción evaluando diferentes parámetros, como la presión, temperatura, velocidades y número de Mach.

Según la simulación realizada se puede comprobar que la separación de líquidos será eficiente, según los cálculos realizados teóricamente, el gas para venta se encontrará según las especificaciones bolivianas y un 95 % de los hidrocarburos líquidos será recuperado.

Finalmente, se realizó una comparación de ingresos económicos entre la Planta de Absorción de Rio Grande y el sistema supersónico que se propone en el presente proyecto. Se ha podido observar que el ingreso económico total por la venta de gas natural de la Planta de Absorción es mayor que con el Sistema Supersónico, estos datos pueden ser observados en la tabla 5.14 y 5.22. Sin embargo, el ingreso económico por la venta de GLP y gasolina natural es mayor que con el sistema de absorción Lean Oil, los cuales cubren la pérdida que existiría por el ingreso económico del gas natural, los cálculos realizados pueden verificar tal situación.

El sistema de separación supersónica propuesto requiere una inversión de 45.591.987 \$us, mediante el análisis económico que se realizó en el proyecto genera una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 25% y un Valor Actual Neto (VAN) de 26.801.027 \$us y el periodo de recuperación de la inversión (PRI) es de 4 años, 7 meses y 10 días; datos que demuestran que el proyecto es económicamente rentable.

7.2 RECOMENDACIONES

Como recomendaciones para para el presente proyecto se tienen:

- Mantener las condiciones óptimas para el diseño del separador supersónico, tanto las condiciones de entrada y salida (presión y temperatura); las medidas correspondientes y el número de aletas del estator, porque su eficiencia no podría ser la misma.
- Es posible realizar una mejora en el mallado del dominio de flujo, para modelar con más detalle los efectos de la pared en el flujo de los fluidos.

- El gas de alimento debe ser un gas dulce y rico, para que pueda ser tratado en el separador supersónico, caso contrario no tendrá sentido aplicar esta tecnología.
- El flujo a través del separador supersónico comienza con un régimen subsónico, luego sónico, después supersónico, para lo cual se recomienda que: Presión de entrada > Presión crítica > Presión antes de la onda de choque.
- Se debe mantener el 5% de líquidos en el gas residual, para mantener el valor del poder calorífico que especifica el contrato de compra y venta del gas a Brasil, el cual indica que el gas natural exportado debe tener 9200 Kcal/m³.



BIBLIOGRAFÍA

- /1/ ARNOLD, K. (1999). *Surface Production Operation. Volumen 2.*
- /2/ ARNOLD, K., & STEWART, M. (1999). *Design of oil Handling System and Facilities, Surface Productions Operations.* Houston, Texas: Gulf Publishing.
- /3/ CUSSÓ, F., LÓPEZ, C., & VILLAR, R. (2012). *Física de los procesos biológicos.* Edición Ariel 2.
- /4/ EPSOM, H. (2006). *Supersonic Gas conditioning-Low Pressure Drop.* OTC 17884.
- /5/ EPSOM, H. (2007). How does Twister work. *Twister BV.*
- /6/ FERNANDEZ, T. (2012). *Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de gas natural offshore.*
- /7/ FEYGIN, V., IMAYEV, S., BAGIROV, L., & DMITRIEV, L. (2006). *SUPERSONIC GAS TECHNOLOGIES.* Canada: Trans- Lang Technologies Ltd.
- /8/ Gamboa, R., & Badillo, J. (2012). Separadores Gas - Líquido Supersónicos. *Ciencia.*
- /9/ Gonzales, N. (2014). *Flujo de una corriente de gas a traves de un separador supersónico.*
- /10/ GPSA. (2004). GPSA-Gas Processors Suppliers Association - Engineering Data Book.
- /11/ HENG, Y., & CHAOQUN, L. (2008). *Computational Fluid Dynamics: A practical Approach.* First Edition. Elsevier.
- /12/ HIRSCH, C. (2007). *Numerical Computation of Internal and External Flows.* Second Edition Elsevier.
- /13/ HITE, F. (1982). *Fluid Mechanics.* Rhode Island: Mc Graw-Hill, Series in Mechanical Engineering, .
- /14/ Hoja de seguridad del Gas Natural. (s.f.). *ECOPETROL S.A.*
- /15/ JIMENEZ TERÁN, D. (2012). *Curso Procesos y Aplicaciones del Gas Natural.* La Paz: Universidad Mayor de San Andrés, Carrera de Ingenieria Petrolera.
- /16/ Jiyuan, T., Guang Heng, Y., & Chaoqun, L. (2008). *Computational Fluid Dynamics: A Practical Approach.* First Edition Elsevier.

