

**INGENIERIA CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN E INYECCIÓN  
DE GAS EN LA IMPLEMENTACIÓN DEL SLA GAS LIFT EN CAMPO ESCUELA  
COLORADO**

**JULIÁN ANDRÉS AYALA PEÑA  
JORGE LUIS GARZÓN ZÁRATE**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2014**

**INGENIERIA CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN E INYECCIÓN  
DE GAS EN LA IMPLEMENTACIÓN DEL SLA GAS LIFT EN CAMPO ESCUELA  
COLORADO**

**JULIÁN ANDRÉS AYALA PEÑA  
JORGE LUIS GARZÓN ZÁRATE**

**Trabajo de grado como requisito para optar al título de  
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**Director  
JULIO CÉSAR PÉREZ ANGULO  
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2014**

**DEDICATORIA**

**DEDICO ESTE LOGRO DE MI VIDA A MI FAMILIA EN ESPECIAL A MIS  
PADRES EMILIA PEÑA Y BERNARDO AYALA, QUIENES FUERON Y  
SERAN EL MOTOR DE MI VIDA.**

**A MIS TIOS ANITA, ILMA, ZORAIDA, ELVIA Y JAIME POR  
TENERME PACIECIA Y AYUDARME A FORMAR EN  
LA PERSONA QUE SOY HOY.**

**A MI COMPAÑERO Y AMIGO JORGE LUIS GARZON ZARATE  
QUIEN ME BRINDO SU APOYO Y AMISTAD SINCERA.**

**A MIS AMIGOS QUE ME APOYARON EN LOS  
MOMENTOS MAS DUROS EN QUE MAS LO NESECITE.**

**JULIÁN ANDRÉS AYALA PEÑA**

## *DEDICATORIA*

*A Dios por darme la oportunidad de estudiar*

*A mis padres Luis Carlos y María Doris que me apoyaron en cada momento de mi carrera*

*A mi compañero de proyecto y amigo Julián Andrés que me acompañó y me proporcionó su ayuda durante este tiempo*

*En general a toda mi familia y amigos que me acompañaron durante este camino para conseguir este título de ingeniero.*

*JORGE LUIS GARZÓN ZÁRATE*

## AGRADECIMIENTOS

La elaboración de este trabajo de grado fue llevado a cabo gracias al gran aporte que ofrecieron algunas personas e instituciones como Campo Escuela Colorado, que regalaron parte de su valioso tiempo para una buena orientación y que sin su colaboración el desarrollo de este proyecto hubiera sido imposible. Un especial agradecimiento para:

El ingeniero **JULIO CESAR PEREZ ANGULO**, director de este proyecto, quién nos orientó, sugirió y recomendó las mejores pautas para su exitoso desarrollo.

La ingeniera **SCARLETH BADILLO GARCIA**, ingeniera de producción de Campo Escuela Colorado, quien fue nuestra constante colaboradora y facilitadora de la información necesaria sobre los equipos y cantidades de gas utilizadas que nos dieron bases de desarrollo esenciales para este proyecto. Gracias a ella por el aporte tan importante que tuvo para la finalización exitosa de este trabajo.

Los profesionales de Campo Escuela Colorado que nos acompañaron y apoyaron a lo largo de todo el proceso.

Al ingeniero **FERNANDO ENRIQUE CALVETE**, quien nos regaló parte de su tiempo para atender a nuestras inquietudes y no dio orientación vital para hacer que el progreso de nuestra investigación tuviera más claridad y facilidad.

Por último muchas gracias a todas las personas que directa o indirectamente se vieron vinculadas en este proyecto.

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	21
<b>1. OBJETIVOS</b> .....	22
1.1 <b>OBJETIVO GENERAL</b> .....	22
1.2 <b>OBJETIVOS ESPECIFICOS</b> .....	22
<b>2. GENERALIDADES DEL CAMPO COLORADO</b> .....	23
2.1 <b>LOCALIZACIÓN</b> .....	23
2.2 <b>HISTORIA DE PRODUCCIÓN</b> .....	24
2.3 <b>FORMACIONES PRODUCTORAS</b> .....	26
2.4 <b>FACILIDADES DE SUPERFICIE Y ANTECEDENTES RELACIONADOS CON SLA A GAS QUE SE ENCUENTRAN ACTUALMENTE EN CEC</b> 27	
2.4.1 <b>Múltiple de entrada.</b> .....	28
2.4.2 <b>Zona de separadores.</b> .....	28
2.4.3 <b>Tanques de almacenamiento.</b> .....	30
2.4.4 <b>Sistema de bombeo.</b> .....	31
2.4.5 <b>Piscina API.</b> .....	31
2.4.6 <b>Sistema de gas</b> .....	32
2.5 <b>RECORRIDO DEL GAS EN EL SISTEMA LAG Y SUS FACILIDADES DE SUPERFICIE</b> .....	34
2.5.1 <b>Recorrido del gas</b> .....	34
2.5.1.1 <b>Planta Compresora</b> .....	35
2.5.1.2 <b>Red de distribución de gas a alta presión</b> .....	35
2.5.1.3 <b>Red de recolección de gas a baja presión</b> .....	35
2.5.1.4 <b>Equipo de medición y control.</b> .....	35
2.5.4.5 <b>Regulador de flujo</b> .....	35
2.5.1.6 <b>Registrador de Presión y flujo.</b> .....	35
2.5.2 <b>Balance de gas.</b> .....	36

2.5.2.1	En el pozo.....	36
2.5.2.2	En el sistema.....	37
2.6	<b>FLUIDOS DE PRODUCCIÓN</b> .....	38
2.6.1	Aceite.....	38
2.6.2	<b>GAS</b> .....	39
2.7	<b>SIMILACION CONDICIONES INICIALES</b> .....	41
3.	<b>SELECCIÓN DE LOS POZOS QUE VAN A ABASTECER LA RED DE GAS PARA GAS LIFT EN CAMPO ESCUELA COLORADO</b> .....	44
3.1	<b>DISEÑO DE GAS LIFT</b> .....	45
3.1.1	Consideraciones teóricas y ejemplo con el pozo Col-55.....	45
3.1.1.1	Índice de productividad.....	46
3.1.1.2	Volumen mínimo de líquido en la tubería (Qm).....	46
3.1.1.3	Área transversal de la tubería de producción:.....	47
3.1.1.4	Presión mínima.....	47
3.1.1.5	Tiempo de inyección:.....	48
3.1.1.6	Función f(n).....	48
3.1.1.7	Caudal óptimo de producción:.....	49
3.1.1.8	Presión de inyección del gas.....	49
3.1.1.9	Relación gas líquido producida (RGL) en función del tamaño del bache de líquido.....	50
3.1.1.10	Caudal de inyección de gas.....	50
3.2	<b>SELECCIÓN DE LOS POZOS QUE VAN A ABASTECER LA RED DE GAS</b> 51	
4.	<b>DISEÑO DE FACILIDADES DE SUPERFICIE NECESARIAS EN EL SISTEMA GAS LIFT</b> .....	52
4.1	<b>DISEÑO DE SEPARADOR</b> .....	52
4.1.1	Temperatura.....	52
4.1.2	Presión.....	53
4.1.3	Tamaño de la gota a remover.....	54
4.1.3.1	Aceite en el gas.....	54

4.1.3.2	Agua en el aceite.....	55
4.1.4	Tiempo de retención.....	56
4.1.5	Altura del líquido en el separador. ....	56
4.1.6	Dimensiones del separador. ....	57
4.1.7	Simulación del separador en HSYS.....	63
4.2	<b>DISEÑO DEL COMPRESOR.....</b>	<b>65</b>
4.2.1	Datos de entrada.....	66
4.2.2	Relación de compresión.....	66
4.2.3	Simulación etapa de compresión. ....	69
4.3	<b>DISEÑO PLANTA DE DESHIDRATACIÓN .....</b>	<b>74</b>
4.3.1	Eficiencia de remoción de agua (Ew).....	75
4.3.2	Concentración de Trietilén <i>Glicol TEG (Wt%)</i> : .....	76
4.3.3	Numero de etapas (N).....	76
4.3.4	Relación de circulación (CR). ....	80
4.3.5	Altura de la Torre .....	80
4.3.6	Velocidad permisible del gas.....	80
4.3.7	Diámetro de la torre .....	81
4.4	<b>SIMULACION PLANTA DE DESHIDRATACION.....</b>	<b>82</b>
5.	<b>SELECCIÓN DE TUBERÍA PARA LA DISTRIBUCIÓN E INYECCIÓN</b>	
	<b>DEL GAS 88</b>	
5.1	<b>CARACTERÍSTICAS DEL DISEÑO .....</b>	<b>89</b>
5.2	<b>TIPO DE TUBERÍA.....</b>	<b>89</b>
5.3	<b>PROTECCIÓN DE LA TUBERÍA.....</b>	<b>91</b>
5.3.1	<b>Métodos para controlar la corrosión.....</b>	<b>92</b>
5.3.1.1	<b>Recubrimientos y revestimientos.....</b>	<b>92</b>
5.3.1.2	<b>Protección Catódica .....</b>	<b>92</b>
5.3.1.3	<b>Selección de Materiales.....</b>	<b>92</b>
5.3.1.4	<b>Inhibidores de Corrosión. ....</b>	<b>92</b>
5.3.2	<b>Protección de tuberías superficiales.....</b>	<b>93</b>
5.3.3	<b>Protección de tuberías enterradas .....</b>	<b>94</b>

<b>5.4</b>	<b>PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN LA TUBERÍA .....</b>	<b>95</b>
<b>5.5</b>	<b>TENDIDO DE LA TUBERÍA DE GAS.....</b>	<b>96</b>
<b>5.6</b>	<b>DIAGRAMA DE RED DE GAS PROPUESTO.....</b>	<b>97</b>
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>99</b>
<b>7.</b>	<b>RECOMENDACIONES.....</b>	<b>101</b>
	<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>102</b>

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b>	<b>Características de los tanques de almacenamiento</b> .....	33
<b>Tabla 2.</b>	<b>Características de la Bomba de Transferencia</b> .....	33
<b>Tabla 3.</b>	<b>Características del Motor</b> .....	33
<b>Tabla 4.</b>	<b>Características del fluido</b> .....	38
<b>Tabla 5.</b>	<b>Pozos seleccionados para la inyección de gas</b> .....	44
<b>Tabla 6.</b>	<b>Datos de los pozos</b> .....	45
<b>Tabla 7.</b>	<b>Datos de los pozos</b> .....	46
<b>Tabla 8.</b>	<b>Requerimientos para la implementación del sistema de levantamiento artificial gas lift</b> .....	51
<b>Tabla 9.</b>	<b>Presión óptima en el separador según etapas</b> .....	54
<b>Tabla 10.</b>	<b>Tiempo de retención según API</b> .....	56
<b>Tabla 11.</b>	<b>Datos de producción CEC</b> .....	57
<b>Tabla 12.</b>	<b>Resultados Coeficiente de arrastre</b> .....	58
<b>Tabla 13.</b>	<b>Dimensiones del separador</b> .....	61
<b>Tabla 14.</b>	<b>Datos de entrada al compresor</b> .....	66
<b>Tabla 15.</b>	<b>Relación de etapas</b> .....	67
<b>Tabla 16.</b>	<b>HP/Etapa</b> .....	69
<b>Tabla 17.</b>	<b>Constantes K y C para empaque de torres</b> .....	80
<b>Tabla 18.</b>	<b>Componentes de la red de inyección</b> .....	97

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Ubicación de Campo Colorado .....	23
Figura 2. Distribucion de pozos a lo largo del campo .....	24
Figura 3. Columna Estratigrafica.....	26
Figura 4. Facilidades de Superficie para Sistemas LAG .....	34
Figura 5. Cromatologia del fluido de producción .....	39
Figura 6. Cromatologia del gas de producción .....	40
Figura 7. Condiciones iniciales de entrada .....	41
Figura 8. Composición de las corrientes .....	41
Figura 9. BALANCE (BAL-1).....	42
Figura 10. Corriente de producción generada .....	42
Figura 11. Composición de producción generada.....	43
Figura 12. Composición de corriente original.....	43
Figura 13. Balance de las corrientes .....	43
Figura 14. Tamaño de gota de agua.....	55
Figura 15. Nomograma capacidad de liquido.....	57
Figura 16. Bosquejo separador trifásico .....	62
Figura 17. Dimensiones del separador trifásico.....	63
Figura 18. Corrientes de salida del separador:.....	63
Figura 19. Composición de la corriente VAPOR.....	64
Figura 20. Características de la corriente VAPOR .....	64
Figura 21. Parámetros de la corriente VAPOR .....	65
Figura 22. Parámetros de la 1 etapa de compresión .....	70
Figura 23. Líneas de la Primera etapa de compresión.....	70
Figura 24. Parámetros del primer Cooler .....	71
Figura 25. Líneas de la Segunda etapa de compresión.....	72
Figura 26. Parámetros de la segunda etapa de compresión.....	72
Figura 27. Parámetros del segundo Cooler .....	73
Figura 28. Diagrama compresión (2 etapas).....	73

<b>Figura 29.</b>	<b>Diagrama de compresión 2 etapas (HYSYS) .....</b>	<b>74</b>
<b>Figura 30.</b>	<b>Configuración de la torre de contacto GAS - TEG .....</b>	<b>82</b>
<b>Figura 31.</b>	<b>Válvula VLV-100.....</b>	<b>83</b>
<b>Figura 32.</b>	<b>Parámetros del intercambiador de calor TEG rich/ TEG lean .....</b>	<b>83</b>
<b>Figura 33.</b>	<b>Características del intercambiador de calor TEG rich/ TEG lean</b>	<b>84</b>
<b>Figura 34.</b>	<b>Condiciones de TEG regenerado.....</b>	<b>85</b>
<b>Figura 35.</b>	<b>Propiedades de TEG regenerado.....</b>	<b>85</b>
<b>Figura 36.</b>	<b>Composición de TEG regenerado .....</b>	<b>85</b>
<b>Figura 37.</b>	<b>Configuración del mezclador MIX-100.....</b>	<b>86</b>
<b>Figura 38.</b>	<b>Configuración de la bomba P-101 .....</b>	<b>86</b>
<b>Figura 39.</b>	<b>Esquema de deshidratación. ....</b>	<b>87</b>
<b>Figura 40.</b>	<b>Condiciones del gas a inyectar .....</b>	<b>87</b>
<b>Figura 41.</b>	<b>Configuración del sistema de inyección .....</b>	<b>98</b>

## LISTA DE GRÁFICAS

<b>Gráfica 1.</b>	<b>Punto de rocío del agua. ....</b>	<b>75</b>
<b>Gráfica 2.</b>	<b>Concentración de TEG pobre. ....</b>	<b>76</b>
<b>Gráfica 3.</b>	<b>Numero de etapas para N= 1.....</b>	<b>77</b>
<b>Gráfica 4.</b>	<b>Numero de etapas para N= 1.5.....</b>	<b>78</b>
<b>Gráfica 5.</b>	<b>Numero de etapas para N= 2.....</b>	<b>78</b>
<b>Gráfica 6.</b>	<b>Numero de etapas para N= 2.5.....</b>	<b>79</b>
<b>Gráfica 7.</b>	<b>Numero de etapas para N= 3.....</b>	<b>79</b>

## LISTA DE IMÁGENES

<b>Imagen 1.</b>	<b>Estacion recolectora campo colorado .....</b>	<b>27</b>
<b>Imagen 2.</b>	<b>Multiples de Entrada.....</b>	<b>28</b>
<b>Imagen 3.</b>	<b>Separador Volumetrico.....</b>	<b>29</b>
<b>Imagen 4.</b>	<b>Tanque K-01.....</b>	<b>30</b>
<b>Imagen 5.</b>	<b>Tanque K-02.....</b>	<b>30</b>
<b>Imagen 6.</b>	<b>Bomba dúplex .....</b>	<b>31</b>
<b>Imagen 7.</b>	<b>Piscina API.....</b>	<b>32</b>
<b>Imagen 8.</b>	<b>Depurador .....</b>	<b>33</b>

## RESUMEN

**TITULO:** INGENIERÍA CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN E INYECCIÓN DE GAS EN LA IMPLEMENTACIÓN DEL SLA GAS LIFT EN CAMPO ESCUELA COLORADO.\*

**AUTORES:**

JORGE LUIS GARZÓN ZÁRATE.  
JULIÁN ANDRÉS AYALA PEÑA.\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Gas Lift Intermitente, Levantamiento Artificial, Inyección de Gas, Campo Escuela Colorado, Facilidades de Superficie.

**DESCRIPCIÓN:**

El sistema gas lift es un método de levantamiento artificial que utiliza el gas como energía para recuperar los líquidos que se acumulan en el fondo del pozo; posee un rango de aplicación amplio y la configuración de sus instalaciones es flexible, lo que permite añadir accesorios para optimizar el funcionamiento del pozo, incrementar el recobro, reducir las emisiones de metano y obtener otros beneficios económicos y ambientales.

El propósito de esta ingeniería conceptual es realizar un diseño conceptual de una red de distribución de gas lift para el campo colorado. Basándose en una selección de pozos los cuales abastecerán el sistema de gas para inyectar. Teniendo en cuenta lo anterior se procede a estudiar el diseño de las diferentes etapas en el proceso como son: Etapa de separacion, Etapa de Compresion, Etapa de deshidratacion.

En el diseño de estas etapas se plantean sus parametros operacionales más importantes como son la presión, temperatura, alimento de cada etapa y su respectivo dimensionamiento. Ya teniendo en cuenta estos parametros se procede a unir todos los procesos a la red mediante el software HYSYS V.8.

Esta red de distribución es diseñada basándose en los criterios de normatividad ambiental y técnica vigente presentada por los organismos: ANSI, API y normatividad para líneas de distribución de gas de ECOPETROL.

Sin embargo esta investigacion puede darse en años posteriores con tecnologias mas avanzadas para gas lift.

---

\* Trabajo de grado.

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Ingeniería de Petróleos. Director: Msc. Julio Pérez Angulo.

## ABSTRACT

**TITLE:** CONCEPTUAL ENGINEERING OF COLLECTION AND INYECTION GAS SYSTEM IN IMPLEMENTING SLA GAS LIFT IN THE COLORADO FIELD \*

**AUTHORS:**

JORGE LUIS GARZON ZARATE.  
JULIAN ANDRES AYALA PEÑA.\*\*

**KEY WORDS:** intermittent Gas Lift, Artificial Lift, Gas injection, Campo Escuela Colorado, Surface Facilities.

**DESCRIPTION:**

The gas lift system is a method of artificial lift that uses gas as energy to recover the liquids from the bottom of the well; has a wide application range and the configuration of facilities is flexible, allows you to add gadgets for optimize the operation of the well, increase recovery, reduce methane emissions and get economic and environmental benefits.

This work aims to carry out a conceptual design of a lift gas distribution network for Campo Colorado field. It is based on a selection of wells which supply the gas system for the injection. Considering the above it also aims to study the different phases within the process such as: division, compression and dehydration phases.

In the design, operational parameters such as pressure, temperature, feeding of each phase are set and their respective dimensioning. Once all these parameters are set, the next step is to link all the different processes to the network using HYSYS V.8 Software.

The presented network is designed having into account criteria of environmental regulations and the active technique given by the following organisations: ANSI, API and normatividad para líneas de distribución de gas de ECOPETROL.

However, this research can be longer with more advanced technologies for gas lift.

---

\* Workdegree.

\*\* Faculty of Physical Chemistry. School of Petroleum Engineering. Director Msc. Julio Pérez Angulo.

## INTRODUCCIÓN

Este trabajo presenta la ingeniería conceptual de una red de recolección e inyección de gas en la implementación de gas lift en campo escuela colorada. Con esta propuesta se busca dar soluciones, en las posibles mejoras en las facilidades de superficie disponibles en el campo y cuáles deberían incluirse para su óptimo funcionamiento y sobretodo mejorar el aprovechamiento del recurso gas para un posible escenario el cual sería la implementación del SLA gas lift en el campo.

El proyecto se ha planteado empezando por dar a conocer la historia de producción del campo, caracterización de sus fluidos de producción (gas y aceite), seguido de una descripción de las actuales facilidades de superficie disponibles en el campo.

Posterior a esto se presenta los pozos candidatos a suministrar la red gas, en donde se muestran cálculos necesarios como presión de inyección, caudal de gas de inyección, ciclos de inyección y caudal óptimo obtenido por el SLA, para cada pozo.

Luego a esto se hace una revisión a las facilidades de superficie necesarias en el campo para el SLA gas lift como son separadores, compresores y su respectiva planta de deshidratación, con el fin de determinar si son estas aptas para un eficiente funcionamiento.

Teniendo en cuenta lo anterior se establece la ubicación y organización de la red de inyección y recolección teniendo en cuenta las líneas de flujo ya disponibles en el campo y la distribución de las facilidades empleadas en el campo.

Por último se muestra el esquema planteado y que beneficios se pueden obtener de mejoras planteadas en el proyecto.

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1 OBJETIVO GENERAL**

Realizar un diseño conceptual a partir de las facilidades de superficie existentes y los parametros tecnicos para el sistema de recoleccion e inyección de gas, aplicable al SLA Gas Lift en CEC.

### **1.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS**

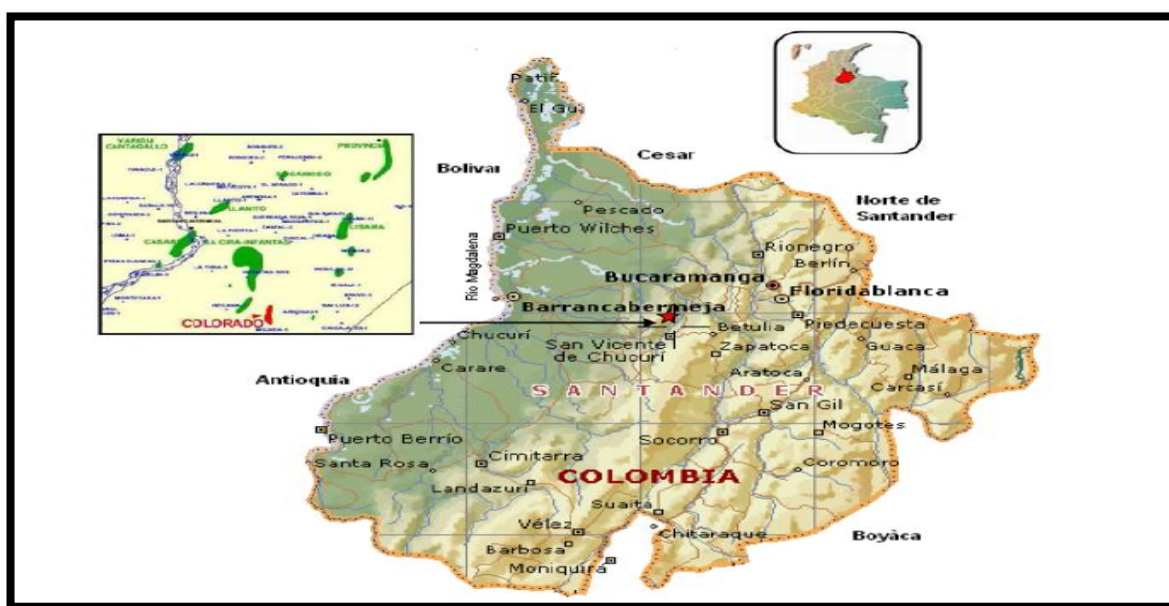
- Revisar la bibliografica sobre las normas operacionales y ambientales y los diversos software utilizados para el diseño de redes de gas.
- Identificar las facilidades de superficie y antecedentes relacionados con SLA a gas que se encuentran actualmente en CEC .
- Establecer el numero de pozos que van a abastecer la red de gas para el SLA gas lift.
- Determinar los componentes necesarios de facilidades de superficie para diseñarlos de acuerdo a la composicion y volumen del gas que maneja CEC.
- Plantear la linea de flujo para distribucion e inyección del gas teniendo en cuenta normas operacionales y ambientales.
- Diseñar las facilidades de superficie en la implementacion de SLA gas lift en CEC apartir de la selección de software adecuado, teniendo en cuenta la topografia y el area requerida.

