CAPITULO 3

3. CAPTACIÓN, SEPARACIÓN Y ALMACENAMIENTO

Luego de haber cuantificado la disponibilidad del gas natural del campo Ancón y realizada la caracterización del mismo a través de sus propiedades físico-químicas, debemos analizar el diseño que permita la correcta captación y separación del gas natural que será enviado a Plantas Compresoras.

3.1. Sistema de Recolección de Gas

En un campo Petrolero, los sistemas de recolección consisten en un conjunto de tuberías, equipos e instalaciones necesarias para movilizar el petróleo y gas producidos desde la cabeza del pozo hasta su destino final.

Para poder controlar y manejar la llegada de los diferentes fluidos que se producen de un yacimiento, es necesario instalar una serie de válvulas y controles en la cabeza de cada uno de los pozos productores. En superficie cada pozo cuenta con una línea de flujo que conduce los fluidos hasta un sistema de separación liquido-gas y de este separador, se desprenden los diferentes flujos hacia otros procesos y tratamientos.

Al diseñar un sistema de recolección de gas, además de las condiciones de orden topográfico se debe tener en cuenta lo siguiente:

1. El tamaño de las líneas empleadas es mayor que para un sistema de petróleo.

2. Debido a lo anterior en el sistema de gas es más importante que las líneas sean tan cortas como sea posible.

3. Debe hacerse un balance económico entre tamaño de líneas y potencia (presión) de transmisión necesaria, con el fin relacionar el tamaño más económico teniendo en cuenta que desde el punto de vista de operación son preferidas las líneas

de mayor tamaño porque transportan el gas con menor perdida de presión por fricción.

4. La presión de transmisión disponible inicialmente dependiendo de la presión de operación de los separadores; esta no debe ser mayor que la requerida para que los pozos puedan operar eficientemente, pero es deseable que sea tan alta como sea posible para que el gas conserve su energía y se facilite transmisión a través de líneas de menor diámetro. Además mientras mayor sea la presión del gas menor será su volumen y menor la tubería necesaria para su transporte.

Sistema de Captación

El gas natural se obtendrá de la producción diaria de hidrocarburos que se obtiene de las secciones 67, Tigre y Navarra del Campo “Gustavo Galindo Velasco”.

En la sección 67 se captará 34 pozos, de los cuales 21 son de Bombeo Mecánico, 9 del Sistema SW, 2 de Herramienta Local y 2 eran abandonados. Los estudios efectuados con el medidor de gas evaluaron que el caudal de Gas Natural en esta sección es de 447 MSCFD.

En la sección Tigre se capta 36 pozos, de estos 30 son de Bombeo Mecánico y 6 del Sistema SW, esta sección tiene un flujo de Gas Natural de 342 MSCFD. También se está captando 3 pozos de la Sección Navarra con un flujo de 215 MSCFD.

El caudal promedio por sección y la captación total para el proyecto se muestra en la **tabla III-1**:

TABLA III-1

CAPTACION TOTAL			
SECCIONES	# POZO	CAUDAL PROMEDIO POR SECCION	CAUDAL DE GAS (SCFD)
67	34	13147	446986
TIGRE	36	9494	341772
NAVARRA	3	71667	215000
CAUDAL TOTAL DE POZOS CAPTADOS			1003758

El proceso de captación de gas inicia en los pozos que se encuentran produciendo petróleo y gas, estos fluidos van hacia subestaciones de producción, que están conformadas por un manifold, dos separadores verticales y un tanque de almacenamiento de petróleo.

Las subestaciones fueron ubicadas estratégica y técnicamente de acuerdo a la cercanía de los pozos y geografía del terreno, de acuerdo a esto existen 7 subestaciones, 3 de ellas se ubican en la sección 67 y 4 en la sección Tigre.

Las subestaciones 1, 2 y 3 captan el gas de los pozos de la sección 67, el cual irá a la Planta Compresora 67, en las **tabla III-2**, **tabla III-3** y **tabla III-4** se muestran los pozos de cada subestación.