- /17/ Karimi , A., & Abdi, M. (2009). *Selective dehydration of high-pressure natural gas using supersonic nozzles*. Chem. Eng. Process.
- /18/ KREITH, F. (1999). *Mechanical Engineering Handbook*.
- /19/ MARTINEZ, J. D. (2009). *Mecánica de Fluidos Modificado*. Universidad de Oviedo.
- /20/ MOKHATAB, S. (2015). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Principles and Practices.
- /21/ OpenFoam. (2014). *Users guide - Open Foam The Open Source CFD Toolbox*. Open Foam.
- /22/ POLITZINER. (1951). *Measuring the Water Vapor Content of Gases Dehydrated by Triethylene Glycol*. Petroleum Transactions.
- /23/ REPSOL, Y. (2017). *Informe Planta de Absorción de Rio Grande*.
- /24/ RODRIGUEZ, J. (2004). *Flujo compresible*.
- /25/ Standbridge D. (2011). *Separating the Streams*. Ansys Advantage. Norwich: Swift Technology Group.
- /26/ Twister NGL Recovery Study. (2008). *Génesis Oil and Gas Consultants LTD*.
- /27/ United States Patent. (2013). *Patente n° US 8,398,734 b2*.
(2011). *United States Patente n° US 2001/0123736 A1*.
- /28/ Utikar, R., Darmawan, N., Tade, M., Glenney, & Pareek. (2010). *Hidrodinamic Simulation Of Cyclone Separators, Computational Fluid Dynamics*.
- /29/ VENTEN, K. (2009). *Mathematical Modeling and Simulation, introduction for scientist and engineers*. Firts Edition. Wiley-VCH.
- /30/ VERSTEEG, H., & MALALASEKERA, W. (2007). *An Introduction to Computational Fluid Dynamics - The finite Volume Method*. PEARSON prentice Hall.
- /31/ WHITE, F. (s.f.). *Fluid Mechanics, Cuarta Edición*. En Mc Graw-Hill, *Series in Mechanical Engineering, University of Rhode Island*.

ANEXOS

Anexo 1

Características de Joule Thompson

Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Producto químico	No
Frecuencia de mantenimiento	Regular
Requerimientos de procesos anteriores	Deshidratación previa, utilización de intercambiadores de calor
Requerimientos de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, proceso de fraccionamiento
Extracción de líquido	Etano (C ₂) ≈ 20 % a 30 % Propano (C ₃) > 85 % Butano (C ₄) > 94 % Pentano + (C ₅ +) > 100 %

Fuente: Elaboración propia

Características del turbo expander

Caudal de operación	Dependiendo del diseño
Propiedades operacionales	> 750 psi y -120°F
Producto químico	En algunos casos glicol para prevenir hidratos
Frecuencia de mantenimiento	Regular
Requerimientos de procesos anteriores	Deshidratación previa, utilización de intercambiadores de calor
Requerimientos de procesos posteriores	Separador de baja temperatura, proceso de fraccionamiento
Extracción de líquido	Etano (C ₂) > 60 % Propano (C ₃) > 90 % Butano + (C ₄ +) > 100 %

Fuente: Elaboración propia

Tabla 2.7 Características del refrigeración mecánica

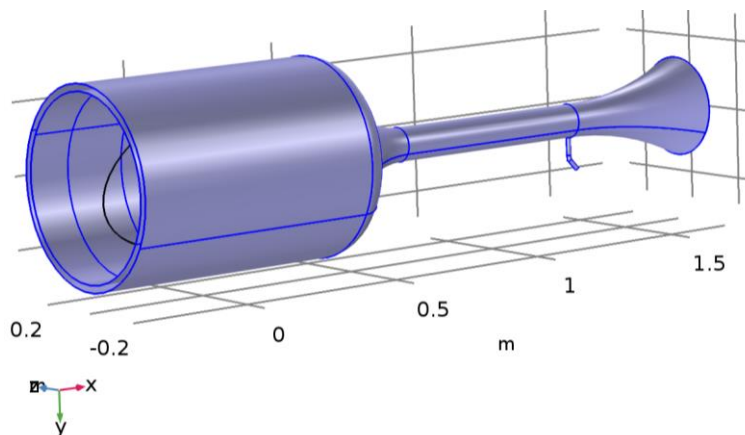
Caudal de operación	Dependiendo de la capacidad de los equipos que compone el proceso, no recomendable para bajos caudales.
Propiedades operacionales	Presiones entre 435 y 580 psi; baja temperatura por lo que se recomienda optimizar el enfriamiento a la entrada.
Producto químico	Requiere refrigerante (propano)
Frecuencia de mantenimiento	Es alta, ya que tiene varios equipos para realizar el proceso, dadas las bajas temperaturas involucradas en el equipo.
Requerimientos de procesos anteriores	Separador de agua libre, inyección de glicol, intercambiador de calor gas/gas e intercambiador de calor aceite/gas.
Requerimientos de procesos posteriores	Separador frio, torre y chiller.
Extracción de líquido	Etano (C ₂) > 60 % Propano (C ₃) > 90 % Butano + (C ₄ +) > 100 %