## 2. GENERALIDADES DEL CAMPO COLORADO

Actualmente el Campo Escuela Colorado es una unidad académico-administrativa de carácter científico, tecnológico y de operación de hidrocarburos, creada para poner en funcionamiento el convenio de cooperación empresarial con fines científicos y tecnológicos suscrito entre la Universidad Industrial de Santander y ECOPETROL S.A. El principal objetivo de este convenio es que la universidad incorpore un componente práctico a su oferta académica, y que la industria petrolera nacional disponga de un laboratorio para la experimentación y desarrollo de nuevas tecnologías orientadas a aumentar la producción del país\*.

### 2.1 LOCALIZACIÓN

Figura 1. Ubicación de Campo Colorado



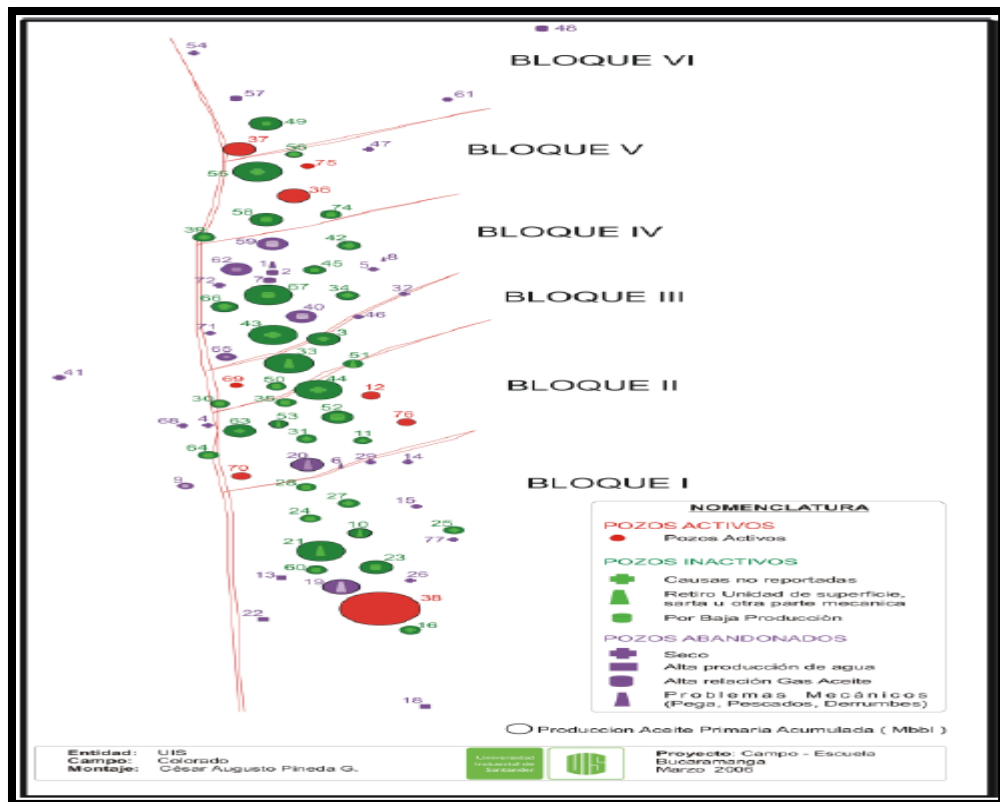
\* Campo escuela colorado, Base de datos, Bucaramanga, 2012.

El Campo Colorado está localizado en la cuenca del valle medio del Magdalena (VMM) en la Provincia Estructural del Piedemonte Occidental de la Cordillera Oriental, en inmediaciones del municipio de San Vicente de Chucuri, al sureste del municipio de Barrancabermeja (Santander) en el área de la antigua concesión De Mares. (Figura1)

## 2.2 HISTORIA DE PRODUCCIÓN

En cuanto a sus fases de desarrollo y explotación, la etapa de exploración fue realizada entre 1923 y 1932 por la compañía Tropical Oil Company-Troco (perforó 15 pozos). (Figura 2)

Figura 2. Distribucion de pozos a lo largo del campo



Fuente: Evaluación de reservas de gas y pronóstico de producción de CEC.

Entre 1953 y 1964 fue la Empresa colombiana de Petróleos- ECOPETROL quien desarrollo completamente el campo perforando 60 pozos adicionales, para completar un total de 75 pozos perforados a lo largo de toda la estructura.

El Campo Colorado inició producción oficialmente en el año de 1945 con una tasa de 300BOPD. En 1961 alcanzó su máxima producción, con un caudal de 1771 BOPD, declinando rápidamente, hasta llegar a un valor de 467 BOPD en 1966, caracterizándose este periodo por la pérdida de pozos productores por diferentes problemas mecánicos entre los que se destacaba el taponamiento de las líneas por parafina.

A partir de 1966 y hasta el año 1976 se mantuvo con una producción promedio de 670 BOPD. Desde 1976 se empezó a notar un aumento en la declinación, pasando de 692 BOPD en 1976 a 47 BOPD en 1989. Desde entonces su producción se ha mantenido en un promedio de 30 BOPD.

El máximo número de pozos activos simultáneamente se alcanzó en 1963 con un total de 44 pozos. Históricamente se realizaron campañas de workover intentando recuperar la producción de la arena, pero la continua declinación de los pozos por la precipitación de parafinas repercutía rápidamente sobre la perdida de los trabajos realizados.

El 25 de enero del 2006 Ecopetrol firmo el convenio con la universidad industrial de Santander (UIS) para la operación del campo colorado. Este mismo año se hizo entrega del campo a la institución educativa. En el 2009 se concretó un nuevo convenio con WEIL GROUP, el cual tenía como objetivo mejoramiento de la producción del campo con énfasis en la reactivación de pozos.

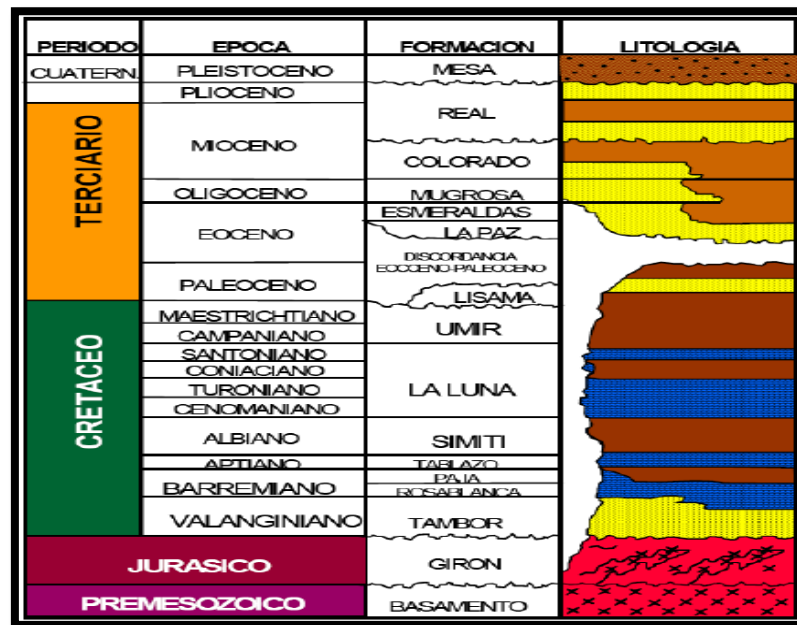
Actualmente el campo se encuentra en la de renovación de licencia de funcionamiento por parte Ecopetrol hacia la UIS y su producción se encuentra detenida hasta no haber un acuerdo entre las dos entidades.

### 2.3 FORMACIONES PRODUCTORAS

El petróleo se extrae principalmente de las formaciones, Esmeralda la cual se encuentra a una profundidad de 3500 ft con un espesor de 57 ft y La paz la cual cuenta con una profundidad de 5600 ft y un espesor de 25 ft de edad Oligoceno-Mioceno inferior, depositadas en un sistema fluvial meándrico, caracterizada por intercalaciones de depósitos, areniscas y lodolitas continentales.

La principal formación productora del campo Colorado está compuesta por intercalaciones de areniscas de grano fino y lodolitas, acumuladas dentro de un ambiente de tipo meándrico. (Figura 3)

Figura 3. Columna Estratigrafica



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

Esta formación comprende areniscas que se dividen en cuatro unidades operacionales en el Campo. Las acumulaciones son de aceite liviano y gas, con gravedad 36 A 42 °API, el mecanismo de producción predominante es el empuje por gas en solución.

El aceite original estimado es de 121 MMBls y las reservas primarias producidas son de 8.59 MMBls con un factor de recobro de 14.6%\*.

## **2.4 FACILIDADES DE SUPERFICIE Y ANTECEDENTES RELACIONADOS CON SLA A GAS QUE SE ENCUENTRAN ACTUALMENTE EN CEC**

Campo colorado actualmente produce mediante un sistema de levantamiento artificial “Bombeo Mecanico”. Este campo tiene una capacidad de almacenamiento de hasta 500 barriles, además cuenta con un equipo de recolección en superficie el cual se compone de (Imagen 1):

Imagen 1. Estacion recolectora campo colorado



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

---

\* Edson rodríguez, evaluación de las reservas de gas y pronóstico de producción del CEC, Bucaramanga, 2012.

Esta estación recolectora esta compuesta de los siguientes equipos:

**2.4.1 Múltiple de entrada.** A la estación recolectora entran dos líneas de flujo; una de ellas proveniente del colector sur, construido en tubería de 4 pulgadas (in) que recoge la producción De 8 pozos y un colector norte construido en tubería 3 pulgadas (in) que recoge la producción de 6 pozos. (Imagen 2):

Están son recibidas en el múltiple de entrada. Del múltiple de entrada salen 3 líneas de 4 pulgadas hacia la zona de separadores.

Imagen 2. Múltiple de Entrada



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

**2.4.2 Zona de separadores..** Los separadores son recipientes de forma cilíndrica ubicados en posición horizontal o vertical cuya función es separar el gas de los líquidos que constituyen el crudo. En la estación se encuentran separadores volumétrico, general y de prueba, los cuales presentan presiones de 17-21 psi.

A continuación se muestra el equipo utilizado actualmente en el campo; separador volumetrico (Imagen 3):

Imagen 3. Separador Volumetrico



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

Del colector general salen 3 líneas de fluido, las cuales van a los separadores; la línea de producción general llega al separador general, pero antes de entrar el fluido, es aplicado un desemulsificante, su función es ayudar a la separación de la emulsión y de los residuos contenidos en ella; otra línea va al separador de prueba. y la última línea va a un separador por gravedad cuya función es ser apoyo en caso de mantenimiento o daño de los otros dos separadores.

El separador volumétrico y el separador general tiene un contador de flujo el cual está calibrado para que se abra su válvula de drenaje una vez acumule un barril de aceite, y este sale hacia la zona de los tanques.

**2.4.3 Tanques de almacenamiento.** En la estación se encuentran dos tanques de almacenamiento cada uno de una capacidad de 500 bbls, donde uno bombea y el otro recibe el crudo producido. De la zona de separadores salen unos drenajes hacia un tanque, en el cual se almacena un volumen considerable para luego su despacho, mientras el otro tanque está haciendo la operación de bombeo hacia la estación de recolección La Cira-07 de Ecopetrol. (Imagen 4 y 5):

Imagen 4. Tanque K-01



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

Imagen 5. Tanque K-02



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

También se encuentran unos Franctanks los cuales son tanques de almacenamiento auxiliares, pero en este momento no se encuentran en uso.

**2.4.4 Sistema de bombeo.** La producción del campo es enviada a la estación Cira-07 de Ecopetrol que tiene una mayor capacidad de almacenamiento. Para realizar esta función se encuentra en la estación recolectora una bomba dúplex marca Gardner Denver. En la cual Aproximadamente se bombean 120 bbls/h a una presión de 220 psi. La línea de despacho es de 4 pulgadas (in)\*. (Imagen 6):

Imagen 6. Bomba dúplex



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

**2.4.5 Piscina API.** Su función es decantar el agua de formación y separar el crudo el cual luego es succionado por la bomba. Los separadores y los tanques de almacenamiento tienen drenajes los cuales finalizan en la piscina API.

---

\*.Campo escuela colorado, Base de datos, Bucaramanga, 2012.

Imagen 7. Piscina API



Fuente : Base de datos campo escuela colorado

**2.4.6 Sistema de gas.** El Sistema de gas comienza en los separadores cuando estos separan el aceite del gas, este último se envía por los topes de los separadores en líneas de 4 pulgadas (in) al Depurador o Scrubber el cual tiene como función retener las

últimas partículas líquidas del gas, antes de ser enviado a la planta de compresión, y también recoge el líquido proveniente de cualquier mal funcionamiento de los separadores, este líquido es enviado a la piscina API.

Antes de que el gas llegue al depurador una parte de este es enviado a la tea donde se quema.

Imagen 8. Depurador



Fuente: Base de datos campo escuela colorado

A continuación se presentan características más detalladas de algunos equipos mencionados anteriormente: (Tabla 1, 2,3)

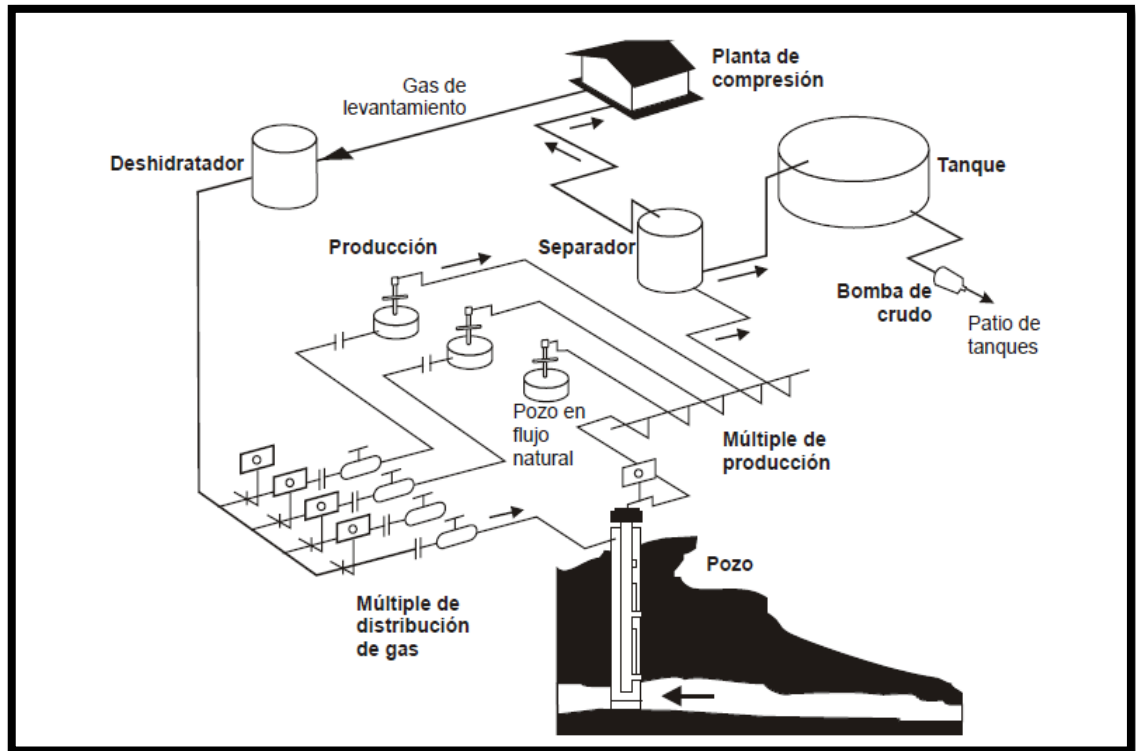
<b>Tabla 1. Características de los tanques de almacenamiento</b>	
Tipo de Tanque	Soldado Techo Fijo
Capacidad Nominal	500 Bls
Dimensiones	Altura 8' ,Diámetro 16'

<b>Tabla 2. Características de la Bomba de Transferencia</b>	
Marca	Gardner Denver
Modelo	FGFXGR
Capacidad Operacional	120 BPH
Capacidad Nominal	285 BPH
Tipo de Bomba	Dúplex

<b>Tabla 3. Características del Motor</b>	
Marca	Flender-col
Voltios	220/440
Amperios	88/40
Velocidad <b>RPM</b>	1175
Potencia <b>HP</b>	30

## 2.5 RECORRIDO DEL GAS EN EL SISTEMA LAG Y SUS FACILIDADES DE SUPERFICIE:

Figura 4. Facilidades de Superficie para Sistemas LAG



FUENTE: Manual Básico de Gas Lift "ESP OIL"

El sistema LAG está formado por un sistema de compresión, una red de distribución de gas a alta presión, equipos de medición y control de gas comprimido, la sarta de producción y la recolección del gas a baja presión.

**2.5.1 Recorrido del gas.** El gas a alta presión proviene del sistema de compresión de donde se envía a los pozos a través de una red de distribución, luego el gas de levantamiento conjuntamente con los fluidos producidos a través de los pozos, es recolectado por las estaciones de flujo donde el gas separado es

Enviado al sistema de compresión a través de un sistema de recolección de gas de baja.

**2.5.1.1 Planta Compresora.** Se encarga de comprimir el gas proveniente de las estaciones de recolección o de las Plantas de Gas, donde previamente ha sufrido el proceso de absorción. El gas que se envía al sistema de gas lift por cada compresor, debe ser medido para llevar un buen control y observar la eficiencia del equipo.

**2.5.1.2 Red de distribución de gas a alta presión** Es el sistema de tuberías y válvulas, por las que se distribuye el gas hacia los diferentes usos del gas comprimido.

En el caso del uso para el sistema de Gas Lift, este gas se reparte entre los pozos que poseen dicho sistema a través de la red de distribución que tenga el campo.

**2.5.1.3 Red de recolección de gas a baja presión.** Es el conjunto de tuberías y accesorios que se encargan de llevar el gas de los separadores de las estaciones de recolección, hasta la planta compresora.

Esta red recoge el gas utilizado en el levantamiento más el gas que proviene del yacimiento y debe ser medido.

**2.5.1.4 Equipo de medición y control..** Está conformado por los reguladores de flujo o de gas y los registradores de presión y flujo.

**2.5.4.5 Regulador de flujo.** Son válvulas normalmente de vástago y asiento que se usan para inyectar la cantidad de gas necesario en cada pozo son comúnmente llamados choques.

**2.5.1.6 Registrador de Presión y flujo.** Estos equipos están encargados de registrar los datos de presión del tubing, del casing y la presión de la línea de gas

lift, mediante unos elementos de presión helicoidales tipo “bourdon” que se encargan de medir la presión de flujo.

El registrador de flujo posee además de los anteriores una cámara diferencial que mide la caída de presión o diferencial de presión a través de una platina de orificio colocada entre las bridas donde se instala el registrador.

Ambos registradores están equipados con mecanismos de relojería que hacen girar (24 hrs-7 días) una carta graduada a escala, donde se registran las presiones y diferencial de presión medidos\*.

**2.5.2 Balance de gas.** El volumen diario de gas utilizado con fines de levantamiento utiliza parcialmente la capacidad del sistema de compresión. La capacidad de compresión restante es utilizada por el gas proveniente de los yacimientos y recolectada a través del sistema de baja presión.

Para mantener controlado el uso eficiente de la capacidad de compresión de gas es necesario realizar balances de los volúmenes de gas utilizado tanto a nivel de Pozo como a nivel de sistema\*.

**2.5.2.1 En el pozo.** La tasa de gas de levantamiento medido en el registrador de flujo de cada pozo, debe ser aproximadamente igual a la tasa de gas que deja pasar la válvula operadora de subsuelo bajo condiciones dinámicas de operación, es decir, bajo el diferencial de presión existente entre la presión del gas de inyección y la presión en la columna de fluido frente a la válvula.

---

\* Ricardo Maggiolo, Gas Lift básico, ESP oil, Venezuela, 2004.

\*\* H. Dale Beggs, Production Optimization, Tercera Edición, Petroskills, Oklahoma, 2003.

El gas aportado por la formación no se puede medir pero se determina por la diferencia entre el total medido en la estación durante la prueba del pozo y el gas de levantamiento inyectado simultáneamente al pozo.

En los próximos capítulos se detallará el uso del medidor de orificio para calcular la tasa diaria de gas.

**2.5.2.2 En el sistema.** El volumen diario de gas recolectado de las estaciones menos el quemado o venteado, menos el extraído del sistema de baja presión para otros usos, debe ser igual al que entra al sistema de compresión.

El volumen diario de gas que entra al sistema de compresión menos el extraído inter-etapas debe ser igual al descargado por el sistema, y este a su vez debe ser igual a la suma del volumen diario enviado a los diferentes usos: Transferencia a otros sistemas, inyectado al yacimiento, combustible, levantamiento artificial por gas, entregado a terceros, recirculación, etc.

Finalmente el volumen diario enviado a los múltiples de LAG o Sistema de “Gas-lift” debe ser igual a la sumatoria de los caudales diarios de gas inyectado a los pozos asociados al sistema.

Para el control y seguimiento de estos balances se colocan facilidades de medición en puntos estratégicos del sistema de gas con registradores de flujo debidamente codificados y reportados en sistemas corporativos de información y control.