TABLA III-2

SUBESTACION 1						
No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC0584	BM	14433	1.30	80.9	122
2	ANC0588	BM	7271	0.50	84	21
3	ANC0600	SW	9733	0.50	81	5
4	ANC0602	BM	6356	0.00	79	13
5	ANC0603	BM	5859	0.50	79	128
6	ANC0604	BM	34114	1.69	83	184
7	ANC0609	SW	6339	0.00	86	1527
8	ANC0661	BM	13100	1.10	83	152
9	ANC0702	BM	13895	1.00	85	380
10	ANC0703	BM	7325	0.60	85	142
11	ANC0706	BM	16227	2.00	85	303
12	ANC0708	BM	1979	0.20	84	333
13	ANC0772	SW	16443	0.50	84	289
14	ANC1253	BM	26746	0.10	88	571
Producción Total			179819			

TABLA III-3

SUBESTACION 2						
No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC0668	BM	8823	0.40	79.52	475
2	ANC1232	BM	20764	0.80	80.96	232
3	ANC1236	BM	24151	0.10	84.02	132
4	ANC1890	BM	13147	0.33	81.10	26
5	ANC1895	AB	13147	0.33	81.10	202
6	ANC1898	SW	13147	0.33	81.10	20
7	ANC1949	BM	4383	0.00	79.70	153
Producción Total			**97561**			

TABLA III-4

SUBESTACION 3						
No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC1242	BM	16230	0.00	82.04	184
2	ANC1254	SW	14163	0.30	76.28	337
3	ANC1262	SW	6793	0.00	75.92	181
4	ANC1266	SW	8482	0.50	84.20	888
5	ANC1273	SW	4391	0.50	78.89	207
6	ANC1288	SW	10809	0.00	79.70	697
7	ANC1884	SW	6310	0.00	78.98	24
8	ANC1894	BM	5193	0.00	77.90	153
9	ANC1896	BM	13147	0.56	80.14	173
10	ANC1905	BM	11944	0.00	80.60	356
11	ANC1915	BM	37642	3.40	86.18	165
12	ANC1928	HL	4587	0.00	77.00	28
13	ANC2004	AB	29915	2.00	84.02	1163
Producción Total			**169605**			

Mientras las subestaciones 4, 5, 6, y 7 captan el gas de los pozos de la Sección Tigre e irán a la Planta Compresora Tigre; el gas captado proveniente de la sección Navarra ingresa a la subestación 6 para luego dirigirse a la Planta Compresora Tigre.

En la tabla **III-5**, **tabla III-6**, **tabla III-7** y **tabla III-8** se detallan los pozos que ingresan a cada subestaciones de la sección Tigre.

TABLA III-5

SUBESTACION 4						
No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0011	BM	6435	0.40	84.02	507
2	TIG0013	BM	10239	0.10	80.06	233
3	TIG0014	BM	14169	0.50	80.96	38
4	TIG0021	BM	7489	0.00	83.30	233
5	TIG0022	BM	7071	0.60	78.80	229
6	ANC0551	BM	6913	0.50	81.32	646
7	ANC0552	BM	13147	0.35	81.41	290
Producción Total			**65463**			

TABLA III-6

SUBESTACION 5						
No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0023	BM	9494	0.91	81.7	195
2	TIG0028	BM	18262	1.00	83.48	131
3	TIG0035	SW	33050	0.50	83.3	823
4	TIG0039	BM	15801	0.80	83.66	405
5	TIG0040	BM	12381	0.20	80.42	262
6	TIG0040S	BM	2025	0.00	78.8	190
7	TIG0043	BM	5924	0.60	79.34	403
8	TIG0045	HL	4946	0.00	80.24	198
9	TIG0050	BM	18788	3.40	83.3	16
10	TIG0051	BM	22821	1.70	82.76	226
Producción Total			**143490**			

El gas natural que se produce en las secciones 67 y Tigre tiene una presión igual a la presión atmosférica, mientras que el de la sección Navarra posee una presión mayor a la atmosférica.