Fuente: Elaboración propia

Anexo 2

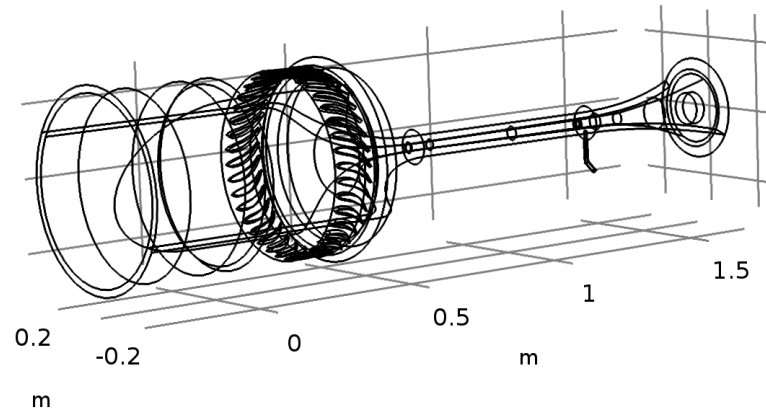
Imágenes extras de la simulación realizada con CFD

Exterior del separador supersónico



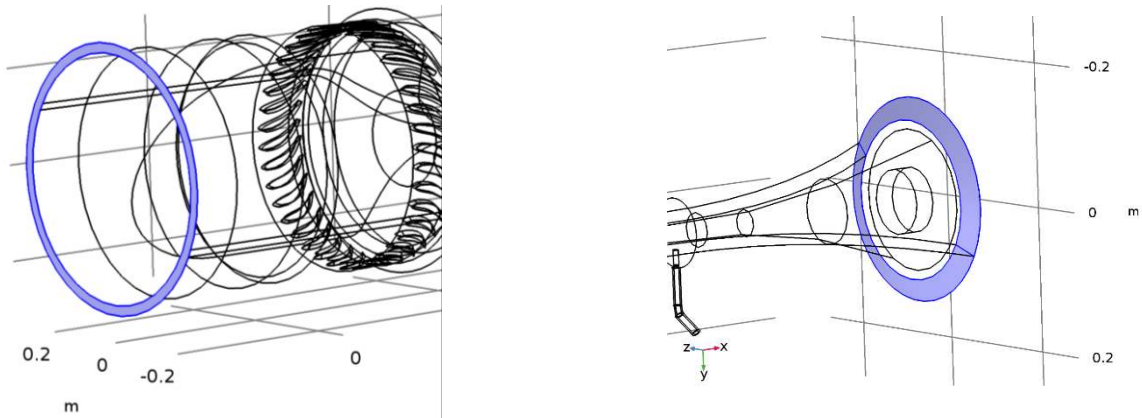
Fuente: Elaboración propia

Geometría del separador supersónico



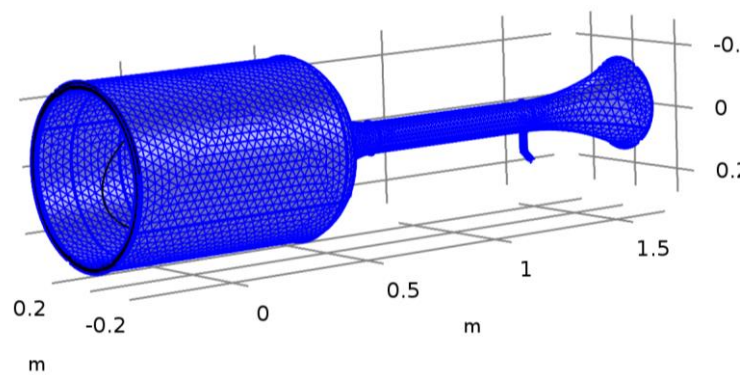
Fuente: Elaboración propia

Entrada y salida del separador supersónico



Fuente: Elaboración propia

Malla para realizar la geometría del separador



Fuente: Elaboración propia