La calibración periódica de los instrumentos de medición y el mantenimiento operacional de las condiciones exigidas por la normativa de medición de gas, son claves para minimizar los errores obtenidos en estos balances.

## 2.6 FLUIDOS DE PRODUCCIÓN

**2.6.1 Aceite** El fluido de producción es en particular un aceite liviano a el cual en septiembre del 2013 se le realizó una prueba de liberación instantánea simple (FLASH). En esta prueba se busca alcanzar el equilibrio cuando ya no se presenta más liberación de gas desde el fluido, el volumen del gas y la masa del líquido remanente se miden a condiciones estándar y se determina su densidad.

Mediante los análisis realizados se pudo determinar que la muestra tiene una densidad de 0.8534 g/cc a 14.7 psia y 60 °F y que contiene 237.27 pies cúbicos de gas a 14.7 psia y 60 °F por barril de petróleo residual a 60 °F. El aceite residual recuperado en las pruebas realizadas tiene una gravedad API de 34.15.

A continuación se muestra el resumen de los datos obtenidos en la prueba de liberación instantánea de gas realizada al fluido de producción.

En la tabla 4 se muestra características del fluido y en la figura 6 la composición total del fluido de yacimiento (cromatografía) a partir de recombinación matemática del gas y líquido obtenidos en la prueba de liberación instantánea de gas\*.

<b>Tabla 4. Características del fluido</b>	
<b>PROPIEDAD</b>	<b>VALOR</b>
Profundidad	2120 ft
GOR	237.27 SCF/STB
viscosidad del aceite	0.8534 g/cc ( 2.851 Cp)
°API	34.15
Peso molecular	165.03 lb/lb-mol
Corte de agua	17.57 %

---

\* Wilson Cañas Marín, Control de calidad de muestra de hidrocarburo, ICP-Ecopetrol S.A, Bucaramanga, 2013.

Figura 5. Cromatología del fluido de producción

COMPONENTS	Gas	Liquid	Recombined		MW	Density
	Mol %	Wt %	Wt %	Mol %	g/mol	g/cc @ 60 °F
Nitrogen	0.1647	0.0000	0.0091	0.0538	28.01	0.8080
Carbon Dioxide	0.0199	0.0000	0.0017	0.0065	44.01	0.8270
Methane	43.0205	0.0000	1.3661	14.0559	16.04	0.3000
Ethane	22.4114	0.0000	1.3342	7.3224	30.07	0.3560
Propane	16.1397	0.1072	1.5094	5.6483	44.10	0.5080
isobutane	3.8016	0.0938	0.5251	1.4911	58.12	0.5630
Normal Butane	7.3756	0.3183	1.1463	3.2548	58.12	0.5840
isopentane	2.3344	0.3994	0.7069	1.6169	72.15	0.6250
Normal Pentane	2.1822	0.5638	0.8388	1.9186	72.15	0.6310
Hexanes	1.4223	1.4851	1.6250	3.1926	84.00	0.6850
Heptanes	0.6900	2.6646	2.6223	4.5078	96.00	0.7220
Octanes	0.2750	3.7561	3.5698	5.5059	107.00	0.7450
Nonanes	0.0545	4.1273	3.8717	5.2806	121.00	0.7640
Decanes	0.0077	3.8993	3.6475	4.4922	134.00	0.7780
Undecanes	0.0009	3.4367	3.2133	3.6074	147.00	0.7890
Dodecanes	0.0000	3.1648	2.9588	3.0328	161.00	0.8000
Tridecanes	0.0000	3.6462	3.4088	3.2147	175.00	0.8110
Tetradecanes	0.0000	3.1979	2.9897	2.5968	190.00	0.8220
Pentadecanes	0.0000	3.3870	3.1666	2.5368	206.00	0.8320
Hexadecanes	0.0000	2.8817	2.6941	2.0027	222.00	0.8390
Heptadecanes	0.0000	2.8480	2.6627	1.8541	237.00	0.8470
Octadecanes	0.0000	2.8733	2.6863	1.7662	251.00	0.8520
Nonadecanes	0.0000	2.8357	2.6511	1.6636	263.00	0.8570
Eicosanes	0.0000	2.4909	2.3267	1.3975	275.00	0.8620
Henicosanes	0.0000	2.3326	2.1807	1.2367	291.00	0.8670
Docosanes	0.0000	2.2606	2.1135	1.1436	305.00	0.8720
Tricosanes	0.0000	2.1487	2.0088	1.0425	318.00	0.8770
Tetracosanes	0.0000	1.9606	1.8330	0.9139	331.00	0.8810
Pentacosanes	0.0000	1.8367	1.7172	0.8214	345.00	0.8850
Hexacosanes	0.0000	1.7839	1.6678	0.7667	359.00	0.8890
Heptacosanes	0.0000	1.7546	1.6404	0.7238	374.00	0.8930
Octacosanes	0.0000	1.7034	1.5925	0.6773	388.00	0.8960
Nonacosanes	0.0000	1.6027	1.4984	0.6151	402.00	0.8990
Triacotanes plus	0.0000	33.8645	31.6601	9.0084	580.00	0.9426
Benzene	0.0581	0.1209	0.1221	0.2579	78.10	0.8840
Toluene	0.0415	0.4534	0.4315	0.7724	92.20	0.8720

**FUENTE: Wilson Cañas Marín, Control de calidad de muestra de hidrocarburo, ICP-Ecopetrol S.A, Bucaramanga, 2013.**

**2.6.2 Gas** Las propiedades del gas del campo más influyentes son su peso molecular 33.3935 Kg/Kmol, su densidad 0.0896 lb-m/ft<sup>3</sup>, factor de compresibilidad 0.94 (Z) y su gravedad específica la cual es 0,64. Además la figura 7 refleja el reporte del análisis composicional de las muestras de gas natural, pero adicionalmente se detalla el peso molecular, flujo molar, flujo másico y la concentración de cada componente presente en la muestra.

Figura 6. Cromatología del gas de producción

COMPUESTO	% MOLAR SALIDA TEA	PESO MOLECULAR [g/mol]	FLUJO MOLAR [mol/d]	FLUJO MÁSICO [Kg/h]	CONCENTRACIÓN [mg/ m <sup>3</sup> ]
Metano	71,3043	16,04	234393,319	156,653	467812,065
Etano	9,2495	30,07	30405,193	38,095	113763,519
Propano	6,422	44,1	21110,563	38,791	115840,447
Nitrogéno	3,2016	14	10524,381	6,139	18333,545
n-Butano	2,8778	58,12	9459,978	22,909	68412,829
i-Butano	1,54	58,12	5062,327	12,259	36609,826
Oxígeno	1,1343	16	3728,700	2,486	7423,338
n-pentano	1,007	72,15	3310,236	9,951	29717,833
i-pentano	1,0006	72,15	3289,198	9,888	29528,961
n-hexano	0,3643	86,18	1197,536	4,300	12841,537
Isohexano	0,3154	86,18	1036,791	3,723	11117,817
Dioxido de Carbono	0,1809	44,01	594,659	1,090	3256,426
3-Metilpentano	0,1636	86,2	537,790	1,932	5768,221
Metilciclopentano	0,1262	84,16	414,848	1,455	4344,266
Metilciclohexano	0,1194	98,1861	392,495	1,606	4795,188
n-heptano	0,1141	100,21	375,072	1,566	4676,792
ciclohexano	0,0973	84,16	319,847	1,122	3349,422
Ciclopentano+2,3-dimetilbut	0,091	70,1	299,138	0,874	2609,220
3-metilhexano	0,0712	100,2	234,050	0,977	2918,092
Isoheptano	0,0633	100,2	208,081	0,869	2594,315
benceno	0,0591	78,11	194,275	0,632	1888,189
Tolueno	0,0486	92,1381	159,759	0,613	1831,584
Neopentano	0,0445	72,15	146,282	0,440	1313,251

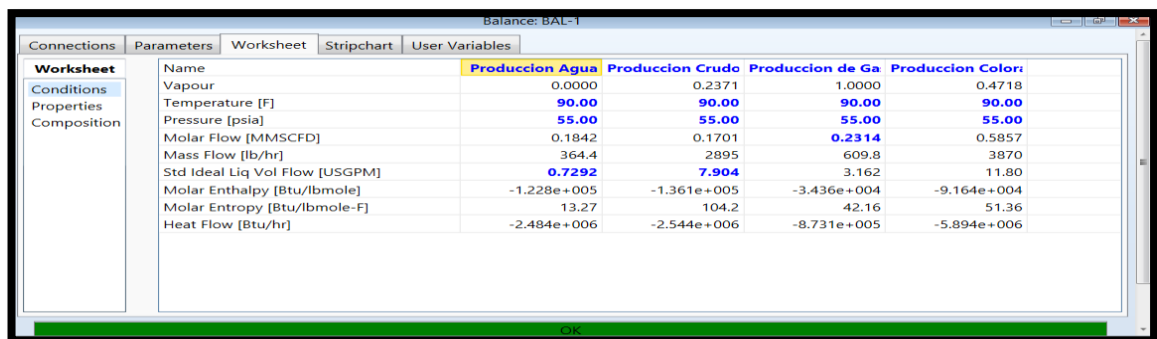
FUENTE: Análisis Composicional, Flujo (Molar y másico) y concentración de cada componente presente en la muestra de gas natural C12+.

Esta cromatografía obtenida por campo escuela colorado es en base seca, es decir no tiene agua en sus componentes. Por esta razón se procede a utilizar la herramienta **HYSYS V8.0** para acondicionar el gas a condiciones iniciales es decir con un contenido de agua.

## 2.7 SIMULACION CONDICIONES INICIALES

Lo primero que se hizo fue cargar en el software cada una de las tres corrientes del campo (agua, aceite y gas) teniendo en cuenta sus respectivas propiedades de presión, temperatura y composición. Para luego introducirlas a la opción (BALANCE) de HYSYS, con la cual se busca originar un contenido inicial de agua en el gas de alimento el cual fue 602 Lb/MMSCFD. A continuación se presenta las condiciones de entrada y composiciones de las respectivas corrientes en **HYSYS**.

Figura 7. Condiciones iniciales de entrada



	Produccion Agua	Produccion Crudo	Produccion de Ga	Produccion Color
Name	0.0000	0.2371	1.0000	0.4718
Vapour				
Temperature [F]	90.00	90.00	90.00	90.00
Properties				
Pressure [psia]	55.00	55.00	55.00	55.00
Composition				
Molar Flow [MMSCFD]	0.1842	0.1701	0.2314	0.5857
Mass Flow [lb/hr]	364.4	2895	609.8	3870
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.7292	7.904	3.162	11.80
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.228e+005	-1.361e+005	-3.436e+004	-9.164e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	13.27	104.2	42.16	51.36
Heat Flow [Btu/hr]	-2.484e+006	-2.544e+006	-8.731e+005	-5.894e+006

Siguiendo con el procedimiento se muestra la configuración de la herramienta **BALANCE (BAL-1)**:

Figura 8. Composición de las corrientes

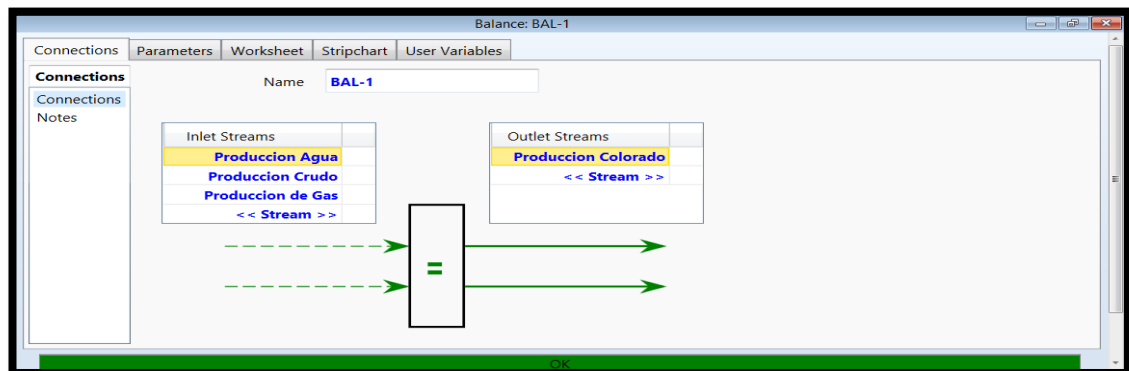
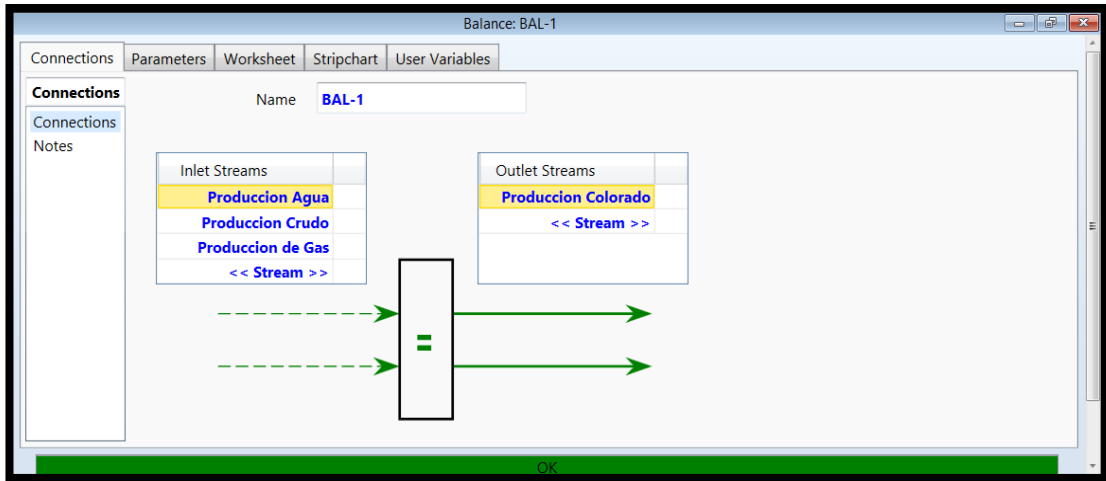


Figura 9. **BALANCE (BAL-1)**



Continuando se presenta la corriente de producción alcanzada con la cual se trabajara en las distintas etapas por la herramienta de mezcla:

Figura 10. Corriente de producción generada

Name	Produccion Agua	Produccion Crudo	Produccion de Ga	Produccion Colori
Vapour	0.0000	0.2371	1.0000	0.4718
Temperature [F]	90.00	90.00	90.00	90.00
Pressure [psia]	55.00	55.00	55.00	55.00
Molar Flow [MMSCFD]	0.1842	0.1701	0.2314	0.5857
Mass Flow [lb/hr]	364.4	2895	609.8	3870
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	0.7292	7.904	3.162	11.80
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.228e+005	-1.361e+005	-3.436e+004	-9.164e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	13.27	104.2	42.16	51.36
Heat Flow [Btu/hr]	-2.484e+006	-2.544e+006	-8.731e+005	-5.894e+006

Su uso al calcular el contenido de agua inicial fue muy útil debido a que calcula el contenido de agua sin perder las condiciones de la corriente de gas original. La figura 12 muestra la composición de la corriente obtenida de balance y la figura 13 muestra la corriente original sin agua:

Figura 11. Composición de producción generada

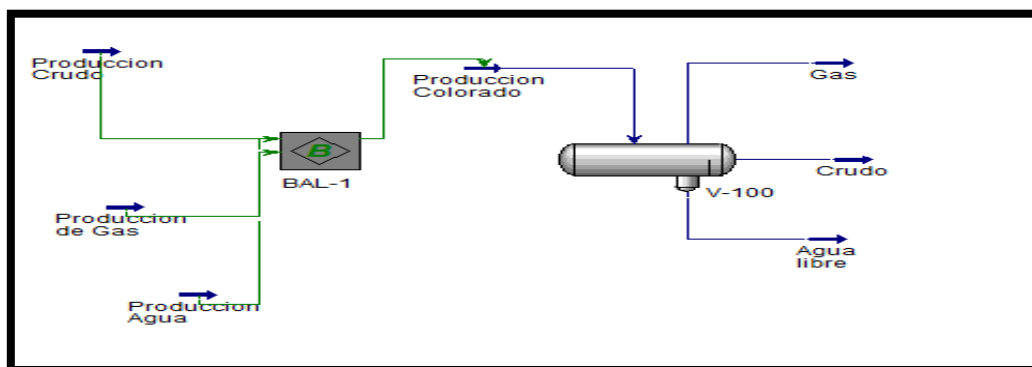
Component	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Nitrogen	0.0270	0.0270	0.0002	0.0000
CO2	0.0015	0.0015	0.0001	0.0000
Methane	0.6811	0.6811	0.0122	0.0000
n-Butane	0.1177	0.1177	0.0101	0.0000
Propane	0.0779	0.0779	0.0225	0.0000
i-Butane	0.0165	0.0165	0.0119	0.0000
n-Pentane	0.0303	0.0303	0.0297	0.0000
i-Pentane	0.0085	0.0085	0.0209	0.0000
n-Pentane	0.0081	0.0081	0.0260	0.0000
n-Hexane	0.0040	0.0040	0.0400	0.0000
n-Heptane	0.0018	0.0018	0.0574	0.0000
n-Octane	0.0007	0.0007	0.0710	0.0000
n-Nonane	0.0002	0.0002	0.0690	0.0000
Total	1.00000			

Figura 12. Composición de corriente original

Component	Mole Fractions	Vapour Phase
Methane	0.7171	0.7171
Ethane	0.0925	0.0925
Propane	0.0642	0.0642
Nitrogen	0.0320	0.0320
n-Butane	0.0288	0.0288
i-Butane	0.0154	0.0154
Oxygen	0.0113	0.0113
n-Pentane	0.0101	0.0101
i-Pentane	0.0100	0.0100
n-Hexane	0.0036	0.0036
2-Mpentane	0.0032	0.0032
CO2	0.0018	0.0018
3-Mpentane	0.0016	0.0016

Por último la figura 14 deja exhibir el diagrama final en la herramienta HYSYS con sus respectivas composiciones:

Figura 13. Balance de las corrientes



### 3. SELECCIÓN DE LOS POZOS QUE VAN A ABASTECER LA RED DE GAS PARA GAS LIFT EN CAMPO ESCUELA COLORADO

La cantidad de pozos necesarios para abastecer la red de gas para el SLA gas lift depende de varios factores tales como la cantidad de pozos a los cuales se le va implementar el SLA gas lift, frecuencia óptima del ciclo de levantamiento, tiempo de inyección, el volumen y caudal de inyección requerido, el caudal de aceite esperado para cada uno de estos pozos. A partir de estos aspectos seleccionaremos cuales pozos aportan el caudal necesario para realizar la inyección de gas.

Según un estudio hecho previamente en el campo escuela Colorado se determinó que el sistema de levantamiento artificial gas lift intermitente con pistón es el más adecuado para aplicar y también se seleccionaron los pozos que son aptos según sus características para implementar SLA Gas Lift.

Los pozos seleccionados con el mejor prospecto para acondicionar con SLA gas lift se muestran en la tabla 5.

<b>Grupo</b>	<b>Pozo</b>	<b>% Selección</b>	<b>Qneta (bl/día)</b>
1	Col-36	0,78	29
	Col-37	0,76	14
	Col-55	0,78	32
	Col-56	0,78	11
	Col-59	0,75	19
	Col-74	0,74	24

Conociendo los pozos en los cuales se puede acondicionar el sistema de levantamiento artificial se hace un diseño para conocer entre otros factores, el caudal y la presión de inyección, necesaria en cada uno de los pozos. De esta forma se puede saber con certeza la cantidad de gas necesaria para alimentar el sistema de inyección.

### 3.1 DISEÑO DE GAS LIFT

El tipo de sistema de levantamiento gas lift que se designó para campo escuela Colorado tomando en cuenta todas las características de los pozos fue intermitente con pistón. El Levantamiento artificial por gas intermitente consiste en inyectar cíclica e instantáneamente un alto volumen de gas comprimido en la tubería de producción con el propósito de desplazar, hasta la superficie, el tapón de líquido que aporta el yacimiento por encima del punto de inyección. Una vez levantado dicho tapón cesa la inyección para permitir la reducción de la presión en el fondo del pozo y con ello el aporte de un nuevo tapón de líquido para luego repetirse el ciclo de inyección.