TABLA III-7

SUBESTACION 6

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	TIG0019	BM	12647	0.20	81.86	269
2	TIG0020	BM	8899	0.50	82.22	335
3	TIG0037S	BM	2605	0.00	71.06	243
4	TIG0045S	BM	1082	0.00	75.38	138
5	TIG0048S	BM	9494	0.15	78.90	9
6	TIG0059	BM	11078	0.10	83.30	16
7	TIG0059S	BM	3361	0.00	76.82	132
8	TIG0062	SW	3840	0.10	80.42	238
9	ANC0580	SW	12594	0.50	84.74	573
10	ANC0770	SW	9206	0.40	77.18	49
11	ANC0796	SW	1904	0.00	75.20	29
12	ANC1912	BM	6673	0.10	80.96	160
13	ANC1946	BM	12523	0.10	84.02	498
14	ANC1962	BM	1730	0.00	72.50	61
1	ANC0701	SW	70000	1.26	81.10	3100
2	ANC1648	SW	45000	0.53	81.84	
3	ANC1985	SW	100000	1.94	76.82	3500
Producción Total			**312636**			

TABLA III-8

SUBESTACION 7

No.	POZO	SISTEMA DE LEVAN. ARTIFICIAL	CAUDAL DE GAS (SCFD)	Presión (psi)	Temperatura (°F)	Distancia a Manifold (m)
1	ANC1913	BM	12501	0.30	82.40	196
2	TIG0042	BM	2979	0.20	79.16	180
3	TIG0057	BM	8342	0.50	81.32	15
4	TIG0046	BM	5521	0.00	77.18	3
5	TIG1002	BM	9494	0.25	80.02	91
Producción Total			**38835**			

Caudal de Flujo

El flujo de una mezcla puede ser calculado de la siguiente manera

$$W = 3180 Q_g S + 14{,}6 Q_l (S.G.) \qquad \text{EC 3.1}$$

Donde:

Qg = Caudal de gas, MMSCFD

Ql = Caudal de Liquido, bpd

S = Gravedad Específica del Gas

(S.G.) = Gravedad Específica del Liquido

W = Flujo de la mezcla en lb/hr

Para demostrar la ecuación (3.1) iniciamos diciendo que L es el flujo líquido en lb/hr, y Ql en bpd

$$L = Q_l \frac{\text{barriles}}{\text{dia}} x5{,}61 \frac{\text{ft}^3}{\text{barriles}} x \frac{\text{dia}}{24\text{hr}} x64{,}4(S.G.) \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$L = 14{,}6 Q_l (S.G.) \qquad \text{EC 3.2}$$

Y que G es el flujo de gas en lb/hr, y Qg en MMSCFD

$$G = Q_g \frac{MMSCF}{dia} x1000000 \frac{scf}{MMSCF} x0{,}0764(S) \frac{lb}{scf} x \frac{1}{24} \frac{dia}{hr}$$

$$G = 3180Q_g(S) \qquad \text{EC 3.3}$$

Si sumamos los dos flujos, obtendremos el flujo de la mezcla;

$$W = G + L \qquad \text{EC 3.4}$$

Reemplazando las ecuaciones (3.2) y (3.3) en la ecuación (3.4) tenemos que:

$$W = 3180Q_g(S) + 14{,}6Q_l(S.G.) \qquad \text{EC 3.1}$$

Densidad de Flujo

La densidad del flujo se calcula mediante la ecuación

$$\rho_m = \frac{12409(SG)P + 2.7RSP}{198.7P + R\,T\,Z} \qquad \text{EC 3.5}$$

Donde:

P = Presión de operación, psia

R = Relación Gas/Liquido ft3/bbl

T = Temperatura de operación, °R

Para demostrar la ecuación (3.5) podemos decir si g es caudal de flujo en ft3/s y Qg está dado en MMSCFD entonces:

$$g = Q_g \frac{1000000scf}{MM} x \frac{dia}{24hr} x \frac{hr}{3600s} x \frac{14,7}{P} x \frac{TZ}{520}$$

$$g = 0,327 \frac{Q_g TZ}{P}$$ EC 3.6

Y también l esta dado en ft3/s y Ql en bpd

$$l = Q_l x 5,61 \frac{ft^3}{barriles} x \frac{dia}{24hr} x \frac{hr}{3600s}$$

$$l = 6,49x10^{-5} Q_l$$ EC 3.7

Si

$$\rho_m = \frac{W}{3600(l+g)}$$ EC 3.8

Reemplazando las ecuaciones (3.6) y (3.7) en la ecuación (3.8) nos queda:

$$\rho_m = \frac{3180 Q_g S + 14{,}6 Q_l (S.G.)}{3600(6{,}49x10^{-5} Q_l + 0{,}327 \frac{Q_g T Z}{P})} \qquad \text{EC 3.9}$$