**3.1.1 Consideraciones teóricas y ejemplo con el pozo Col-55** A continuación describiremos cada una de las ecuaciones utilizadas para hallar el caudal de inyección que necesitamos para establecer la cantidad de pozos que van a abastecer la red de inyección de gas. Los datos que se utilizan a continuación provienen de la oficina de campo escuela Colorado. (Tabla 6 y 7):

<b>Tabla 6. Datos de los pozos</b>							
<b>Pozos</b>		<b>Col 36</b>	<b>col 37</b>	<b>col 55</b>	<b>col 56</b>	<b>col 59</b>	<b>col 74</b>
Producción (Bl/día)	Qnet	29	14	32	11	19	24
Índice de workover	i.w.	1,43	1,5	3,25	3,04	3	1,52
°API	API	40	40	40	40	40	40
Presión estática del fondo del pozo (psi)	Ps	1200	1200	1200	1200	1200	1200
Presión en el casing (psi)	CHP	16,4	2	39,2	34,6	1,8	35,2
Presión en cabeza de pozo (psi)	THP	130	15	385	20	205	50
Tubería de producción utilizada	J55	2" 7/8	2" 7/8	2" 7/8	2" 7/8	2" 7/8	2" 7/8

Tabla 7. Datos de los pozos							
Pozos		Col 36	col 37	col 55	col 56	col 59	col 74
Prof. de la tubería de Producción (ft)	TVD	2213	5075,2	4988,76	5166	4531	5013,9
Gradiente de pres. de la formación (psi/ft)	w	0,322	0,316	0,225	0,242	0,246	0,255
Prof. a nivel de líquido (ft)	H	772,8	1749,63	974,45	3347,88	1998,7	4642,05
Sumergencia total (ft)		1440	2871	4012	1799	2501	4642,05
Sumergencia efectiva (ft)		1129	2257	900	931	785	111
Pres. de fondo fluyendo (psi)	Pwf	177,4	715,1	977,5	286,2	351,9	75,9

**3.1.1.1 Índice de productividad.** De acuerdo con su definición, el índice de productividad nos indica la forma como variara la tasa de producción de un pozo cuando la presión fluyente (p<sub>fw</sub>) sufre un cambio.

$$J = \frac{q}{\Delta P} = \frac{q}{P_s - P_{wf}} \left[ \frac{bl/dia}{psi} \right] \text{ (Ecuación 1)}$$

$$J = \frac{32}{1200 - 977} = 0,143820 \frac{bl/dia}{psi}$$

J: índice de productividad ( $\frac{bl/dia}{psi}$ )

q: caudal neto de producción (bl/día)

∇P: Caída de presión

P<sub>s</sub>: presión estática de pozo (psia)

P<sub>wf</sub>: presión de fondo fluyendo (psia)

**3.1.1.2 Volumen mínimo de líquido en la tubería (Q<sub>m</sub>)** Este es el volumen mínimo de líquido que debe tener la tubería para el funcionamiento del sistema de levantamiento y se expresa de la siguiente forma:

$$Q_m = 0.005 \frac{Q_{nta} * TVD}{1000} \quad (\text{Ecuación 2})$$

$$Q_m = 0.005 \frac{32 * 4988,76}{1000} = 0,7982 \text{ Bl}$$

$Q_m$ : Volumen mínimo de líquido en la tubería (bl)

$Q_{nta}$ : El caudal de producción (bl/día)

TVD: Profundidad de la tubería de producción (ft)

**3.1.1.3 Área transversal de la tubería de producción:** Tiene en cuenta el diámetro interno de la tubería de producción para nuestro caso es una tubería de producción J-55 de 2 7/8" se determina con la siguiente ecuación. El ID\* de la tubería es de 2,441

$$a = \pi \left( \frac{ID}{2} \right)^2 \quad (\text{Ecuación 3})$$

$$a = \pi \left( \frac{2,441}{2} \right)^2 = 0,035 \text{ In}$$

**3.1.1.4 Presión mínima.** Es la presión mínima que ejerce el gas contra la formación en el proceso de levantamiento artificial por medio del gas lift, se utiliza una ecuación modificada para el uso del pistón en el sistema.

$$P_m = THP + 5,615 * \frac{w}{a} * Q_m + W_{piston} \quad (\text{Ecuación 4})$$

$$P_m = 385 + 5,615 * \frac{0,225}{0,0325} * 0,7982 + 11 = 427,02 \text{ psi}$$

$P_m$ : Presión mínima contra la formación (psia)

---

\* Manual de uso de casing y tubing pag. 28

THP: Presión en la cabeza de pozo (psia)

w: Gradiente de presión de la formación (psi/ft)

a: Área transversal de la tubería de producción (ft)

Qm: Volumen mínimo de líquido en la tubería (bl)

Wpistón= trabajo del pistón

**3.1.1.5 Tiempo de inyección:** Es el tiempo necesario para inyectar el gas en cada ciclo del proceso. Durante dicho tiempo el pozo permanece con muy poca o sin producción. El tiempo de inyección se determina usando la siguiente ecuación:

$$t_{iny} = \frac{TVD}{V_{elpiston}} \quad (\text{Ecuación 5})$$

$$t_{iny} = \frac{4988,76}{900} = 5,543067min$$

TVD: Profundidad de la tubería de producción (ft)

La velocidad del pistón es 900 ft/min

**3.1.1.6 Función f(n):** Para aplicar el sistema de levantamiento por medio de gas lift de manera intermitente o con pistón es necesario conocer el número de ciclos necesarios para la inyección de gas con esto sabremos cuanto gas necesitamos inyectar a los pozos a los cuales se les va implementar el sistema de levantamiento. El cálculo de los ciclos óptimos se realiza por medio de la **función f(n)**.

$$f(n) = n\{1 - \exp\left[-b\left(\frac{1}{n} - t_{iny}\right)\right]\} \quad (\text{Ecuación 6})$$

n= Número de ciclos

b=5.614(jw/a)

tiny= tiempo de inyección

**3.1.1.7 Caudal óptimo de producción:** Es el caudal del pozo a partir de la implementación del sistema de levantamiento artificial gas lift y se halla con la ecuación que enunciamos a continuación:

$$Q_{opt} = \frac{a(P_s - P_m)}{5.614 * w} * \frac{b}{1 + \frac{b}{n_{opt}}} \quad \text{(Ecuación 7)}$$

$$Q_{opt} = \frac{0,0325(1200 - 427,02)}{5.614 * 0,225} * \frac{5,5897389}{1 + \frac{5,5897389}{25}}$$

$$Q_{opt} = 91 \text{ bbl/día}$$

Q<sub>opt</sub>= Caudal óptimo de producción (bl/día)

a= Área transversal de la tubería (ft)

P<sub>s</sub>= Presión estática (psia)

P<sub>m</sub>= Presión mínima contra la formación (psia)

**3.1.1.8 Presión de inyección del gas.** La importancia que tiene el cálculo de la presión de inyección radica en la tubería necesaria para el flujo de gas hacia cada pozo. Para determinar la presión de inyección se utiliza la siguiente ecuación

$$P_{iny} = THP + \frac{4}{3} * \left[ \frac{5.615 * w}{a} \left( \frac{q}{n} + Q_m \right) + W_{pistón} \right] \quad \text{(Ecuación 8)}$$

$$P_{iny} = 385 + \frac{4}{3} * \left[ \frac{5.615 * 0,225}{0,0325} \left( \frac{32}{25} + 0,7982 \right) + 11 \right] = 629,361371 \text{ PSIA}$$

Para saber el caudal de inyección también es necesario conocer la presión en cabeza de pozo durante la producción del bache en superficie. El THP se halla con la siguiente ecuación.

$$P2 = Piny - \frac{5.615'' * w}{a} * \frac{q}{n} - Wpistón$$

$$P2 = 629,361371 - \frac{5.615'' * 0,225}{0,0325} * \frac{32}{25} - 11 = 511,0391 \text{ PSIA}$$

P2= Presión en cabeza de pozo durante la producción del bache (THP) (psia)

**3.1.1.9 Relación gas líquido producida (RGL) en función del tamaño del bache de líquido.** Se calcula con siguiente ecuación que depende del tamaño del bache

$$RLG = \left[ (P2 - P1) * \frac{n}{14.7 * q} + \frac{0.51 * w}{a} \right] * V \text{ (Ecuación 9)}$$

$$RLG = \left[ (511,039189 - 385) * \frac{25}{14.7 * 32} + \frac{0.51 * 0,225}{0,0325} \right]$$

$$* (4988,76 * 0,0325)$$

$$RLG = 954,97 \text{ PCN/BN}$$

RLG= Relación gas líquido en función del tamaño del bache de líquido (PC/bl)

P1=Presión de cabeza de pozo (psia)

P2= Presión en cabeza de pozo durante la producción del bache (psia)

V= Volumen ocupado por el gas en el pozo cuando el bache de líquido ha alcanzado la superficie (pc)

**3.1.1.10 Caudal de inyección de gas.** A partir del cálculo del caudal del volumen de inyección sabremos la cantidad de gas necesaria para ser inyectada. El volumen de gas se determina por medio de la siguiente correlación:

$$Qiny = RGL * Qopt \text{ (Ecuación 10)}$$

$$Qiny = 954,97 * 91 = 86765 \text{ PC/dia}$$

Qiny= Es el caudal de inyección (PC/día)

RGL= Relación gas líquido en función del tamaño del bache de líquido (PC/bl)

Qopt= Caudal óptimo de producción (bl/día)

En conclusión los datos importantes obtenidos de estos cálculos para el pozo Col-55 son:

Pozo	tiny (min)	Piny(psi)	THP(psi)	Qiny (PC/día)	Qopt (bbl/día)
col 55	5,543	629,3613	511,039189	86765,0588	90,8554026

A continuación en la tabla se muestran los cálculos referentes a los pozos elegidos para la implementación de gas lift en campo escuela Colorado.

<b>Tabla 8. Requerimientos para la implementación del sistema de levantamiento artificial gas lift</b>					
Pozo	tiny (min)	Piny(psi)	THP(psi)	Qiny (PC/día)	Qopt (bbl/día)
Col 36	2,458	265,4518	209,8528	18185,2533	39
col 37	5	211,2878	115,3278	40267,6251	49
col 55	5,9	629,3613	511,039189	86765,0588	91
col 56	5,374	141,8054	90,11036	14761,5013	37
col 59	5,03	346,6143	287,1892	20375,563	36
col 74	5,54	182,3504	136,8045	30023,9244	29

### **3.2 SELECCIÓN DE LOS POZOS QUE VAN A ABASTECER LA RED DE GAS**

La producción de gas según los registros obtenidos de la oficina de campo escuela Colorado a en el mes de diciembre de 2012 fue de 231.416,71 PC/día. Realizando los cálculos de gas requerido para la inyección en los pozos seleccionados es de 210.378,926 PC/día.

Con base en estos resultados se utilizará para la inyección, el volumen total de gas que producen todos los pozos de campo escuela Colorado teniendo en cuenta la producción de gas registrada en el mes de diciembre del año 2012.

## 4. DISEÑO DE FACILIDADES DE SUPERFICIE NECESARIAS EN EL SISTEMA GAS LIFT

### 4.1 DISEÑO DE SEPARADOR

Como se describió anteriormente el campo cuenta con dos separadores, uno de prueba el cual sirve para determinar parámetros de calidad del fluido de producción y otro general que almacena la producción total mientras este separa el gas del crudo.

En este proyecto se determinó que un separador bifásico no es la opción más adecuada para el campo, puesto que el campo aunque no posee un corte de agua relativamente alto ( $\%W_{cut}=17.57\%$ ), tiende a poseer problemas en la estación compresora en donde una de sus posibles causas puede ser un alto contenido de líquido en el gas expulsado del separador.

Por esta razón la opción más adecuada para el campo es un separador trifásico vertical, debido al alto volumen de gas que presenta el campo con una proporción mayor que aceite.

A continuación se presentan algunos parámetros importantes en el diseño de este separador:

**4.1.1 Temperatura.** La temperatura es un factor muy importante en la operación de separación y más en un campo el cual puede ser afectado adversamente por una acumulación de parafina. Esta acumulación puede presentarse en el separador en los platos de coalescencia en la sección del líquido y en el paquete de mallas del extractor de niebla los cuales son propensos a taponarse rápidamente\* .

---

\* Arnold k, Surface production operations volumen 1 3rdE, 2008.

En este caso en donde se determinó que la parafina es un problema potencial, una manera segura de controlar este fenómeno es controlar la temperatura del separador, la cual debe estar por encima del punto de cristalización (temperatura a la cual se precipita el primer cristal de parafina, 90°F) del crudo del campo para prevenir problemas operacionales en el separador.

Por esta razón la temperatura ambiente es una buena opción, debido a pruebas realizadas por Ecopetrol en el 2007 donde se reportó temperaturas del separador entre (89 a 95°F)\*\* , es decir temperaturas mayores a la temperatura del punto de cristalización.

**4.1.2 Presión.** La presión óptima de separación debe ser aquella que produce menor liberación de gas en la prueba de separadores, crudo con mayor gravedad API y menor factor volumétrico de formación de petróleo\*.

Hallar la presión óptima de separación influye realizar una prueba de separadores en el laboratorio o utilizar correlaciones matemáticas las cuales estén hechas para fluidos con características similares a las del campo. En este caso se utilizó un patrón matemático para crudos volátiles (Ecuación 1), donde el autor propone un modelo matemático de acuerdo al número de etapas de separación que posea el campo, para este caso 2 etapas de separación son utilizadas en campo escuela colorado\*\*.

Una manera de disminuir el punto de cristalización, es incrementando la presión en la tubería mediante el aumento de la presión de operación del separador, pero este tema es actualmente objeto de investigación.

---

\* Ecopetrol s.a, Estudio PVT CEC, 2007, Campo colorado.

\* Samuel Fernando Muñoz, Propiedades de los fluidos en los yacimientos petrolíferos, UIS, 1993, Bucaramanga.

\*\* Mohammed s., Correlating optimum stage pressure for sequential separator systems, Baghdad, 2010

$$P(\text{optima}) = a * CG^{a1} * T1^{a2} * T2^{a3} \text{ (Ecuación 11)}$$

$$P(\text{optima}) = 0.049052 * (0.14 + 0 + 0.000065 + 0.000536)^{1.519875} * (90)^{1.319125} * (90)^{0.904178}$$

$$P(\text{optima}) = 55 \text{ Psia}$$

Donde:

$P(\text{optima})$ : Presión óptima del separador (Psia).

$CG$ : Parámetro de regresión ( $C1\% + H2S\% + CO2\% + N2\%$ ).

$Ti$ : Temperatura de la etapa °F.

El resultado obtenido es aceptable teniendo en cuenta la siguiente guía para etapas de separación presentada (Tabla 9):

<b>Tabla 9. Presión óptima en el separador según etapas</b>	
<b>Presión inicial (PSIA)</b>	<b>Número de etapas</b>
25 – 125	1
125 – 300	1 – 2
300 – 500	2
500 – 700	2 – 3

Arnold k, Surface production operations volume

### 4.1.3 Tamaño de la gota a remover

**4.1.3.1 Aceite en el gas** Teniendo en cuenta la literatura consultada se recomienda diseñar el separador para extraer de la fase gas gotas del orden de 140 micras\*, con el fin de no generar problemas operacionales en el extractor de niebla como inundación del mismo.

\* Arnold k, Surface production operations volumen 1 3rdE, 2008.

**4.1.3.2 Agua en el aceite** Para hallar el tamaño de debe hacer el siguiente procedimiento:

Hallar BSW (Ecuación 12):

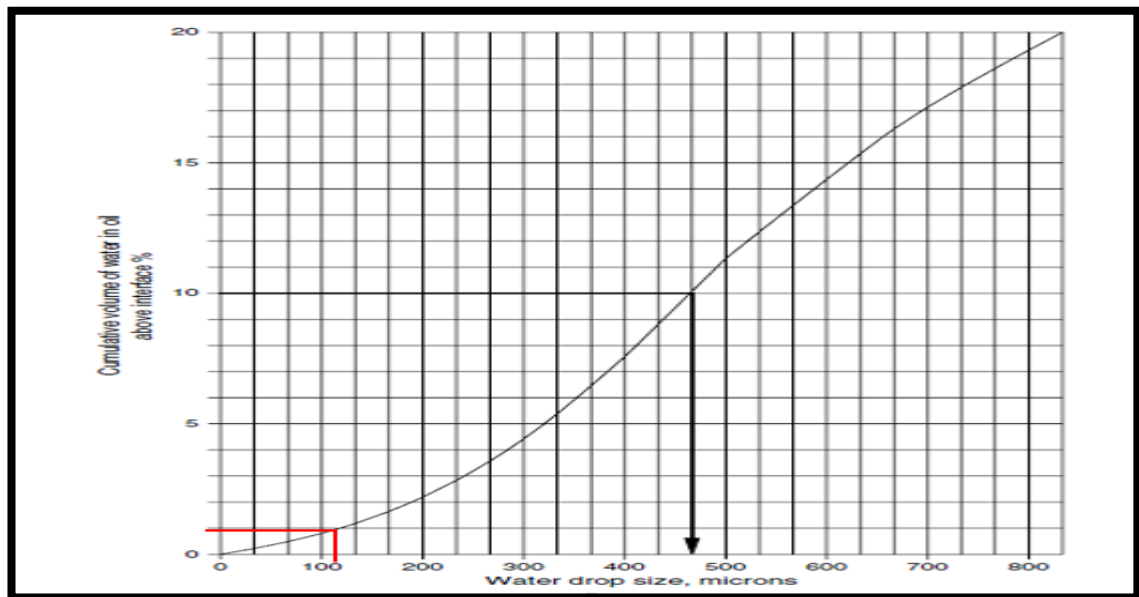
$$BSW = \frac{V_{agua}}{V_{agua} + V_{oil}} \text{ (Ecuación 12)}$$

$$BSW = \frac{23}{23 + 253}$$

$$BSW = 0.083$$

Entrar al nomograma (figura 15):

Figura 14. Tamaño de gota de agua



La lectura del nomograma arroja un tamaño de gota de aproximadamente 115 micrones.

**4.1.4 Tiempo de retención.** El tiempo de retención está determinado por la gravedad API del fluido de producción y estipula así \*(Tabla 10):

<b>Tabla 10. Tiempo de retención según API</b>	
<b>GRAVEDAD °API</b>	<b>TIEMPO RETENCION (minutos)</b>
>40+	2 a 5
30 a 40	5 a 7.5
20 a <30	7.5 a 10
<20	10+

Teniendo en cuenta los 38° API del crudo de campo escuela colorado su tiempo de retención debe estar en el orden de los 5 a 7.5 minutos.

**4.1.5 Altura del líquido en el separador.** Lo primero que se hace es determinar la sección a ocupar ( $A_w/A$ ) (Ecuación 13):

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{Q_w(Tr)_w}{(Tr)_o Q_o + (Tr)_w Q_w} \text{ (Ecuación 13)}$$

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{23 * 7.5}{7.5 * 253 + 7.5 * 23}$$

$$\frac{A_w}{A} = 0.0416$$

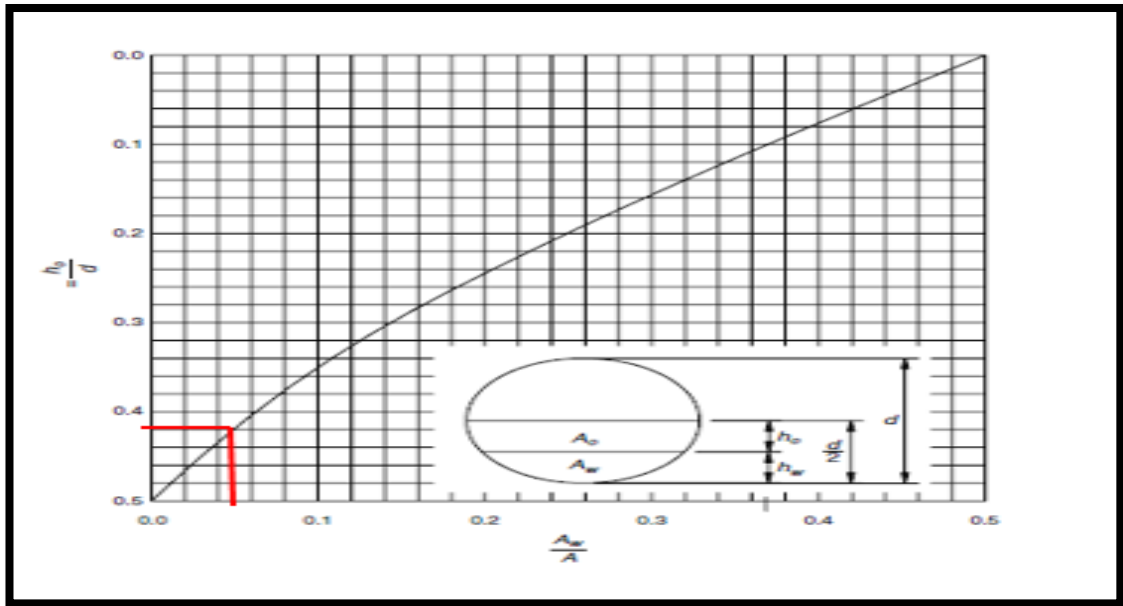
Ahora entramos al nomograma (figura 25) para encontrar el factor  $\beta$ .

Hallado el factor  $\beta$  (0.41) se observa que el separador puede trabajar con un 41% de llenado es decir se puede tomar como una máxima capacidad del 50%, para realizar su correspondiente diseño.

---

\* Arnold k, Surface production operations volumen 1 3rdE, 2008.

Figura 15. Nomograma capacidad de liquido



**4.1.6 Dimensiones del separador.** Para iniciar con el diseño se parte de datos de producción nombrados o hallados anteriormente (Tabla 11):

<b>Q aceite</b>	252 Bbl/D	<b>S<sub>gas</sub></b>	0.64
<b>Q agua</b>	23 Bbl/D	<b>Tr aceite</b>	7.5 "
<b>Q gas</b>	0.2344 MMSCFD	<b>Tr agua</b>	7.5 "
<b>P sep.</b>	55 Psia	<b>μ aceite</b>	13 Cp
<b>T sep.</b>	90 °F	<b>μ agua</b>	1 Cp
<b>API</b>	34.15°	<b>ρ gas</b>	0.0895 lb/ft <sup>3</sup>
<b>SG agua</b>	1.02	<b>ρ liquido</b>	47.19702 lb/ft <sup>3</sup>
<b>Z</b>	0.94	<b>μ gas</b>	0.014

Lo primero que se hace es calcular el coeficiente de arrastre  $C_d$ , para esto se asume un  $C_d$  inicial de 0.34, luego se halla la velocidad  $V_1$  (Ecuación 14) para determinar el número Reynolds (Ecuación 15) y posteriormente hallar un nuevo  $C_d$  (Ecuación 16).

$$V_1 = 0.0119 \left[ \left( \frac{\rho l - \rho g}{\rho g} \right) \left( \frac{dm}{CD} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \text{ (Ecuación 14)}$$

$$Re = \frac{\rho g dm V}{\mu g} \text{ (Ecuación 15)}$$

$$Cd = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \text{ (Ecuación 16)}$$

Los resultados obtenidos se muestran a continuación (Tabla 12):

Tabla 12. Resultados Coeficiente de arrastre			
CD	V	Re	Cd
0,34	5,37632343	19,38917283	2,25910928
2,259109281	2,08572106	7,521944427	4,62451039
4,624510389	1,45777993	5,257337534	6,21344168
6,213441682	1,25764692	4,535577865	7,04015371
7,040153708	1,18150013	4,260962085	7,4258714
7,425871404	1,15040599	4,148824159	7,59762231
7,597622311	1,13732869	4,101662198	7,6725805
7,672580498	1,13175942	4,081577184	7,70501424
7,70501424	1,12937488	4,072977562	7,71899616
7,718996158	1,12835156	4,069287066	7,72501406
7,72501406	1,12791197	4,067701739	7,72760243

CD	V	Re	Cd
7,72760243	1,12772306	4,067020441	7,72871539
7,72871539	1,12764186	4,066727598	7,72919389
7,729193886	1,12760695	4,066601716	7,7293996
7,729399595	1,12759195	4,066547601	7,72948803
7,729488029	1,1275855	4,066524338	7,72952605
<b>7,729526046</b>	1,12758272	4,066514338	<b>7,72954239</b>

Se continúa con el procedimiento al calcular la diferencia entre gravedades específicas de los fluidos (Ecuación 17):

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{SG_{oil}} - 131.5 \text{ (Ecuación 17)}$$

Tomando un  $^{\circ}API$  de  $34.15^{\circ}$ ;  $(SG)_{oil} = 0.8542$

Ahora la diferencia:  $\Delta SG = 1.02 - 0.8542 = 0.1658$

1. Calculamos los mínimos diámetros requeridos para las gotas de fluidos en las distintas fases:

Para iniciar el procedimiento se toman datos de tamaño de gota de aceite: de 140 micrones, 115 micrones para el agua y 140 micrones para el líquido, y un  $Cd = 7.7295$ .

a) Calcular el mínimo diámetro requerido para separar una gota de líquido a través de la fase de gas (Ecuación 18):

$$d^2 = 5040 \left[ \frac{TZQg}{P} \right] \left[ \left( \frac{\rho g}{\rho l - \rho g} \right) \left( \frac{CD}{dm} \right) \right]^{1/2} \text{ (Ecuación 18)}$$

$$d^2 = 5040 \left[ \frac{(550)(0.94)(0.2344)}{(55)} \right] \left[ \left( \frac{0.0895}{(54.16) - (0.0895)} \right) \left( \frac{7.7295}{140} \right) \right]^{1/2}$$

$$d = 10.30 \text{ in}$$

b) Calcular el mínimo diámetro requerido para separar una gota de agua a través de la fase de aceite (Ecuación 19):

$$d^2 = 6690 \left[ \frac{Q_o \mu}{(\Delta SG) dm^2} \right] \text{ (Ecuación 19)}$$

$$d^2 = 6690 \left[ \frac{(252)(2.5)}{(0.1658)(115)^2} \right]$$

$$d = 43.84 \text{ in}$$

c) Calcular el mínimo diámetro requerido para separar una gota de aceite a través de la fase de agua (Ecuación 20):

$$d^2 = 6690 \left[ \frac{Q_w \mu_w}{(\Delta SG) dm^2} \right] \text{ (Ecuación 20)}$$

$$d^2 = 6690 \left[ \frac{(23)(1)}{(0.1658)140^2} \right]$$

$$d = 6.88 \text{ in}$$

2. Ahora se toma el diámetro más grande entre los tres para trabajar en la ecuación 21, es decir el de la gota de agua en fase aceite (43.84 =44 in).

$$h_{liq} = h_o + h_w = \frac{Tr_o Q_o + Tr_w Q_w}{0.12 d^2} \text{ (Ecuación 21)}$$

3. Se halla la distancia entre cordones de soldadura (Ecuación 22) y la relación esbeltez (Ecuación 23) de la siguiente forma:

$$L_{ss} = \frac{ho+hw+76}{12} \text{ (para diámetros menores o iguales a 36) (Ecuación 22)}$$

$$L_{ss} = \frac{ho + hw + d + 40}{12} \text{ (} d > 36 \text{)}$$

$$SR = \frac{12L_{ss}}{d} \text{ (Ecuación 23)}$$

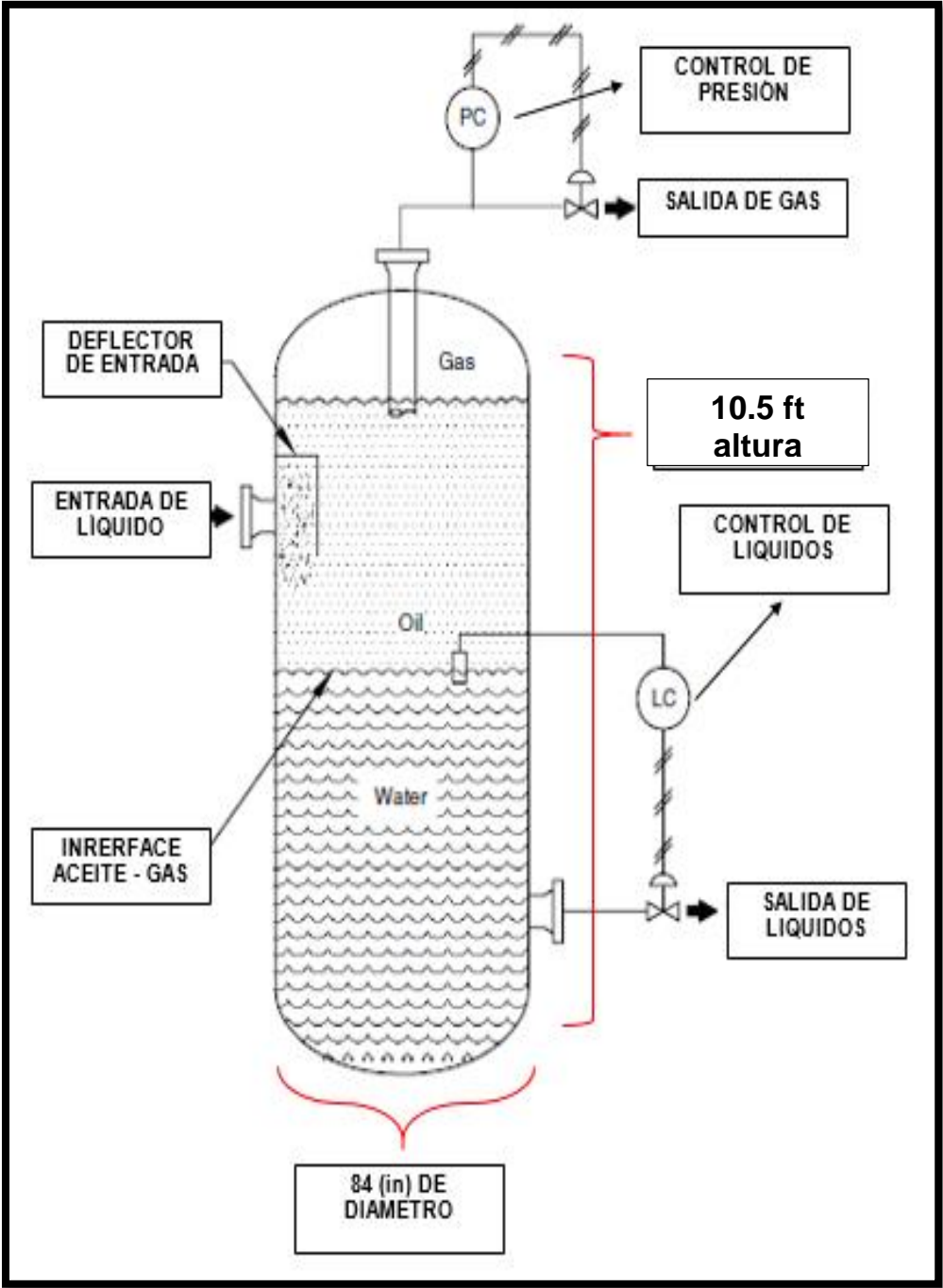
A continuación se muestra la interacción y los posibles resultados para las dimensiones del separador (Tabla 13):

<b>Tabla 13. Dimensiones del separador</b>			
<b>d(in)</b>	<b>ho+hw (in)</b>	<b>Lss (Ft)</b>	<b>SR</b>
22	34,5213499	9,210112489	5,02369772
24	29,0075231	8,750626929	4,37531346
30	18,5648148	7,880401235	3,15216049
36	12,8922325	7,407686043	2,46922868
<b>48</b>	<b>7,25188079</b>	<b>7,937656732</b>	<b>1,98441418</b>
<b>60</b>	<b>4,6412037</b>	<b>8,720100309</b>	<b>1,74402006</b>
<b>72</b>	<b>3,22305813</b>	<b>9,601921511</b>	<b>1,60032025</b>
<b>84</b>	<b>2,36796107</b>	<b>10,53066342</b>	<b>1,50438049</b>
90	2,0627572	11,00522977	1,46736397
96	1,8129702	11,48441418	1,43555177
102	1,60595284	11,96716274	1,4079015

Teniendo en cuenta la relación esbeltez el separador puede tomar distintas dimensiones entre (34 a 84 in) de diámetro y entre (8 a 10.5 in) entre cordones de soldadura. Para lo cual se aconseja tomar la dimensión más grande es decir (84 in) para diámetro y (10.5 in) entre cordones de soldadura.

A continuación se muestra un bosquejo del separador.

Figura 16. Bosquejo separador trifásico



**4.1.7 Simulación del separador en HSYS.** se ingresaron las dimensiones del separador halladas anteriormente con su respectivo nivel de llenado como se muestra a continuación:

Figura 17. Dimensiones del separador trifásico

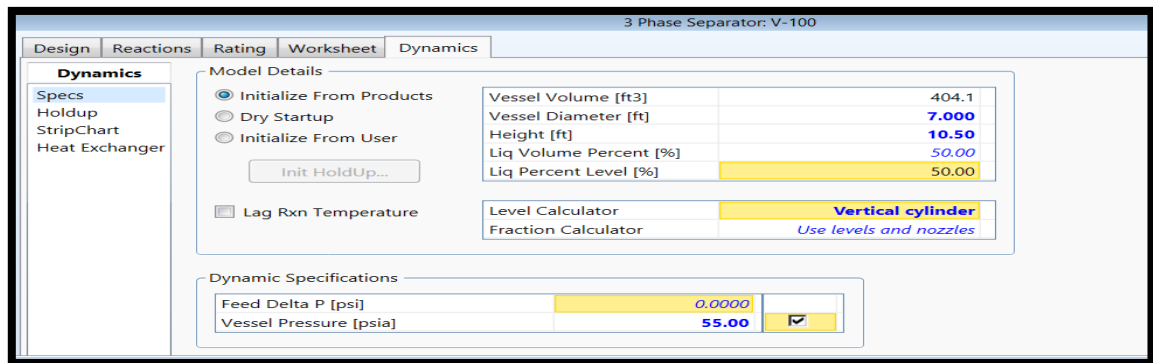
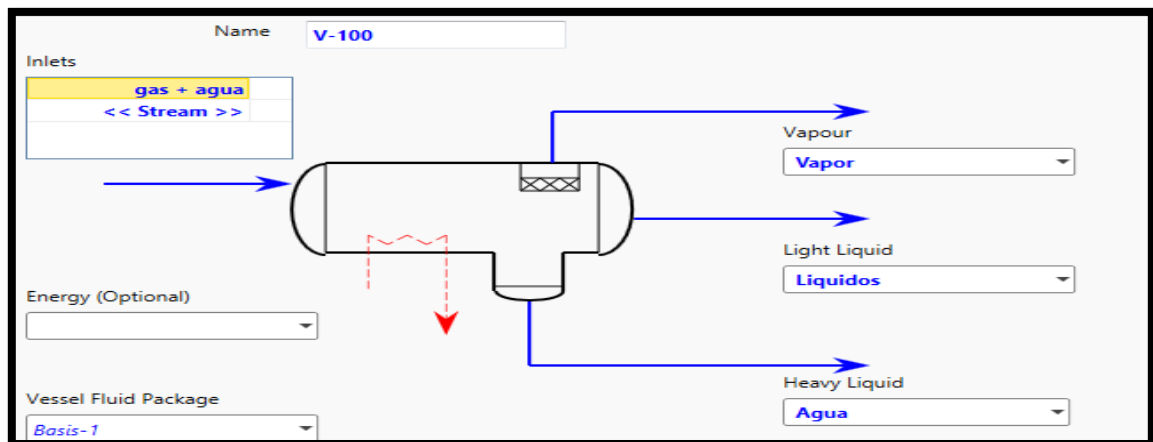


Figura 18. Corrientes de salida del separador:



La corriente obtenida (**VAPOR**) es la corriente que va a ingresar al tren de 2 etapas de compresión con las siguientes condiciones:

Figura 19. Composición de la corriente VAPOR

Material Stream: Vapor			
Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions		Methane	0.7079
Properties		Ethane	0.0913
Composition		Propane	0.0634
Oil & Gas Feed		Nitrogen	0.0316
Petroleum Assay		n-Butane	0.0284
K Value		i-Butane	0.0152
User Variables		Oxygen	0.0112
Notes		n-Pentane	0.0099
Cost Parameters		i-Pentane	0.0099
Normalized Yields		n-Hexane	0.0036
		2-Mpentane	0.0031
		CO2	0.0018

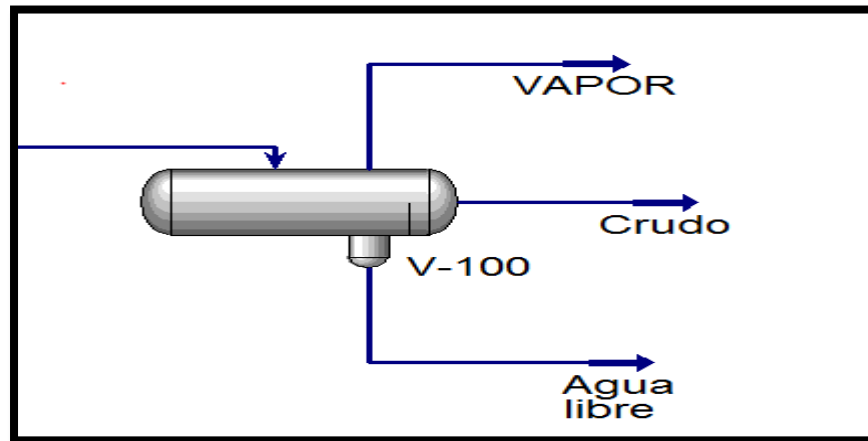
Figura 20. Características de la corriente VAPOR

Material Stream: Vapor		
Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet		Stream Name
Conditions		Vapour / Phase Fraction
Properties		Temperature [F]
Composition		Pressure [psia]
Oil & Gas Feed		Molar Flow [MMSCFD]
Petroleum Assay		Mass Flow [lb/hr]
K Value		Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]
User Variables		Molar Enthalpy [Btu/lbmole]
Notes		Molar Entropy [Btu/lbmole-F]
Cost Parameters		Heat Flow [Btu/hr]
Normalized Yields		Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]
		Fluid Package
		Utility Type

Por último se presenta toda la etapa de compresión simulada en el software en donde salen tres corrientes:

- VAPOR
- ACEITE
- AGUA LIBRE

Figura 21. Parámetros de la corriente VAPOR



## 4.2 DISEÑO DEL COMPRESOR

Para diseñar un compresor es necesario conocer básicamente: la composición del gas que alimenta al tren de compresión, volumen y temperatura y sobre todo estar al tanto la presión de entrada y de descarga del gas.

En la industria es muy común el uso de compresores reciprocantes para sistemas de reinyección debido a los siguientes aspectos\*:

- Los compresores reciprocantes tiene un amplio rango de presiones de descarga mayores a los demás tipos de compresores.
- Están disponibles para bajos flujos de gas.
- No son muy sensibles a los cambios de la composición del gas, debidos al agotamiento del campo.
- Son muy tolerantes a cambios en las condiciones del proceso de compresión.

Teniendo en cuenta lo anterior a continuación se presentara el diseño del sistema de compresión requerido en el campo.

---

\* GPSA, Engineering Data Book, 12Ed, 2004.

**4.2.1 Datos de entrada.** La composición como se había descrito en el capítulo 3 refleja un gas seco, con alto contenido de C1 lo cual es característico de un campo maduro.

<b>Tabla 14. Datos de entrada al compresor</b>	
Caudal de Gas	0.2344 MMSCFD
Presión de Entrada	55 PSIA
Presión de Salida (Inyección)	850 PSIA
Temperatura de Entrada	90 °F

Como lo refleja la tabla 14, se maneja un caudal bajo de gas el cual entra a condiciones similares a las del separador trifásico, la presión de salida se halló teniendo en cuenta las perdidas en el sistema de deshidratación y la línea de reinyección a los pozos y lo más importante la máxima presión de inyección requerida la cual es de 619 PSIA.

**4.2.2 Relación de compresión.** El proceso de compresión genera incremento de la temperatura del fluido; debido a esto, la presión máxima que puede alcanzarse en una etapa compresión está limitada por la temperatura de descarga máxima permisible; ésta temperatura debe mantenerse en un rango entre 275 – 300 °F. Por lo tanto, el número de etapas de compresión debe ser la cantidad de etapas que garanticen temperaturas de descarga en el rango indicado (Tabla 15), en cada una de las etapas de compresión del compresor.

Una primera aproximación puede hacerse con la ecuación (24) variando el número de etapas (n) hasta obtener una relación de compresión **RC** < 4.

$$RC = \left(\frac{Pd}{Pin}\right)^{1/n} \text{ (Ecuación 24)}$$

Donde:

**RC:** Relación de compresión RC<4.

**Pd:** Presión de descarga requerida.

**Pin:** Presión de entrada al compresor.

**n:** Número de etapas requeridas.

<b>n</b>	<b>Pd</b>	<b>Pin</b>	<b>RC</b>
1	850 PSIA	55 PSIA	15.45
<b>2</b>	<b>850 PSIA</b>	<b>55 PSIA</b>	<b>3.93</b>
3	850 PSIA	55 PSIA	2.5

La relación de compresión indica que dos etapas es lo adecuado.

#### **4.2.3 Potencia por etapa:**

Para la potencia de compresión por etapa se utiliza la siguiente ecuación 25, la cual nos permite hallar la energía necesaria para comprimir un gas a unas condiciones específicas de succión y descarga.

$$\frac{HP}{Etapa} = 3.03 \frac{Qg * T1}{E} * \left( \frac{Z1 + Z2}{2} \right) * \left( \frac{K}{K+1} \right) * \left( \frac{Psc}{Tsc} \right) * \left[ \left( \frac{P2}{P1} \right)^{\left( \frac{K-1}{K} \right)} - 1 \right]$$

**(Ecuación 25)**

Donde:

E=Eficiencia global (Para reciprocante de baja presión E=0.83-0.90)

Qg= Flujo de gas (MMSCFD)

K=1.3-(0.31)\*(yg-0.55)

T1=Temperatura de succión (°R)

P1=Presión de succión (PSIA)

P2=Presión de descarga (PSIA)

Tsc=Temperatura a condiciones estándar (°R)

Psc=Presión a condiciones estándar (PSIA)

Z1, Z2=Factor de compresibilidad (Succión y Descarga)

Para realizar el cálculo necesario de (HP/ETAPA) debe hallarse antes un presión intermedia o presión inter-etapa (Ecuación 26), a la cual debe asumírsele un  $\Delta P = 5$  PSIA para reflejar la perdida de presión provocada por el intercambiador de calor (Cooler).

$$P_{int} = \frac{\Delta P}{2} + \sqrt{P1 * P2} \quad (\text{Ecuación 26})$$

Donde:

$\Delta P$  = Perdida de presión provocada por el intercambiador de calor (5 PSIA)

P1=Presión de succión (PSIA)

P2=Presión de descarga (PSIA)

$$P_{int} = \frac{5}{2} + \sqrt{55 * 850}$$

$$P_{int} = \mathbf{218.71 \text{ PSIA}}$$

Y a su vez una temperatura de descarga (Ecuación 27) por etapa, esta temperatura debe ser hallada ya que la temperatura no debe exceder 302 °F\*, debido a que si se sobrepasa esta temperatura los sellos del compresor empezaran a fallar.

$$TD = T1 * \left[ \left( \frac{\left( \frac{P2}{P1} \right)^{\frac{k-1}{K}} - 1}{Eisen} \right) \right] \quad (\text{Ecuación 27})$$

---

\* Arnold k, Gas Dehydration Field manual, 2001.

Donde:

E=Eficiencia global (Para reciprocante de baja presión E= (0.83-0.90)

K=1.3-(0.31)\*(yg-0.55)

T1=Temperatura de succión (°R)

P1=Presión de succión (PSIA)

P2=Presión de descarga de la etapa (PSIA)

$$TD = 550 * \left[ \left( \frac{\left( \frac{218.71}{55} \right)^{\left( \frac{1.27-1}{1.27} \right)} - 1 \right)}{0.85} \right]$$

$$TD = 280.15^{\circ}F$$

Teniendo en cuenta lo anterior se procede a realizar los respectivos cálculos de potencia entre etapas (2 Etapas Tabla 16) como lo muestra la siguiente tabla:

<b>Tabla 16. HP/Etapa</b>			
<b>ETAPA 1</b>		<b>ETAPA 2</b>	
<b>Pin</b>	55 PSIA	<b>Pin</b>	213.7 PSIA
<b>Pd</b>	218.71PSIA	<b>Pd</b>	850
<b>Z1</b>	0.94	<b>Z1</b>	0.95
<b>Z2</b>	0.95	<b>Z2</b>	0.92
<b>HP</b>	21.5 HP	<b>HP</b>	20.2 HP

**4.2.3 Simulación etapa de compresión.** Posteriormente se procede a cargar los cálculos con el software **HYSYS V 8.0** el cual se utilizó para simular el proceso de compresión.

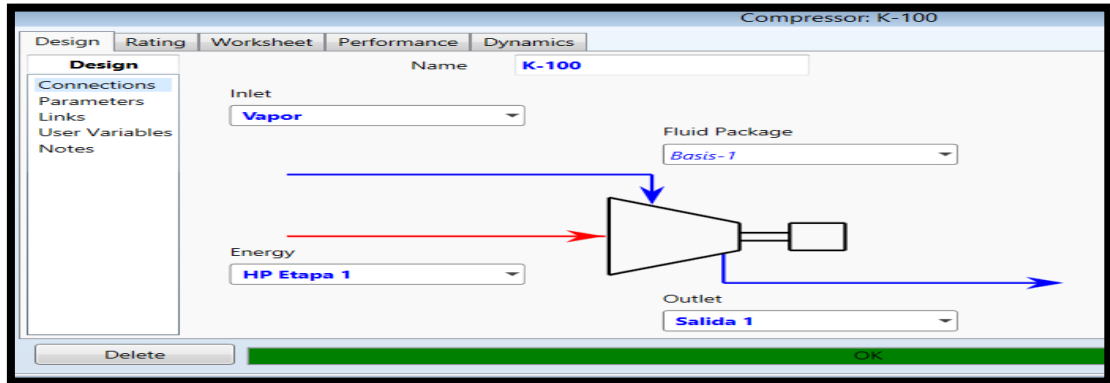
El gas que sale del separador trifásico alimenta al tren de compresión después de ser debidamente saturado. Las condiciones de entrada del gas son Presión: 55 PSIA, T= 90 °F Y 0.2344 MMSCFD, posteriormente el gas entra al primer separador

en donde se elimina el exceso de líquidos antes de entrar a la primera etapa de compresión.

Figura 22. Parámetros de la 1 etapa de compresión

Name	Vapor	Salida 1	HP Etapa 1
Vapour	1.0000	1.0000	<empty>
Temperature [F]	90.00	281.0	<empty>
Pressure [psia]	55.00	219.3	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	0.2344	0.2344	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	615.9	615.9	<empty>
LiqVol Flow [USGPM]	3.174	3.174	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.525e+004	-3.302e+004	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	42.26	43.04	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-9.073e+005	-8.499e+005	5.741e+004

Figura 23. Líneas de la Primera etapa de compresión



En el compresor el gas es comprimido hasta 219 PSIA a una temperatura de 270°F, con lo cual se puede observar que los cálculos teóricos de diseño son correctos ya que son muy similares.