Tomando en cuenta la relación Gas/Liquido

$$R = \frac{1000000 Q_g}{Q_l} \qquad \text{EC 3.10}$$

Al reemplazar la ecuación (3.9) en la ecuación (3.10) esta queda:

$$\rho_m = \frac{3180 Q_g S + \frac{(14{,}6)(1000000) Q_g (S.G.)}{R}}{3600(\frac{6{,}49x10^{-5} x10^{6} Q_g}{R} + 0{,}327 \frac{Q_g T Z}{P})} \qquad \text{EC 3.11}$$

Multiplicando arriba y debajo de la ecuación (3.11) por R x P

$$\rho_m = \frac{14{,}6x10^{6} (S.G.) P + 3180\, R\, S\, P}{3600(64{,}9\, P + 0{,}327 R\, T\, Z)} \qquad \text{EC 3.12}$$

Dividendo arriba y abajo la ecuación (3.12) para 1177 finalmente nos obtenemos:

$$\rho_m = \frac{12409\, (S.G.)\, P + 2{,}7\, R\, S\, P}{198{,}7\, P + R\, T\, Z} \qquad \text{EC 3.5}$$

Los cálculos de flujo y densidad de la mezcla gas/petróleo de provenientes de las secciones 67 y Tigre se muestra en **tabla III-9.**

TABLA III-9

PARAMETROS PARA CALCULO DE FLUJO Y DENSIDAD DE LA MEZCLA

PROPIEDADES		**UNIDADES**	**SECCIÓN 67**	**SECCIÓN TIGRE**
Flujo de gas	Qg	(MMSCFD)	0.447	0.342
Flujo de líquido	Ql	(bpd)	125	113
Gravedad especifica gas	S		0.77	0.73
API			35.7	35.7
Presión	P	psia	14.7	14.7
Temperatura	T	°R	560	560
Relación gas/petróleo	GOR	ft^3/bbl	2443	3337
Factor de Compresibilidad	Z		1	1
RESULTADOS				
Gravedad especifica líquido	S.G		0.85	0.85
Flujo de la mezcla	W	(lb/hr)	2639	2190
Densidad de la mezcla	ρ_m	lb/ft^3	0.167	0.134

3.2. Líneas de Flujo

Las líneas de flujo son tuberías por las cuales se va a transportar los fluidos producidos, desde la cabeza del pozo, hasta el manifold de la estación de recolección y tratamiento que se haya establecido para ese fin.

Las líneas de flujos de los pozos, que van desde la cabeza del pozo llegan al manifold de producción en donde se dispone selectivamente para pasar la producción de fluidos por el separador general o dejar pozos en pruebas. Los fluidos que pasan por el separador general se separan, el gas separado se recupera por la parte superior dirigido hacia las plantas compresoras y el crudo sale por la parte inferior del separador, hacia el tanque de asentamiento.

3.3. Líneas de Producción

Cuando el petróleo y gas se han separado en las subestaciones, el petróleo pasa a los tanques de almacenamiento y el gas se dirige hacia las plantas compresoras por las líneas de producción.

Esta tubería debe tener un diámetro adecuado para que el gas no produzca erosión, la caída de presión sea mínima y según la Norma API RP14E la velocidad no sea mayor a 60 ft/s ni menor a 15 ft/s.

Determinación del diámetro de Tubería.

Para el caso de un flujo de un fluido compresible como el gas natural, las siguientes suposiciones son validas:

1.- El sistema no realiza ni recibe ningún trabajo;

W=0

2.- El flujo es isotérmico y se comporta de acuerdo a la Ley de Boyle.

$$\frac{P_1V_1}{Z_1} = \frac{P_2V_2}{Z_2}$$

3.- La diferencia neta de nivel en la tubería es despreciable (flujo horizontal);

$$\Delta H = 0$$

4.- El flujo se encuentra en estado continuo (flujo de masa constante).

5.- Los cambios de energía cinética se consideran despreciables;

$$\Delta \frac{V^2}{2g_c} = 0$$

Diámetro Interno Mínimo

El diámetro interno no puede ser demasiado pequeño porque se incrementará la velocidad del gas, causando por consiguiente ruido, caídas de presión y erosión. Debemos encontrar el diámetro mínimo donde el gas pueda transportarse sin causar daños a sistema de transportación, se lo realizara por medio de la siguiente ecuación:

$$d = \sqrt{\frac{60\ Q_g T\ Z}{P\ \ V}} \qquad \text{EC 3.13}$$

Donde:

Qg= Caudal de gas, MMSCFD

T = Temperatura, °R

P = Presión, psia

V = Velocidad del Flujo, ft/s

d = Diámetro, in

En la **tabla III-10** se muestra el diámetro interno mínimo que debería utilizarse en las subestaciones de producción para transportar el gas natural hasta las Plantas Compresoras.