Consecuentemente el gas debe ser enviado a un Cooler o Aero – Enfriador para bajar su temperatura para que esta no exceda los 302 °F y dañe los empaques del compresor provocando fallas en el sistema.

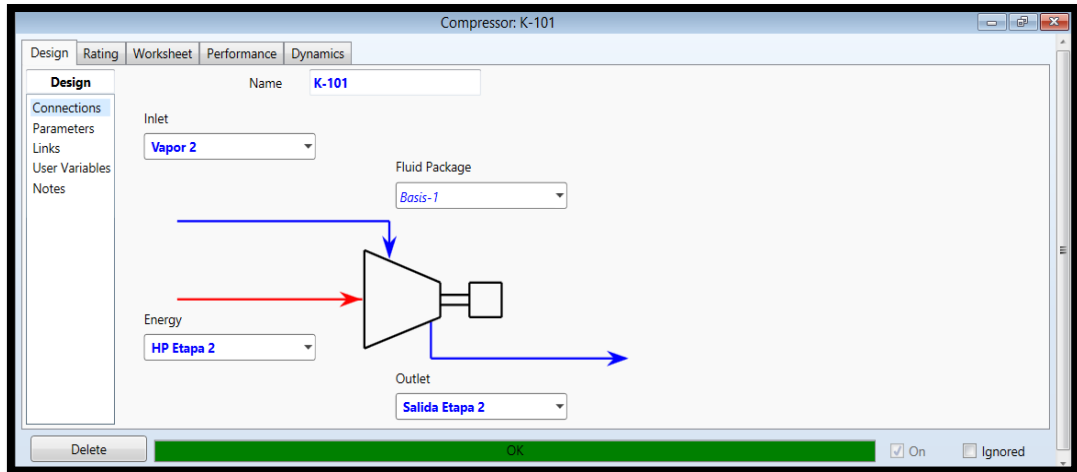
Seguidamente el gas ingresa a un segundo separador para recoger condensados de la primera etapa y entra a esta a condiciones de 110 °F debido a que la temperatura de succión de la siguiente etapa debe estar entre (25 y 30 °F) por encima de la temperatura del aire) y 214 PSIA, 5 PSIA menos que la presión de descarga de la primera etapa consecuente de la perdidas de presión en el Cooler.

Figura 24. Parámetros del primer Cooler

Cooler: E-100							
		Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	
<b>Worksheet</b>	Name			Salida 1	Salida Cooler 1	Duty Cooler 1	
	Conditions	Vapour		1.0000	0.9895	<empty>	
	Properties	Temperature [F]		281.0	110.0	<empty>	
	Composition	Pressure [psia]		219.3	214.3	<empty>	
	PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]			0.2344	0.2344	<empty>
		Mass Flow [lb/hr]			615.9	615.9	<empty>
		Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]			3.174	3.174	<empty>
		Molar Enthalpy [Btu/lbmole]			-3.302e+004	-3.534e+004	<empty>
		Molar Entropy [Btu/lbmole-F]			43.04	39.50	<empty>
		Heat Flow [Btu/hr]			-8.499e+005	-9.096e+005	5.968e+004

En la segunda etapa de compresión es gas es comprimido hasta 855 PSIA debido que hay que prever las pérdidas de presión de 5 PSIA del segundo Cooler.

Figura 25. Líneas de la Segunda etapa de compresión



El gas aumenta su temperatura de 110 a 310 °F al pasar el 2 compresor y respectivamente se reduce con un Aero – Enfriador a temperatura ambiente (90°F), se vuelven a recoger condensados y la corriente deja el tren de compresión a condiciones de 850 PSIA Y 90 °F para entrar a la siguiente etapa de deshidratación.

Figura 26. Parámetros de la segunda etapa de compresión

	Vapor 2	Salida Etapa 2	HP Etapa 2
Name	Vapour	Salida Etapa 2	HP Etapa 2
Conditions	1.0000	1.0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	110.0	310.9
Composition	Pressure [psia]	214.3	855.0
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	0.2319	0.2319
	Mass Flow [lb/hr]	604.2	604.2
	LiqVol Flow [USGPM]	3.143	3.143
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.463e+004	-3.241e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	39.75	40.49
	Heat Flow [Btu/hr]	-8.819e+005	-8.255e+005
			5.642e+004

Figura 27. Parámetros del segundo Cooler

Cooler: E-101					
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	
<b>Worksheet</b>		Name	Salida Etapa 2	Salida Cooler 2	Duty Cooler 2
Conditions		Vapour	1.0000	0.9320	<empty>
Properties		Temperature [F]	310.9	90.00	<empty>
Composition		Pressure [psia]	855.0	850.0	<empty>
PF Specs		Molar Flow [MMSCFD]	0.2319	0.2319	<empty>
		Mass Flow [lb/hr]	604.2	604.2	<empty>
		Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3.143	3.143	<empty>
		Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.241e+004	-3.591e+004	<empty>
		Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	40.49	35.07	<empty>
		Heat Flow [Btu/hr]	-8.255e+005	-9.146e+005	8.916e+004

A continuación se muestra el diagrama montado en el simulador (Figura 88) y la corriente que entra de alimento en la planta de deshidratación.

Figura 28. Diagrama compresión (2 etapas)

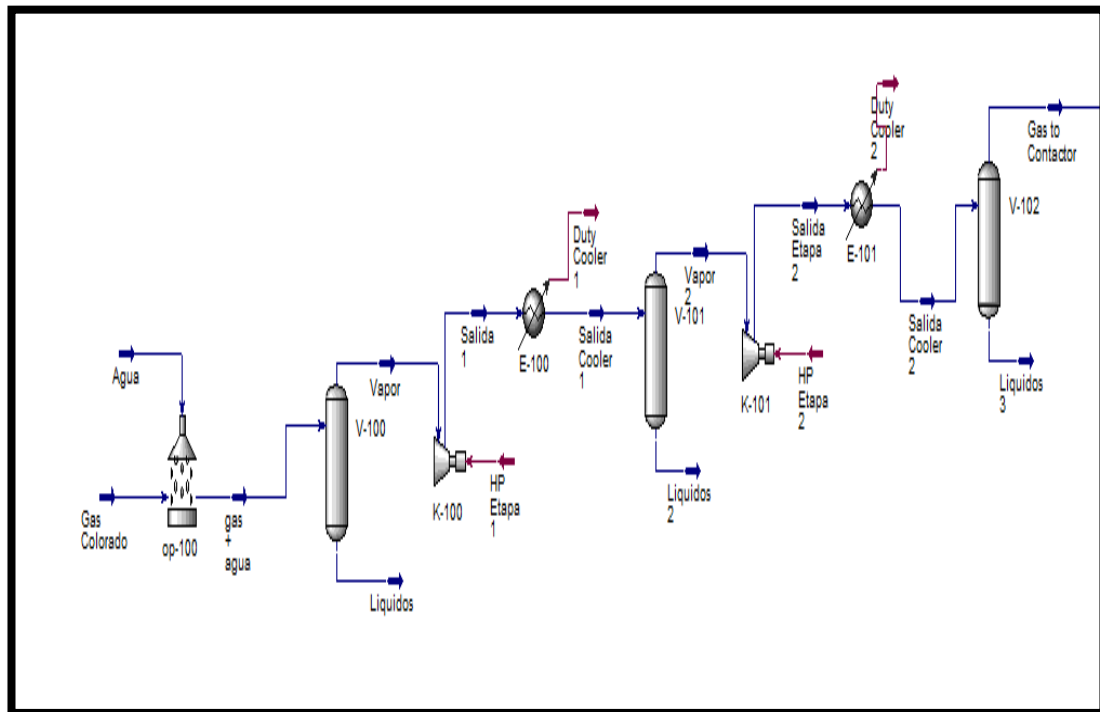


Figura 29. Diagrama de compresión 2 etapas (HYSYS)

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Methane	0.7518	0.7518	0.2327	0.0000
Ethane	0.0923	0.0923	0.0982	0.0000
Propane	0.0582	0.0582	0.1529	0.0000
Nitrogen	0.0340	0.0340	0.0044	0.0000
n-Butane	0.0212	0.0212	0.1370	0.0000
i-Butane	0.0122	0.0122	0.0612	0.0000
Oxygen	0.0120	0.0120	0.0027	0.0000
n-Pentane	0.0052	0.0052	0.0777	0.0000
i-Pentane	0.0057	0.0057	0.0698	0.0000
n-Hexane	0.0011	0.0011	0.0367	0.0000
2-Mpentane	0.0011	0.0011	0.0301	0.0000
CO2	0.0019	0.0019	0.0011	0.0000
3-Mpentane	0.0005	0.0005	0.0159	0.0000
Total	1.00000			

### 4.3 DISEÑO PLANTA DE DESHIDRATACIÓN

El proceso de deshidratación es requerido debido a la posible formación de hidratos en las valvulas de inyección, los cuales se producen debido al alto contenido de agua que contiene el gas. Con este diseño se pretende reducir notablemente el contenido de agua en el gas para un funcionamiento óptimo del sistema de inyección.

Para el diseño existen 4 parámetros claves\*:

- Eficiencia de remoción de agua ( $E_w$ ).
- Concentración de Trietilén Glicol **TEG** (Wt%).
- Relación de circulación (CR).
- Numero de etapas (N).

Teniendo en cuenta con lo anterior se procede a realizar el diseño:

\* Arnold k, Gas Dehydration Field manual, 2001.

**4.3.1 Eficiencia de remoción de agua ( $E_w$ ).** La  $E_w$  es la relación que existe entre el contenido inicial del agua del gas al entrar al contactor y el contenido deseado de agua en el gas a la salida del proceso (Ecuación 28).

$$E_w = \frac{(W_{in} - W_{out})}{W_{in}} \quad (\text{Ecuación 28})$$

Donde:

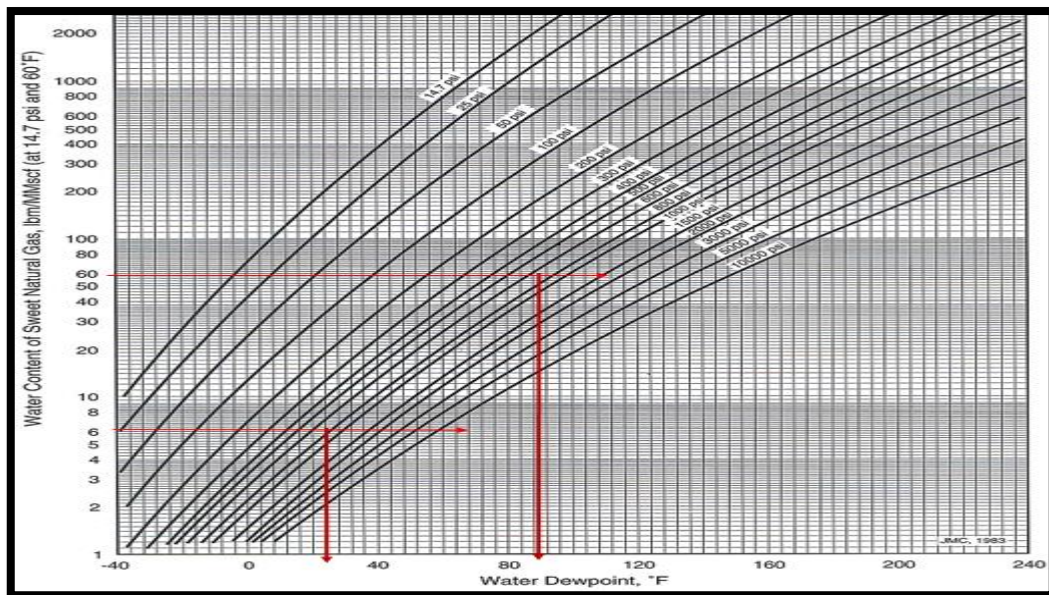
$W_{in}$  = Contenido de agua en el gas de entrada (lb/MMSCFD).

$W_{out}$  = Punto de rocío del agua requerido que sale del absorbedor (lb/MMSCFD).

$E_w$  = Eficiencia de remoción.

Para hallar estos valores se procede a utilizar el nomograma (Gráfica 1), en donde se entra con la temperatura del gas de entrada y se corta con la presión y se sale con el punto de rocío del contenido de agua deseado.

**Gráfica 1. Punto de rocío del agua.**



$$E_w = \frac{(57.74 - 6)}{57.74}$$

$$E_w = 0.90$$

#### 4.3.2 Concentración de Trietilén *Glicol TEG* (Wt%):

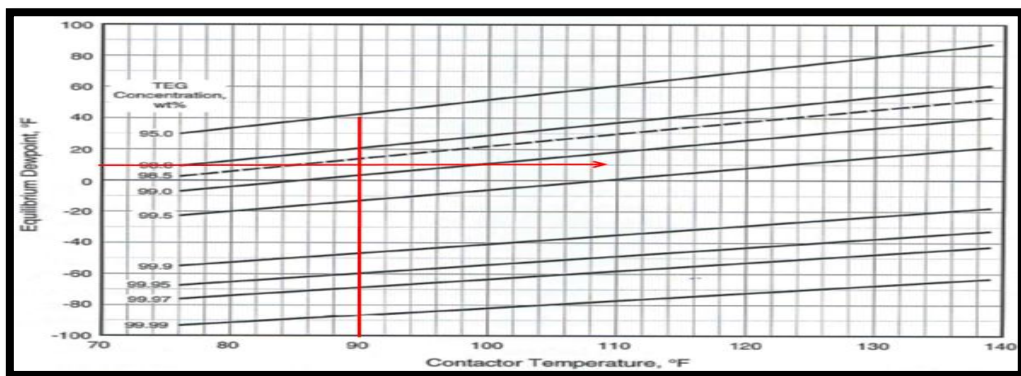
La concentración de TEG pobre (debido a que aún no despoja agua), está en función de dos parámetros temperatura del contactor y del punto de roció del agua el cual fue hallado anteriormente (24 °F).

Para hallar **Wt%** se debe plantear la siguiente relación (Ecuación 28):

$$Pto\ Rocio\ en\ Equilibrio = (Pto\ Rocio\ Real) - (Aproach) \text{ (Ecuación 29)}$$

En donde el punto de roció real es (24°F) y el aproach es un aproximado que va desde 9 a 18°F, el valor más común es de 14°F. Teniendo en cuenta lo anterior el punto de roció en equilibrio es de 10°F. Con este dato y la temperatura del contactor (90°F) se ingresa al nomograma (Gráfica 2) y se corta **Wt%**.

Gráfica 2. Concentración de TEG pobre.

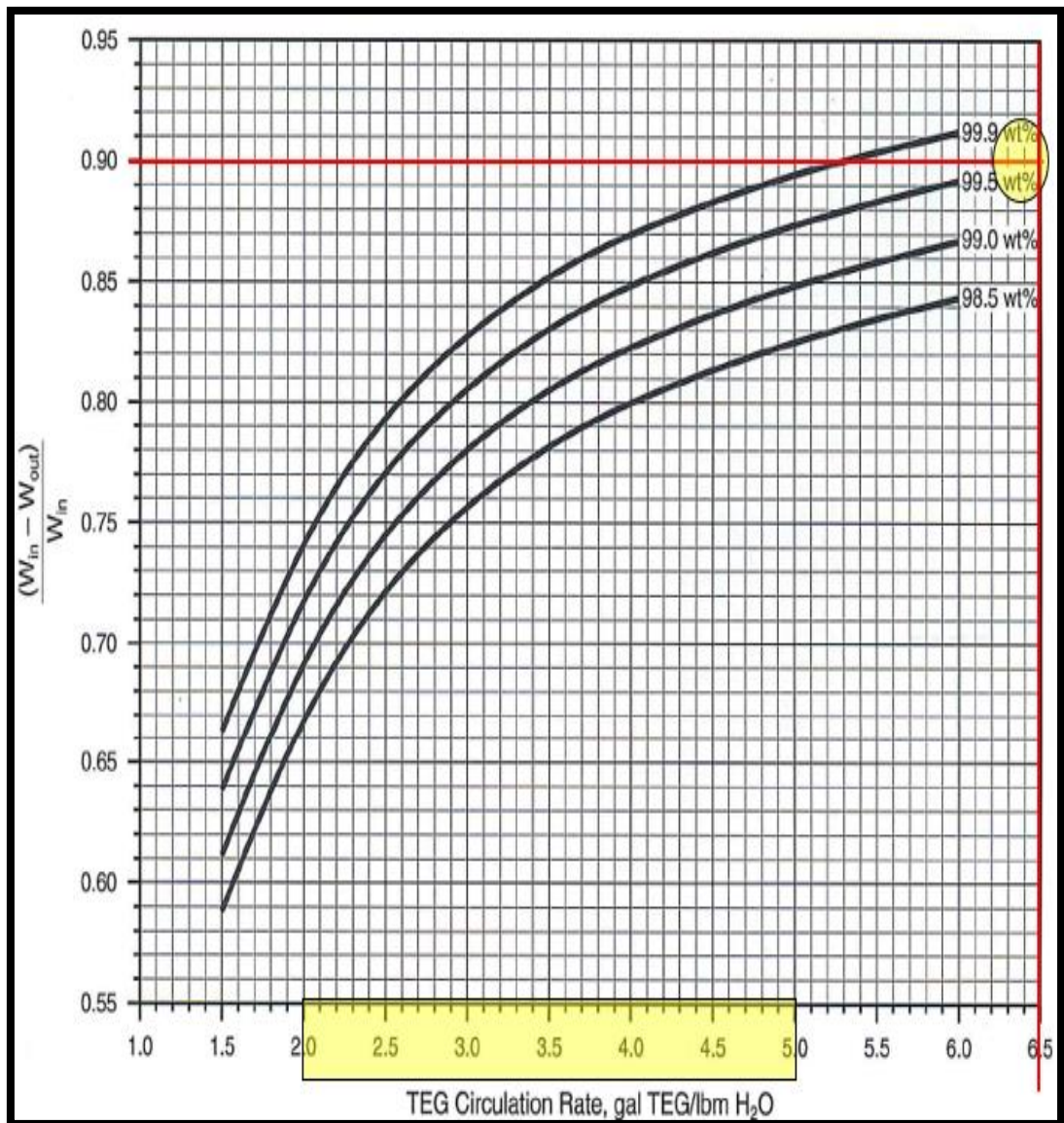


La concentración de TEG pobre fue de **98.7 %**, con lo cual se determina que no es necesario en el sistema gas de STRTPPLING.

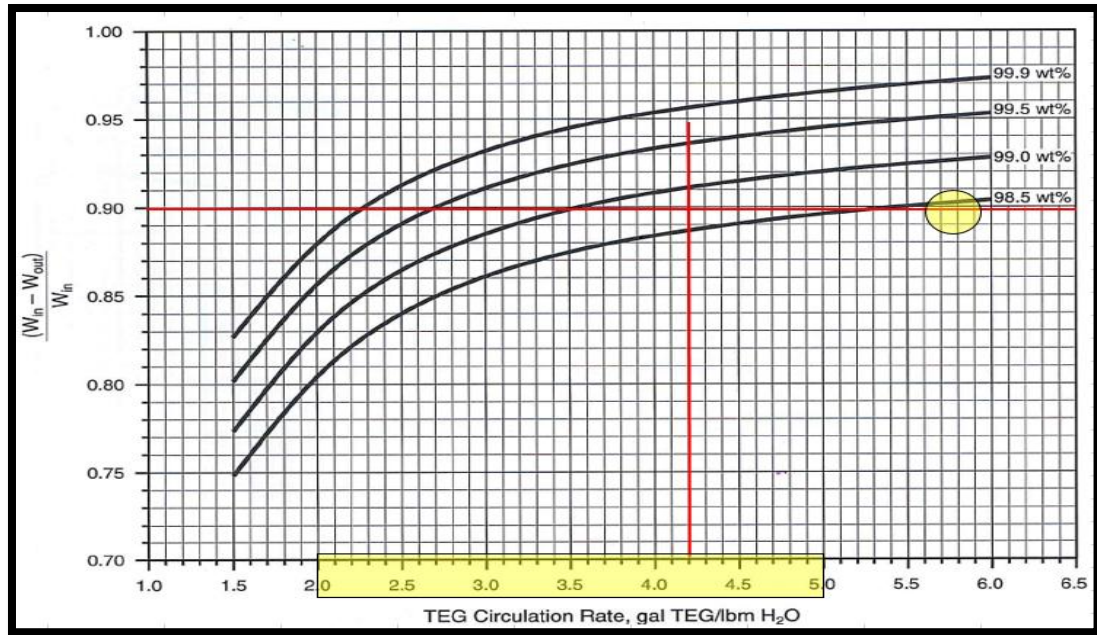
**4.3.3 Numero de etapas (N).** El número de etapas es hallado teniendo en cuenta La concentración de TEG y la eficiencia de agua removida, estas dos variables

generaran distintos cortes en los nomogramas (Graficas 4, 5, 6, 7,8) en donde se busca la intercepción más equitativa en un rango de 2 a 5 en el eje X (TEG Circulation Rate, Gal TEG/LbmH20).