TABLA III-10

DIAMETRO INTERNO MINIMO

SUBESTACIONES	CAUDAL DE GAS (SCFD)	PRESIÓN (PSIA)	TEMPERATURA (°F)	Z	VELOCIDAD FT/SEG	DIÁMETRO INT. MÍNIMO (IN)
SUBESTACION 1	179819	15.41	83.34	1	60	2.518
SUBESTACION 2	97561	15.03	81.07	1	60	1.874
SUBESTACION 3	169605	15.26	80.14	1	60	2.450
SUBESTACION 4	65463	15.05	81.41	1	60	1.535
SUBESTACION 5	143490	15.61	81.70	1	60	2.231
SUBESTACION 6	312636	14.85	78.90	1	60	3.368
SUBESTACION 7	38835	14.95	80.02	1	60	1.184

Por disponibilidad se empleará tubería de 4” para la transportación del gas natural hacia las Plantas Compresoras ya que es mayor al diámetro interno mínimo.

Velocidad del Flujo

Como ya se definió que la tubería que transportará el gas desde las subestaciones hasta las Plantas Compresoras será de 4” debemos calcular la velocidad de flujo.

En la **tabla III-11** se muestra la velocidad de flujo para las diferentes subestaciones de producción.

TABLA III-11

VELOCIDAD DE FLUJO

SUBESTACIONES	CAUDAL DE GAS (SCFD)	PRESION (PSIA)	TEMPERATURA °F	Z	DIAMETRO INTERNO (IN)	VELOCIDAD FT/SEG
SUBESTACION 1	179819	15.41	83.34	1	4	23.77
SUBESTACION 2	97561	15.03	81.07	1	4	13.17
SUBESTACION 3	169605	15.26	80.14	1	4	22.51
SUBESTACION 4	65463	15.05	81.41	1	4	8.83
SUBESTACION 5	143490	15.61	81.70	1	4	18.67
SUBESTACION 6	312636	14.85	78.90	1	4	42.53
SUBESTACION 7	38835	14.95	80.02	1	4	5.26

3.4. Equipos Auxiliares en líneas de Gas

Trampas para acumulación y drenaje de líquidos

Como resultado de la reducción en la temperatura del gas natural ocasionada por expansión en determinados sitios del sistema de recolección puede ocurrir condensación del vapor de agua y en algunos casos vapores de hidrocarburos, líquidos resultantes tienden a acumularse en los puntos más bajos de la líneas.

Estos condensados pueden llegar a obstaculizar el flujo el gas particularmente en climas fríos por solidificación; en algunos casos se va líquidos a las líneas de gas por los separadores, por lo que es necesario instalar en estos sitios estratégicos trampas pequeñas o drenajes. Periódicamente, los líquidos acumulados se deben drenar mediante la manipulación sencilla de las válvulas de las trampas.

Purificadores o "SCRUBBERS"

Son trampas de mayor tamaño que las anteriores, situadas hacia el final de las líneas de gas en las plantas compresoras o de gasolina natural, para separar cualquier liquido condensado, aceite, emulsión, incrustaciones de las tuberías u otro tipo de sedimentos que haya sido arrastrado por el gas. También se usan extensamente en las líneas de gas combustible.

Esencialmente los purificadores son tanques cilíndricos de diámetro suficiente para permitir una velocidad de flujo menor que en la línea de transmisión, permitiendo el asentamiento y acumulación en el fondo, de líquidos y sólidos y su expulsión periódica a través de una válvula de drenaje.

3.5. Separación Gas-Petróleo

Un separador representa la primera instalación del procesamiento. Un diseño incorrecto de un recipiente puede traer como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas con la unidad.

FUNCIONES Y REQUISITOS NECESARIOS EN EL DISEÑO DE UN SEPARADOR

Un recipiente bien diseñado hace posible una separación del gas libre y de los diferentes líquidos. Por ende el objetivo es cumplir con las siguientes funciones:

- Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.

- Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- Descargar por separado, las fases liquidas y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar parcial o totalmente.

Para satisfacer las funciones que debe cumplir un separador, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquidas y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medidas que se realice el diseño.
- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser mínima.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes ha de ser controlada.
- Las fases liquidas y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas.

- Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.
- Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben, en lo posible, tener las previsiones para la remoción de esos sólidos.
- El separador requiere de válvulas de alivio, con el fin de evitar presiones excesivas, debido a diferente causa.
- Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida.

FACTORES QUE SE DEBEN CONSIDERAR DURANTE EL DISEÑO

A los efectos del diseño de un separador se deben considerar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema. Se analizaran las propiedades de los fluidos, las cuales derivan del comportamiento de las fases que se separan cuando la mezcla de hidrocarburos entra al recipiente.

Las características del gas y del líquido dentro de la unidad intervienen de manera directa en dimensionamiento, como lo son: Las tasas de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio, temperatura y presión de operación del separador, las propiedades de los fluidos, el número de fases a manejar; la información sobre todos estos elementos mencionados es necesaria para determinar el diseño mecánico adecuado.

DISEÑO DEL SEPARADOR

Diseñamos un separador vertical ya que en el campo disponen de algunos que no son utilizados, a estos separadores que están fuera de servicio se les hizo un mantenimiento para emplearlos en el proyecto.

Para un buen diseño un diámetro mínimo debe mantenerse para permitir que las gotas de líquido se separen del gas fluyendo hacia arriba. El requisito de tiempo de retención de líquido especifica una combinación diámetro y altura de líquido. Cualquier diámetro mayor que el mínimo requerido para la capacidad de gas puede seleccionarse.

Tabla III-12

PARÁMETROS DE DISEÑO	
GAS	
Flujo de Gas	1 MMSCFD
Gravedad Especifica	0.7
Z	1
Densidad del gas	1.72 lb/ft^3
OIL	
Flujo de Líquido	250 bbl/d
API	35.7
Densidad del liquido	52.81 lb/ft^3

Tabla III-13

PARAMETROS DE OPERACIÓN		
Presión de Operación	500	psia
Temperatura de Operación	60	°F
dm	140	micrones
Viscosidad	0.011	cp.
Tiempo de Retención	3	min

Capacidad del Gas Vertical

Si el flujo alrededor de la gota fuese laminar, entonces estaría gobernado por la ley de Stokes y el coeficiente de arrastre estaría dominada por:

$$C_D = \frac{24}{Re} \qquad \text{EC 3.15}$$

Donde,

CD = Coeficiente de arrastre.

Re = Número de Reynolds.

Las instalaciones reales no cumplen esta ley por lo que se usa la siguiente fórmula para el coeficiente de arrastre:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \qquad \text{EC 3.16}$$

Igualando las fuerzas de arrastre y boyantes, la velocidad Terminal de asentamiento estará dada por:

$$V_t = 0.0119\left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}\right)\frac{d_m}{C_D}\right]^{1/2} \qquad \text{EC 3.17}$$

Donde:

ρ_1 = densidad del líquido, lb/pie3

ρ_2 = densidad del gas a presión y temperatura, lb/pie3

Las ecuaciones se pueden resolver por un proceso iterativo empezando a suponer un valor de CD = 0.34 porque es el valor limitante para grandes números de Reynolds; resolvemos para V_t y calculamos el valor de Reynolds.

$$Re = 0.0049\frac{\rho_g d_m V_t}{\mu} \qquad \text{EC 3.18}$$

Después, se resuelve la ecuación la CD. Si el valor calculado de de CD es igual al supuesto se ha alcanzado la solución.

Tabla III-14

COEFICIENTE DE ARRASTRE

Iteración	CD	Vt	Re	CD
1	0.34000	1.31676	141.09359	0.76266
2	0.76266	0.87918	94.20649	0.90385
3	0.90385	0.80760	86.53651	0.93983
4	0.93983	0.79199	84.86357	0.94846
5	0.94846	0.78838	84.47658	0.95050
6	0.95050	0.78753	84.38585	0.95099

$$d^2 = 5040\frac{Q_g TZ}{P}\left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l-\rho_g}\right)\frac{C_D}{d_m}\right]^{1/2} \qquad \text{EC 3.19}$$

$$d^2 = 5040 * \frac{(1)(520)(1)}{500} * \left[\left(\frac{1.72}{52.81 - 1.72}\right) * \frac{1.06187}{140}\right]^{1/2}$$

$$d^2 = 83.21$$

$$d = \ \ 9.12\ in$$

Capacidad del Líquido Vertical

La siguiente expresión proporciona el tiempo de retención para dimensionar la capacidad del líquido.