Gráfica 3. Numero de etapas para N= 1



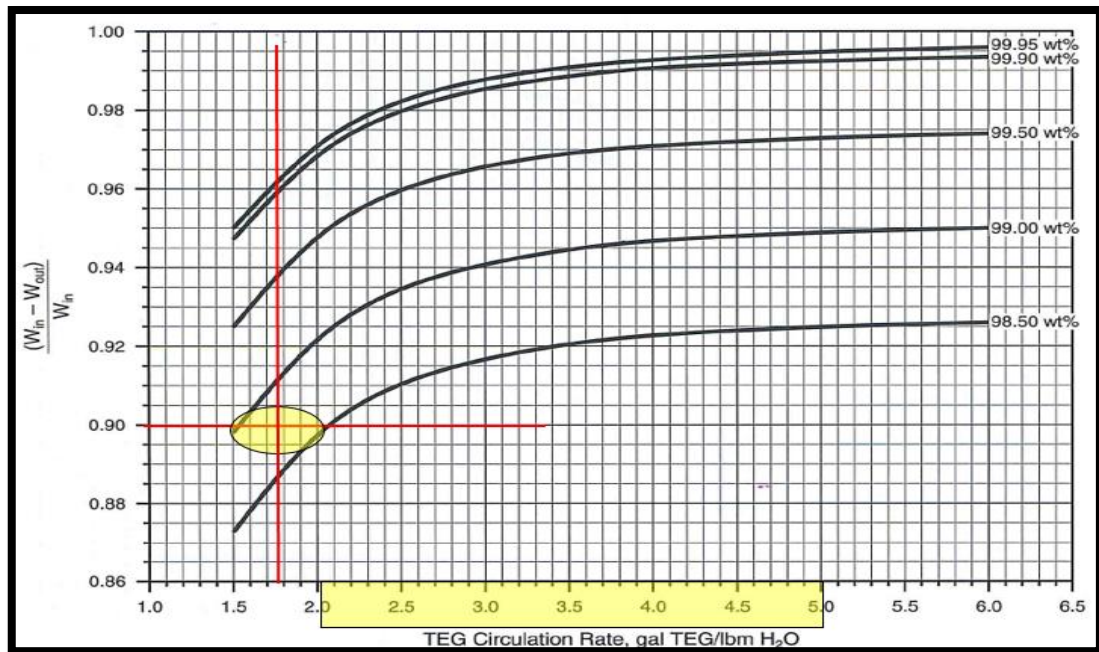
Gráfica 4. Numero de etapas para N= 1.5



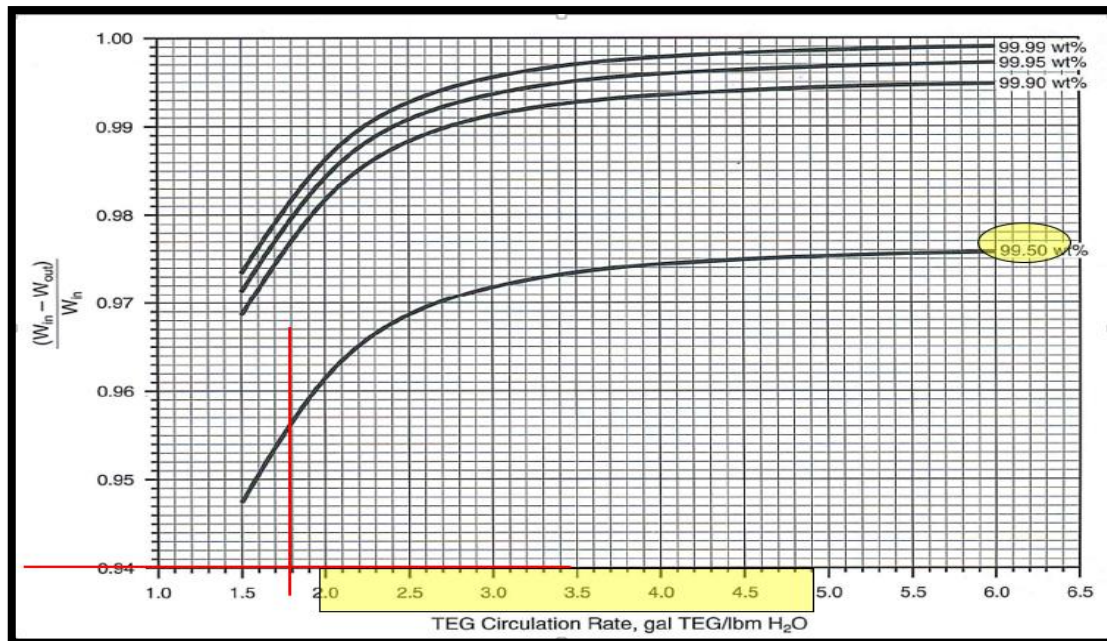
Gráfica 5. Numero de etapas para N= 2



Gráfica 6. Numero de etapas para N= 2.5



Gráfica 7. Numero de etapas para N= 3



Observando la gráfica 5 se determinó que el número de etapas teóricas es de **1.5**, teniendo en cuenta que la relación entre etapas reales a teóricas es de  $4^*$ , se aproxima a **2** las teóricas y por lo tanto **8** reales.

**4.3.4 Relación de circulación (CR).** La relación de circulación optima es de 4.2 Gal TEG/lbm H<sub>2</sub>O pasando esta relación a GPM (galones/minuto) tendremos 0.020 GPM, por lo tanto es mejor manejarlo en unidades de Gal/h (galones/hora) para obtener 1.18 Gal/h.

**4.3.5 Altura de la Torre** Esta altura es hallada teniendo en cuenta el número de platos reales (Nr)

$$H (\text{torre}) = (N_r - 1) * 2\text{ft} + 10\text{ft} \text{ (Ecuación 30)}$$

$$H (\text{torre}) = (8 - 1) * 2\text{ft} + 10\text{ft}$$

$$H (\text{torre}) = \mathbf{24\text{ft}}$$

**4.3.6 Velocidad permisible del gas.** La velocidad permisible está en función de dos factores K y C los cuales son hallados de la siguiente forma.

**Tabla 17. Constantes K y C para empaque de torres**

<b>Recommended Sizing Parameters for TEG Contactors</b>		
	<b>K factor, ft/sec</b>	<b>C factor, ft/hr</b>
<b>Bubble Cap Trays</b>		
20 inch spacing	0.14	504
24 inch spacing	0.16	576
30 inch spacing	0.17	612
<b>Packing</b>		
Structured	0.3 to 0.4*	1080-1440*
Random		
1 inch Pall rings	0.13 to 0.18	468-648
2 inch Pall rings	0.19 to 0.26	684-936
* Depending on packing density and vendor		

Fuente: El autor

\* Jhon campbel, Gas conditioning and processing, volume 1, 1984.

Teniendo en cuenta el parámetro escogido anteriormente de **Bubble Cap** y un espaciamiento de 24 in los factores escogidos son 0.16 para K y 576 para C.

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_{\text{TEG}} - \rho_{\text{GAS}}}{\rho_{\text{GAS}}}} \quad (\text{Ecuación 31})$$

$$v = 0.16 \sqrt{\frac{69.26 - 0.0895}{0.0895}}$$

$$v = \mathbf{4.448 \text{ ft/seg}}$$

**4.3.7 Diámetro de la torre** El diámetro de la torre está relacionado con el caudal de gas ( $Q_g$ ) factor de compresibilidad ( $Z$ ), la constante C hallada en la figura () y presión ( $P$ ) y velocidad ( $v$ ).

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * Q_{\text{gas}} * Z * C}{P * 2.023}} \quad (\text{Ecuación 32})$$

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * 0.2162 * 0.94 * 576}{850 * 2.023}}$$

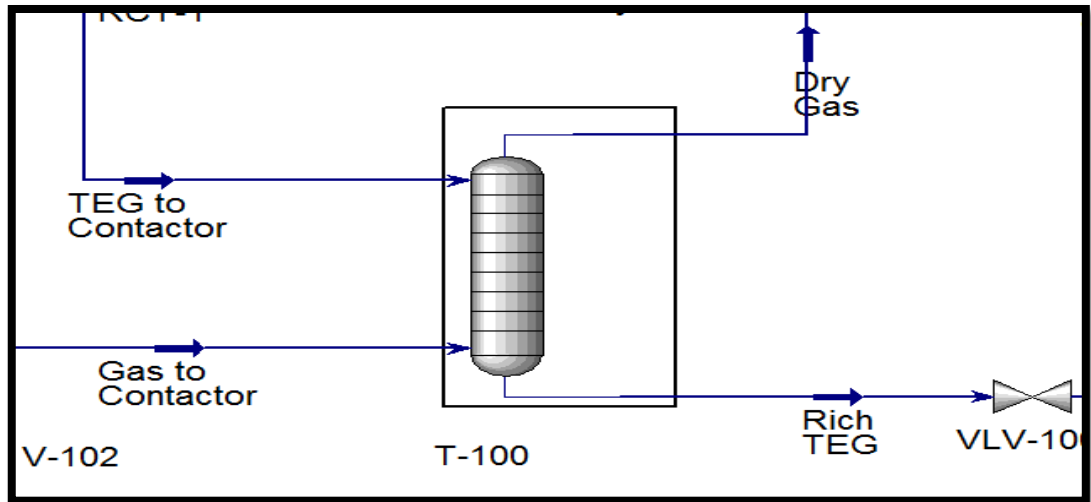
$$D = \mathbf{2.011 \text{ ft}}$$

#### 4.4 SIMULACION PLANTA DE DESHIDRATACION

Ahora, en el software **HYSYS V.8** se cargaron los datos de entrada al tren de deshidratación como alimento al contactor de: 0.2162 MMSCFD, presión de 850 PSIA, temperatura de 90 °F y un contenido de agua de 295 lb/MMSCFD.

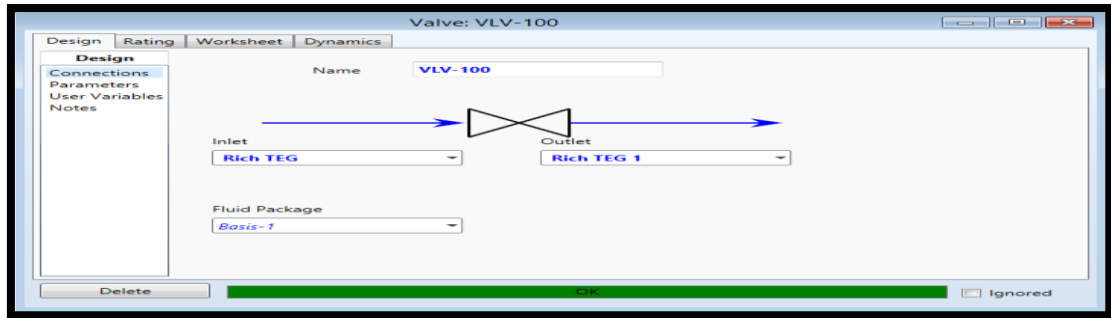
Al contactor va entrar una corriente de TEG (**Tope**) la cual debe estar 10°F por encima de la corriente de alimento (**Base**) es decir 100°F para que no halla perdidas en el contactor de TEG y debe haber un delta de presión de 5 PSIA entre las dos corrientes para que haya circulación. Adentro de la columna se introducen el número de etapas reales (**8**) con una eficiencia de 25% en cada plato de la torre de platos con un interal type de Bubble Cap.

Figura 30. Configuración de la torre de contacto GAS - TEG



Ahora al TEG rico se le debe bajar la presión a 74.7 PSIA con una válvula la cual flashea la corriente para que pueda entrar a un separador y eliminar el los hidrocarburos arrastrados con el despojo de agua.

Figura 31. Válvula VLV-100



Antes de entrar al separador se calienta la corriente con una corriente proveniente de la columna de destilación llamada (TEG LEAN).

Intercambiador de Calor L/R HEX. Este intercambiador se encarga de calentar la corriente de Rich TEG que ingresará al regenerador, el intercambio de temperatura se realiza con la corriente que sale de este mismo equipo. La corriente de Rich TEG ingresa al intercambiador a una temperatura de 105 °F y sale a 200 °F.

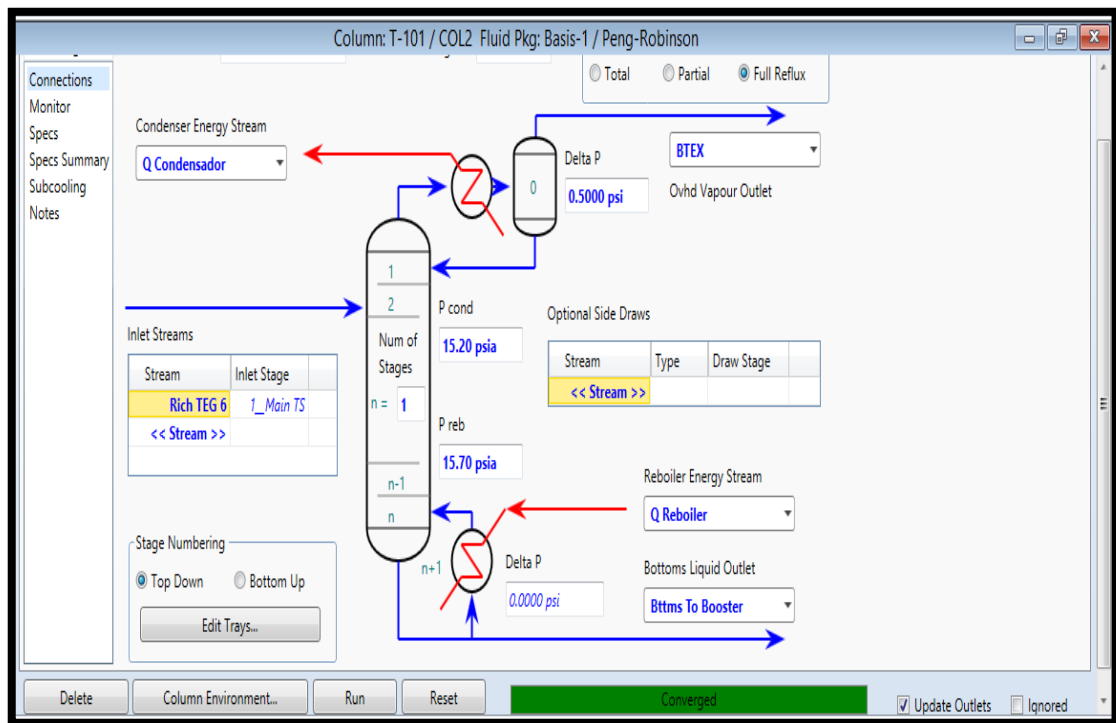
Figura 32. Parámetros del intercambiador de calor TEG rich/ TEG lean

Worksheet	Name	Rich TEG 2	Rich TEG 3	Lean TEG 2	Lean TEG 3
Conditions	Vapour	0.0234	0.0252	0.0000	0.0000
Properties	Temperature [F]	105.7	200.0	291.1	197.2
Composition	Pressure [psia]	69.70	59.70	45.70	35.70
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	9.820e-004	9.820e-004	7.418e-004	7.418e-004
	Mass Flow [lb/hr]	11.80	11.80	11.28	11.28
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	2.125e-002	2.125e-002	2.000e-002	2.000e-002
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.707e+005	-2.646e+005	-3.071e+005	-3.152e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	32.17	42.20	59.74	48.23
	Heat Flow [Btu/hr]	-2.919e+004	-2.853e+004	-2.502e+004	-2.568e+004

Ahora en la etapa de destilación o etapa regeneradora de glicol (TEG), esta unidad consiste en un condensador, un rehervidor y una etapa ideal.

La corriente de TEG RICH debe entrar a una presión casi atmosférica debido a que esa es la presión de funcionamiento el quipo, luego hay que asignar temperaturas al rehervidor la cual debe ser de 390°F debido a que la temperatura de degradación del TEG es de 404°F, y una temperatura de 214 °F (100 °C) para el condensador\*, para que se evapore toda el agua contenida en el TEG RICH. El gas sale del deshidratador como la corriente de TEG LEAN, la cual como se mencionó antes entrega calor a la corriente de TEG RICH.

Figura 33. Características del intercambiador de calor TEG rich/ TEG lean



A continuación se presentan las condiciones, propiedades y composición de la corriente TEG regenerada en las figuras 35, 36, 37.

\* Jhon campbel, Gas conditioning and processing, volume 1, 1984.

Figura 34. Condiciones de TEG regenerado

Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet	Stream Name	Lean TEG 1
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000
Properties	Temperature [F]	390.0
Composition	Pressure [psia]	55.70
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	7.418e-004
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	11.28
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	2.000e-002
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.976e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	71.59
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-2.424e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	0.6862
	Fluid Package	Basis-7
	Utility Type	

Figura 35. Propiedades de TEG regenerado

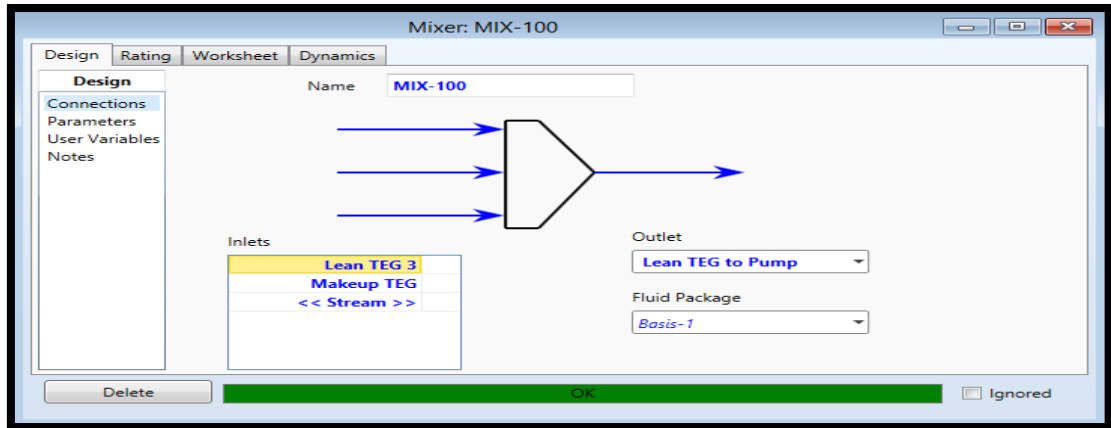
Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Mocyclohexane	Mole Fractions	Liqu
Conditions	n-Heptane	0.0000	
Properties	Cyclohexane	0.0000	
Composition	i-Bcychexane	0.0000	
Oil & Gas Feed	3-Mhexane	0.0000	
Petroleum Assay	2-Mhexane	0.0000	
K Value	Benzene	0.0000	
User Variables	Toluene	0.0000	
Notes	22-Mpropane	0.0000	
Cost Parameters	TEGlycol	0.9117	
Normalized Yields	H2O	0.0882	
	Total	1.00000	

Figura 36. Composición de TEG regenerado

Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Stream Name	Lean TEG 1	Lic
Conditions	Molecular Weight	138.5	
Properties	Molar Density [lbmole/ft3]	0.4363	
Composition	Mass Density [lb/ft3]	60.42	
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [barrel/day]	0.7981	
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [Btu/lb]	-2149	
K Value	Mass Entropy [Btu/lb-F]	0.5169	
User Variables	Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	101.1	
Notes	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.7301	
Cost Parameters	LHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole]	1.274e+006	1.
Normalized Yields	HHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole]	1.388e+006	1.
	HHV Mass Basis (Std) [Btu/lb]	1.002e+004	1.
	CO2 Loading	<empty>	
	CO2 Apparent Mole Conc. [lbmole/ft3]	3.035e-008	3

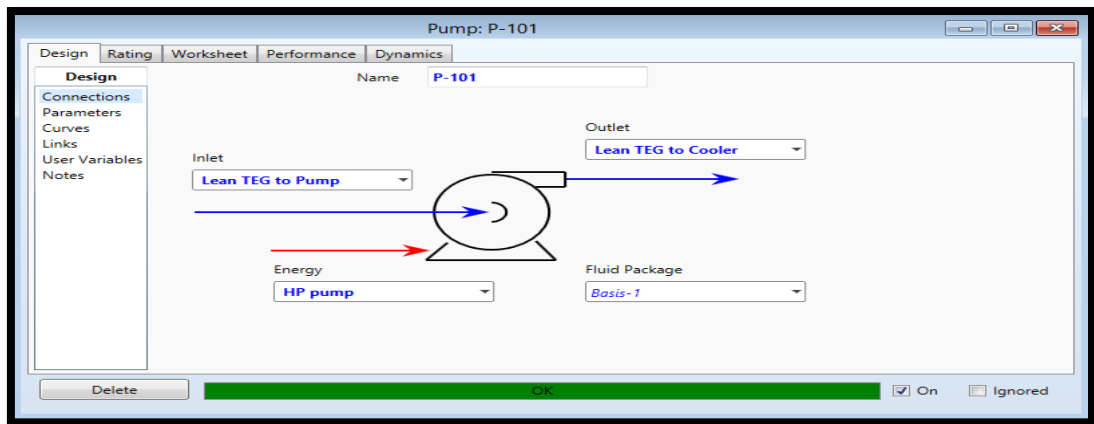
Luego con ayuda de una bomba se le suministra la presión necesaria para alcanzar un mixer (MEZCLADOR) en donde se le agrega el TEG NUEVO es decir **1.18 Gal/h.**

Figura 37. Configuración del mezclador MIX-100



Seguido a esto la mezcla de las dos corrientes se le aumenta la presión a la requerida para inyectar (850 PSIA) con una bomba y se recircula a la columna del contactor.

Figura 38. Configuración de la bomba P-101



Por último el gas entra a la torre contactora (figura41) en donde sale el gas deshidratado con un flujo de 0.2159 MMSCFD temperatura de 92 °F y una presión de 830 PSIA. A continuación se presenta el diagrama (Figura 40) realizado en el software:

Figura 39. Esquema de deshidratación.

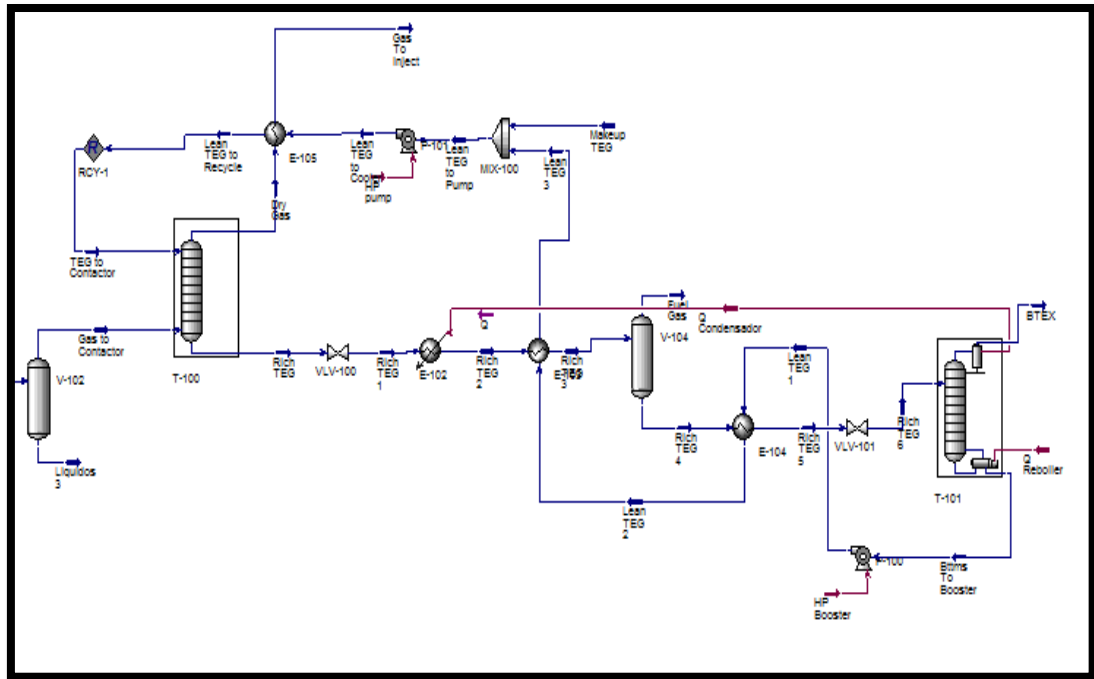


Figura 40. Condiciones del gas a inyectar

Material Stream: Gas To inject		
Worksheet	Attachments	Dynamics
<b>Worksheet</b>	Stream Name	<b>Gas To inject</b>
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000
Properties	Temperature [F]	92.06
Composition	Pressure [psia]	830.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	0.2159
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	520.7
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	2.843
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.396e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.14
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-8.051e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	3.822e+004
	Fluid Package	<i>Basis-1</i>
	Utility Type	

## 5. SELECCIÓN DE TUBERÍA PARA LA DISTRIBUCIÓN E INYECCIÓN DEL GAS

En la industria de tuberías existe un código que regula todos los estándares de calidad en el diseño de tuberías de gas. El Código establece los requerimientos considerados como necesarios para el diseño seguro y la construcción de tuberías a presión. Aunque la seguridad es la consideración básica, este factor solamente no será el que determine las especificaciones finales de cualquier sistema de tuberías. Se previene a los diseñadores, que el Código no es un manual de diseño; no elimina la necesidad del diseñador o del buen criterio del ingeniero competente.

Hasta el grado en que sea posible hacerlo, los requerimientos de diseño del Código se enuncian en términos de principios y fórmulas de diseño básico. Los mismos se complementan según sea necesario, con requerimientos específicos para asegurarse la aplicación uniforme de los principios y para guiar la selección y aplicación de elementos de tubería. El Código prohíbe el diseño y las prácticas que se conozca que son inseguras y contiene advertencias donde se explica la precaución aunque no se llega a la prohibición.

El Código se halla bajo la dirección del Comité **B31.8 de ASME**, Código para Tubería a Presión, que se halla organizado y opera bajo los procedimientos de la Sociedad Estadounidense de Ingenieros Mecánicos (**American Society of Mechanical Engineers, ASME**) la que ha sido acreditada por el Instituto Estadounidense de Estándares Nacionales (American National Standards Institute, ANSI). El Comité funciona continuamente, y mantiene todas las Secciones del Código al corriente con los nuevos desarrollos de materiales, construcción y práctica industrial.

El Código de ASME para Tubería a presión, consiste de varias secciones publicadas individualmente, siendo cada una de ellas un Estándar Nacional Estadounidense.

Bajo estos estándares únicos de calidad vamos a diseñar las tuberías y válvulas necesarias para el transporte de gas que requiere la el equipo de gas lift en campo escuela Colorado.

## **5.1 CARACTERÍSTICAS DEL DISEÑO**

Los aspectos generales que se deben tener en cuenta a la hora de elegir y diseñar la tubería son los siguientes:

- Todas las tuberías deben estar regidas por las normas de estándares de calidad establecidas para la fabricación y diseño que se encuentran en la industria
- Los materiales requeridos deberán estar nuevos y en perfectas condiciones
- El diseño, fabricación, materiales y accesorios de la tubería que se va a utilizar tienen que cumplir con todas las normas.
- Dependiendo de la forma de instalación de la tubería, es decir, si se va a instalar por debajo o sobre la superficie se necesita un sistema de protección catódica adecuado para la longitud de tubería que se va a manejar, mediante una fuente de corriente auxiliar para mitigar los daños que esto conlleva en la tubería. Si la tubería se instala en superficie no es necesario utilizar protección catódica.

## **5.2 TIPO DE TUBERÍA**

Las tuberías en la industria petrolera en su mayoría son fabricadas en materiales de acero al carbón y sus aleaciones de acero inoxidable.

Teniendo en cuenta su tamaño estándar estas tuberías son nombradas de acuerdo a su espesor o número de cédula y diámetro nominal. El número de cédula determina la presión de operación y la tensión permitida en el material de la tubería.

Cuanto mayor sea el número de cédula mayor es el espesor de la tubería y por consiguiente menor será su diámetro interno.

En los estándares de tubería y accesorios que se manejan en la industria tenemos que ser muy precavidos debido a los altos valores de temperatura y presión. Por seguridad se debe elegir un tipo de tubería que tolere la temperatura y presión que se suministran en el transporte de gas para la inyección y recolección de gas en el sistema de gas lift. Por tal motivo existe una identificación para el tipo de tubería que se debe utilizar. “**PIPING CLASS**” es la identificación de tuberías que por medio de 4 dígitos que determina la tubería según las pruebas de presión y temperatura que se debe utilizar. El primer dígito es la designación del material de la tubería, el segundo dígito es el ASME rating, el tercer dígito hacer referencia a los requerimientos especiales y el último dígito corresponde a la tolerancia de los materiales a la corrosión.

Teniendo en cuenta los cálculos realizados anteriormente para determinar la presión de inyección y la temperatura de operación se realizará la selección adecuada de la tubería y accesorios que se van a requerir para el sistema de inyección y recolección de gas en campo escuela Colorado.

Con respecto al material las presiones y temperaturas que se manejan en el proceso y estudiando detalladamente las normas que rigen la construcción, diseño de tubería que se encuentra en las diferentes normas que regulan estas prácticas en la industria petrolera la tubería seleccionada para el flujo de gas en el Campo escuela colorado fue la siguiente:

La tubería, válvulas y accesorios deben cumplir con la clase de tubería **A3A2** en donde:

A: Acero al carbón, ASTM A 203 Gr.A\*

3: ASME Rating Class 400

A: Sin requerimiento especiales

2: Tolerancia de corrosión (1/8)

Para escoger el diámetro de la tubería que se va a emplear para el flujo de gas para la alimentación del sistema de levantamiento gas lift es necesario recurrir a la norma API 5L en donde se muestran las especificaciones de las tuberías que existen para el transporte de fluidos.

Teniendo en cuenta las presiones y temperatura que vamos a manejar en el proceso las cuales ya hemos calculado y se muestran en los capítulos anteriores podemos encontrar que la mejor opción de tubería es de 2 pulgadas. En tal caso la tubería escogida debe ser API 5L\* 2 in **GrA**

### 5.3 PROTECCIÓN DE LA TUBERÍA

En términos técnicos simplificados, la corrosión ha sido definida como la destrucción de un metal por reacción química o electroquímica por el medio ambiente y representa la diferencia entre una operación libre de problemas con gastos de operación muy elevados.

Para efectos prácticos, es casi imposible eliminar la corrosión y el secreto efectivo de la ingeniería en este campo radica más en su control, que en su eliminación

---

\* Valves-Flanged Threaded and Welding End Table 2-1.3 Ratings for group 1.3 materials

\* API SPECIFICATION 5L Table 4-Standard-wall Threaded Line Pipe Dimensions, Weights, and Test Pressures  
(U.S. Customary and SI Units)

siendo necesario tomar en cuenta el fenómeno corrosivo desde el diseño de las instalaciones y no después de ponerlas en operación.

**5.3.1 Métodos para controlar la corrosión** Existen cuatro métodos comúnmente utilizados para controlar la corrosión en tuberías, estos son recubrimientos protectores y revestimientos, protección catódica, selección de materiales e inhibidores de corrosión.

**5.3.1.1 Recubrimientos y revestimientos** Estas son las principales herramientas contra la corrosión, a menudo son aplicados en conjunción con sistemas de protección catódica para optimar el costo de la protección de tuberías.

**5.3.1.2 Protección Catódica** Es una tecnología que utiliza corriente eléctrica directa para contrarrestar la corrosión externa del metal del que está constituido la tubería. La protección catódica es utilizada en los casos donde toda la tubería o parte de ella se encuentra enterrada o sumergida bajo el agua. En tuberías nuevas, la protección catódica ayuda a prevenir la corrosión desde el principio; en tuberías con un período de operación considerable puede ayudar a detener el proceso de corrosión existente y evitar un deterioro mayor.

**5.3.1.3 Selección de Materiales.** Se refiere a la selección y empleo de materiales resistentes a la corrosión, tales como: acero inoxidable, plásticos y aleaciones especiales que alarguen la de vida útil de una estructura, por ejemplo de la tubería. Sin embargo, en la selección de materiales resistentes a la corrosión el criterio fundamental no es, en esencia, la protección de una estructura, sino la protección o conservación del medio donde esta existe.

**5.3.1.4 Inhibidores de Corrosión.** Son sustancias que aplicadas a un medio particular, reducen el ataque del ambiente sobre el material, bien sea metal

o acero de refuerzo en concreto. Los inhibidores de corrosión extienden la vida de las tuberías, previniendo fallas y evitando escapes involuntarios.

Evaluar el ambiente en el cual está la tubería o en el sitio donde se ha de colocar, es muy importante para el control de la corrosión, no importa cual método o combinación de estos se emplee. Modificar el ambiente en las inmediaciones de la tubería, como por ejemplo reducir la humedad o mejorar el drenaje, puede ser una manera simple y efectiva de reducir la potencialidad de la corrosión.

Además, emplear personal entrenado en el control de la corrosión es crucial para el éxito de cualquier programa de mitigación de corrosión.

**5.3.2 Protección de tuberías superficiales** Las tuberías expuestas al aire libre, son propensas al depósito o acumulación de agua, polvo, moho, escapes de vapor, salitre, etc. La acumulación de estas sustancias en tuberías aéreas forma pequeñas pilas galvánicas que eventualmente corroen la superficie del metal. La aplicación de pintura y un programa de limpieza superficial y mantenimiento son suficientes para alargar la vida útil de la tubería. Sin embargo la aplicación del recubrimiento de pintura debe hacerse con especial cuidado, para que cumpla su misión de aislante de agentes externos. A continuación se describe el tratamiento que debe aplicar.

- Eliminar la grasa y depósitos de aceite, depositada en la superficie del metal, mediante el empleo de trapos limpios saturados con un adelgazador o gasolina blanca (libre de plomo).
- Para eliminar el barniz de fábrica, escamas de laminación, herrumbre, salpicaduras de soldadura y humo, tierra, etc. deberá frotarse la tubería con un cepillo de alambre hasta obtener una superficie completamente limpia, de color gris metálico brillante. En caso de existir depósitos fuertes de óxido y escorias

de fundición, se removerán, con martillo y cincel y luego se utilizará cepillo de alambre.

- Antes de aplicar el fondo o pintura base, la superficie deberá limpiarse cuidadosamente con un paño humedecido en solvente para eliminar partículas de hierro y alambre producidas al utilizar la limpieza con cepillo metálico.
- Como primera capa de recubrimiento se debe aplicar dos manos de un imprimador de agarre. Como película intermedia se utiliza comúnmente rojo óxido de plomo, igualmente a dos capas. Por último como capa de acabado utilice dos manos de un esmalte compatible con el sistema imprimante y película intermedia.
- En aquellos puntos donde la pintura tienda a deslizarse dejando puntos propicios para la corrosión, tales como: soldadura, ángulos, bordes y esquinas se efectuarán retoques de fondo a fin de aumentar el espesor de la película.

**5.3.3 Protección de tuberías enterradas** Las tuberías enterradas, a diferencia de las superficiales, se encuentran completamente sumergidas en un medio electrolítico. Cada suelo tiene características particulares de resistividad-conductividad específicas, y a lo largo de la longitud de la línea esta resistividad varía por efectos de cercanías a cuerpos de agua, instalaciones enterradas, bases de edificaciones, torres de alta tensión, otras tuberías, etc. Para garantizar la protección contra la corrosión de una tubería enterrada no es suficiente un recubrimiento de pintura.

Es necesario la aplicación de revestimientos que aislen la tubería del medio en que se encuentra. Estos revestimientos pueden ser: polietileno o polipropileno, resina époxica, brea époxica, imprimante y **CINTA PLÁSTICA ADHESIVA (TEIPE)**, etc.

El polietileno, polipropileno y **RESINA ÉPOXICA** son de aplicación industrial y las tuberías deben enviarse a plantas de revestimiento especializadas en aplicar este

tipo de protección a los tubos. La brea y la combinación de imprimantes y **TEIPES** pueden aplicarse en sitio.

Ningún revestimiento garantiza una protección del 100%. Impurezas en el material o proceso de aplicación de la capa protectora, golpes o ralladuras al momento del transporte o instalación pueden desmejorar el aislamiento.

Es por esta razón que para garantizar la prolongación de la vida útil de una tubería revestida se acompaña de un sistema de protección catódica.

#### 5.4 PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN LA TUBERÍA

Las pérdidas de presión en una tubería se producen por la fricción de las partículas del fluido, en este caso gas, con las paredes de la tubería por la cual fluye.

Para el diseño de la red de transporte de gas que va a alimentar la inyección en el sistema de levantamiento artificial gas lift se van a utilizar \*11926 pies de tubería con las especificaciones que han sido nombradas anteriormente.

Teniendo en cuenta las distancias entre los pozos y el compresor y sabiendo el tipo de tubería que se va a utilizar es posible saber las pérdidas de presión que se van a producir por medio de la siguiente ecuación

$$\Delta p = \frac{\rho * \mu * l * v^2}{2d}$$

d: diámetro interno de la tubería (pies)

l: longitud de la tubería (pies)

v: velocidad del gas (pies/seg)

---

\* Campo escuela colorado, Base de datos, Bucaramanga, 2012.

$\nabla p$ : Caída de presión (psia)

$\mu$ : coeficiente de fricción

$\rho$ : densidad del gas (lb/PC)

Tomando la distancia de la red principal que es de \*7775 pies y asumiendo que toda la tubería que se va a utilizar es del mismo tipo por medio de la ecuación calculamos que la caída de presión en la tubería es de 2 psia por cada 100 pies de tubería.

## 5.5 TENDIDO DE LA TUBERÍA DE GAS

Para colocar la tubería de transporte de gas existe una norma NIO de Ecopetrol que reglamenta las prácticas de cómo se debe poner la tubería. Esta norma se tiene en cuenta aspectos medio ambientales, geotécnicos para que las prácticas que se realicen sean seguras para las personas que realizan el trabajo y para el medio ambiente.

Podemos citar algunas de las normas más importantes para tener en cuenta a la hora de colocar la tubería. Por ejemplo el derecho de vía que se reglamente en la norma NIO-0403. Para tener claro la forma como se debe manejar el tendido de las líneas esta la norma NIO-0403.

Dependiendo de la forma en la cual se va a realizar el tendido es decir si se va a enterrar la tubería a se va a manejar en la superficie es necesario revisar las normas NIO-0605 (apertura de zanjas) y NIO-0610 (marcos "H").

---

\* Campo escuela colorado, Base de datos, Bucaramanga, 2012

El uso de las normas para la práctica de estas labores ayuda a la seguridad tanto de las personas que realizan las actividades como del medio ambiente y nos asegura el buen funcionamiento de las líneas de gas.

El tendido de las tuberías de gas para la inyección de gas para gas lift de hará bajo el estricto cumplimiento de las normas existentes (Normas de Ingenierías de Oleoductos) a la par de la tubería de producción ya existente

## 5.6 DIAGRAMA DE RED DE GAS PROPUESTO

Con ayuda de un plano del software **AUTO CAD** se planteó la red de inyección y distribución del sistema de levantamiento gas lift para campo escuela Colorado.





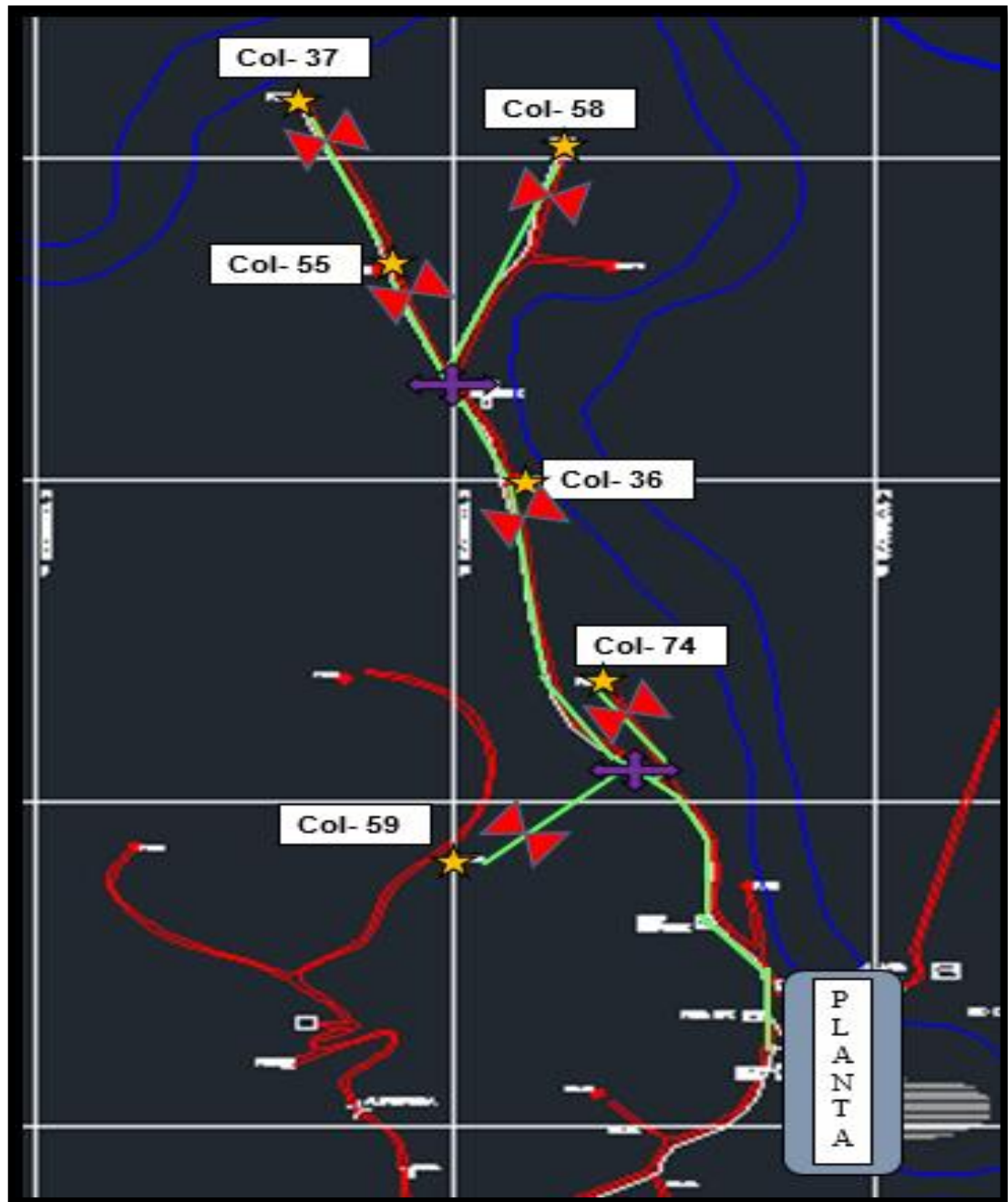
Tabla 18. Componentes de la red de inyección	
ELEMENTO	FIGURA
POZO	
MÚLTIPLE (MANIFOLD)	
TUBERÍA	
VÁLVULA	

Figura 41. Configuración del sistema de inyección



## 6. CONCLUSIONES

- La presión y temperatura óptima en la etapa de separación (separador trifásico) del proceso debe estar en un rango de 89 a 95°F, para evitar el punto de cristalización (formación de parafinas) y a su vez manejar una presión de 55 PSIA para manejar una baja liberación de gas, lo cual se puede reflejar con un aumento de la gravedad API y menor factor volumétrico de formación.
- En este proyecto se determinó que un separador bifásico no es la opción más adecuada para el campo, puesto que el campo aunque no posee un corte de agua relativamente alto, tiende a poseer problemas en la estación compresora en donde una de sus posibles causas puede ser un alto contenido de líquido en el gas expulsado del separador.
- En la etapa de compresión es de suma importancia el uso de un equipo de compresión reciprocante debido al bajo flujo de gas manejado en el campo y sobre todo a que no son muy sensibles a cambios como composición del gas.
- Aunque la máxima presión de inyección es de 629 PSIA, la presión de descarga del sistema de compresión debe ser de 850 PSIA para poder suplir las pérdidas ocasionadas en las líneas de distribución hacia los distintos pozos. Esta presión de descarga se logra a través de dos etapas las cuales requieren de aproximadamente 22 HP para comprimir de 55 a 219 PSIA y 21 HP de 214 PSIA hasta 850 PSIA.
- El sistema de levantamiento Gas lift no es teóricamente viable debido al poco gas que maneja el campo. Este caudal no daría abasto tanto para el sistema de inyección como para la planta generadora.

- Para deshidratar el gas a 4Lb/MMSCFD la planta de deshidratación requerirá una relación de circulación óptima de TEG la cual debe estar entre 1 a 1.5 gal/h. Este contenido de agua en el gas es óptimo para evitar la formación de hidratos en las válvulas de inyección.

## 7. RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar campañas de reacondicionamiento de pozos para mejorar el escenario en la implementación de gas lift en el campo, puesto que los pozos disponibles actualmente no abastecerían con el sistema.
- Se recomienda ejecutar lo más pronto posible, reparaciones preventivas y técnicas en las facilidades de superficie disponibles en el campo para evitar posibles pérdidas de estas debido a las malas condiciones en las cuales se encuentran.
- Se recomienda cambiar los manómetros utilizados, debido a que estos arrojan lecturas muy poco confiables y no se encuentran en buen estado, lo cual genera fallos en las mediciones.
- Se recomienda hacer cambios en algunos tramos de las líneas de producción, los cuales estén sujetos a la normatividad actual vigente ASME B31.8. Ya que se encuentran en muy malas condiciones con alto contenido de corrosión y exposición en superficie.

## BIBLIOGRAFIA

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Gas Lift, Book 6 of the vocational training series, Third Edition, 1994.

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Specification for Line Pipe, First Edition, 1994.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. Gas transmission and distribution piping systems (B31.8). 2003.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. Valves – Flanged, Threaded, And Welding (B16.34), 1996.

ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of Gas-Handling Systems and Facilities, Volume 2, Second Edition, 2007.

CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing, the basic principles Volume 1, first Edition, 1992.

ECONOMIDES, Michael J. and HILL, A. Daniel and EHLIG-ECONOMIDES, Christine. Petroleum Production Systems, Second Edition, 1990.

ENGINEERING DATA BOOK. Gas Processors Suppliers Association - GPSA, 2004.

MOHAMMED s., correlating optimum stage pressure for sequential separator systems, Baghdad, 2010.

MUÑOZ, Samuel Fernando. Propiedades de los fluidos en los yacimientos petrolíferos, UIS, Bucaramanga, 1993.

NORMA DE INGENIERÍA DE OLEODUCTOS ECOPETROL. Empresa colombiana de Petróleos, Vicepresidencia de transporte y gerencia técnica, febrero de 1997

RENDÓN, José Gregorio. Protección contra la corrosión en Tuberías, Manual, 1999.

TENARIS. Casing and Tubing, Manual / Tubulares, Manual, 1995.