EC 3.20

$$d^2h = \frac{t_r Q_l}{0.12}$$

Siendo h, la altura del volumen de líquido, pulgadas. El tiempo se retencion se escoge según los grados API, en la **tabla III-15** podemos escogemos el valor.

Tabla III-15

TIEMPO DE RETENCION

GRAVEDAD API	TIEMPO
Destilados y petróleo crudo con 40 °API o mayor	un minuto y medio

Petróleos crudos entre 25-40 °API	tres minutos
Petróleos crudos por debajo de 25°API	cinco minutos

Como el crudo de la zona es de 37.5 el tiempo de retención de líquido será de tres minutos.

$$h = \frac{(3)(1)}{0.12(88.1610)}$$

$$h = 12.91323 \text{ in}$$

En la **figura III-1** podemos observar el diagrama de un separador vertical con todas sus medidas.

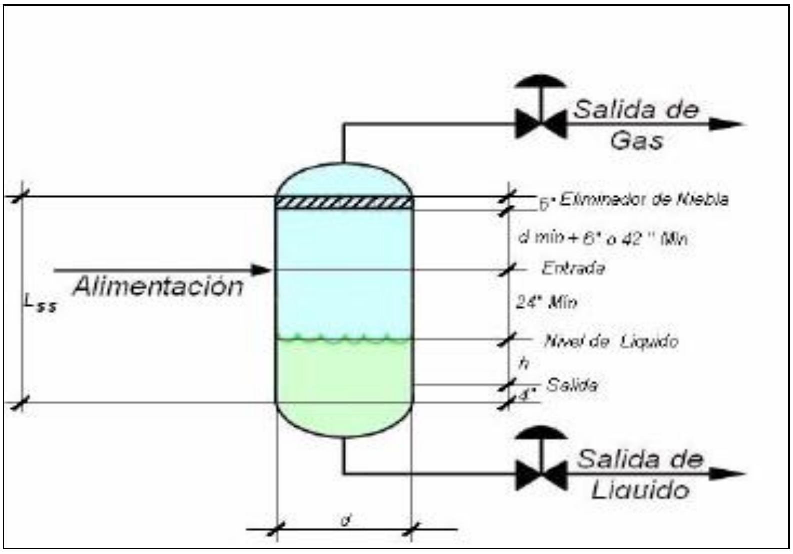

FIGURA III-1 DIAGRAMA DE UN SEPARADOR VERTICAL

La longitud suelda-suelda está dada por el mayor valor de las ecuaciones siguientes:

$$L_{ss} = \frac{h+76}{12} \qquad \text{EC 3.21}$$

O

$$L_{ss} = \frac{h+d_{min}+40}{12} \qquad \text{EC 3.22}$$

Realizando los cálculos y determinamos:

$$L_{ss} = \frac{12.91323+76}{12} \quad \text{O} \quad L_{ss} = \frac{12.9113+22+40}{12}$$

$$L_{ss} = 6.8713 \quad \text{O} \quad L_{ss} = 4.653835$$

El mayor valor es:

$$L_{ss} = 6.8713 \text{ ft}$$

Estimación del espesor del recipiente

$$t = \left(\frac{P_d r}{SE+0.4P_d}\right) + CA \qquad \text{EC 3.23}$$

Donde;

t = espesor de pared, pulgadas

Pd = Presión de diseño, psi

r = radio externo del equipo, pulgadas

S = máximo esfuerzo del material, psi

E = Eficiencia de las sueldas

CA = corrosión permisible, pulgada

Para el acero al carbono

S = 17500 psi

E = 1 o menor

CA > 1/8 pulgada

$$t = \left(\frac{500 * 22}{(17500 * 1) + (0.4 * 500)}\right) + \frac{1}{8}$$

$$t = 0.435734\, in$$

El espesor del separador será de 1/2”.