

01174
12ej



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
Facultad de Ingeniería

"CAPACIDAD DE MANEJO DE GAS EN SEPARADORES HORIZONTALES"

TOMAS BECERRA ARTEAGA

T E S I S

**PRESENTADA A LA DIVISION DE ESTUDIOS DE
POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA
DE LA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
COMO REQUISITO PARA OBTENER
EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERIA
(PETROLERA)**

CIUDAD UNIVERSITARIA

MEXICO, D. F.

**TESIS CON
FALLA DE GRADO**

1988



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

C O N T E N I D O

INTRODUCCION	(1)
FUNDAMENTOS SOBRE LA SEPARACION DE MEZCLAS DE HIDROCARBUROS EN SEPARADORES HORIZONTALES	(2)
TEORIA DEL METODO	(4)
ANALISIS ADIMENSIONAL	(10)
EVALUACION DEL METODO	(13)
CONCLUSIONES	(19)
REFERENCIAS	(21)
APENDICE 1	(23)
APENDICE 2	(26)

INTRODUCCION

El presente trabajo tiene como objetivo desarrollar un método que permita calcular la capacidad de manejo de gas en separadores horizontales. En la literatura referente a este tema, autores como Arnold, (1) Nolasco y OMPEC (2) (3) han desarrollado expresiones y métodos basados en las siguientes dos suposiciones:

- 1) Las gotas de líquido caen en un ángulo de 45 grados, desde la entrada de los fluidos al separador, situada en su parte superior, a la interfase gas-líquido.
- 2) El extractor de niebla está situado a una distancia de dos veces la diferencia del diámetro del separador menos el nivel de líquido.

El desarrollo que aquí se presenta, está basado en un balance de fuerza y cantidad de movimiento en flujo de partículas líquidas en una corriente gaseosa, utilizando la ley de Stokes. A diferencia de los métodos anteriores, el que se propone en este trabajo considera variable el ángulo de asentamiento así como la distancia al extractor de niebla.

Este nuevo método es aplicable en separadores horizontales convencionales bifásicos, con un extractor de niebla y de cualquier longitud, comúnmente utilizados en la etapa de producción de hidrocarburos en la industria petrolera.

Además se construyó una gráfica generalizada para calcular la capacidad de gas en separadores horizontales, finalmente se presentan comparaciones, conclusiones, ejemplos, programación y representación gráfica del método. Es importante señalar que este trabajo es un esfuerzo significativo por considerar el efecto que tienen los componentes internos del separador sobre la separación de gas.

* Referencias al final

FUNDAMENTOS SOBRE LA SEPARACION DE MEZCLAS DE HIDROCARBUROS EN SEPARADORES HORIZONTALES

La separación de mezclas de gas y líquido, se logra mediante una combinación apropiada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque, sin embargo, en el caso de separadores horizontales, el principal factor es el de gravedad.

Separación por gravedad

Es el mecanismo que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas, el asentamiento se debe a que se reduce la velocidad de flujo.

En el flujo fluidos dentro de los separadores horizontales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante conocida como la velocidad de asentamiento o velocidad terminal. La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro, indica la velocidad máxima que debe tener el gas, para permitir que partículas de este, diámetro o mayores se separen.

El desarrollo de la ley de Stokes que representa la velocidad terminal de una gota de líquido en un medio gaseoso se presenta en el Apéndice I. La ecuación de Stokes tiene gran importancia en el desarrollo de las expresiones que conducen al método aquí propuesto.

Ecuación de Stokes.

$$v_t = \frac{g \, d_p^2 \, (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g}$$

Donde:

v_t = Velocidad terminal (pie/seg)

g = 32.17 (pie/seg²)

d_p = Diámetro de la partícula de líquido (pie)

ρ_p = Densidad de líquido (lbm/pie³)

ρ_g = Densidad del gas (lbm/pie³)

μ_g = Viscosidad del gas (lbm/(pie-seg))

TEORIA DEL METODO

De acuerdo con la representación de un separador convencional en la figura 1, la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido es:

$$v_t = \frac{\text{Longitud}}{\text{Tiempo}}$$

$$v_t = \frac{D-h}{\text{COS}(\theta) (\text{Trg})}$$

Donde D es el diámetro interior del separador y h el nivel del líquido. Despejando Trg, que es el tiempo de retención del gas necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfase gas-líquido:

$$\text{Trg} = \frac{D-h}{\text{COS}(\theta) (v_t)} \quad (1)$$

Por otra parte, la velocidad del gas es:

$$v_g = \frac{\text{Longitud}}{\text{Tiempo}}$$

$$v_g = \frac{B}{\text{Trg}} \quad (2)$$

Donde B es la distancia que existe de la entrada de gas al extractor de niebla.

Sustituyendo (1) en (2):

$$v_g = \frac{(B) (\text{COS}(\theta)) (v_t)}{D-h} \quad (3)$$

De acuerdo con la definición de gasto :

$$qg = v_g (A_f) \quad (4)$$

Af es el área libre de flujo de gas representado en la figura 2
(4)
y se expresa de la siguiente forma:

$$\text{En el intervalo } 0 < h/D \leq 0.5 \quad A_f = 0.25 \pi D^2 \left(1 + \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{Ang \cos(X)}{\pi} \right) \quad (5)$$

$$\text{En el intervalo } 0.5 < h/D \leq 1 \quad A_f = 0.25 \pi D^2 \left(- \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{Ang \cos(-X)}{\pi} \right) \quad (6)$$

Donde : X es la relación entre la altura libre al flujo de gas y el radio interior del separador.

$$X = 1 - 2h/D \quad (7)$$

Empleando la ecuación general de los gases reales para pasar de condiciones estándar a condiciones de operación del separador o viceversa:

$$\frac{P_s(q_g s)}{R(T_s)} = \frac{P_f(q_g)}{Z_f(R)(T_f)} \quad (9)$$

Despejando qgs:

$$q_g s = \frac{q_g(T_s)(P_f)}{P_s(Z_f)(T_f)} \quad (10)$$

por otra parte la densidad de un gas a condiciones de separación:

$$\rho_g = \frac{2.7044(P_f) \gamma_g}{Z_f(T_f)} \quad (11)$$

Por lo tanto :

$$\frac{w_g P_g}{Z_f (T_f)} = \frac{e_g}{2.7044} \quad (12)$$

Con la ecuación de Stokes (Apéndice 1):

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad (13)$$

Sustituyendo las ecuaciones (12) en (10) y (13), (15) en (3) y (4), además de considerar temperatura y presión base de 520 °R y 14.7 lb/pg² abs respectivamente se obtiene el gasto de gas a condiciones estándar :

En el intervalo $0 < h/D \leq 0.5$

$$q_{gs} = \frac{C (e_g) (B) (\cos(\theta)) (d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) (D)^2 (1 + \sqrt{\frac{x^2 - x^4}{\pi}} - \text{Ang}_{\cos}(x))}{(D-h) \mu_g P_g} \quad (14)$$

En el intervalo $0.5 < h/D \leq 1$

$$q_{gs} = \frac{C (e_g) (B) (\cos(\theta)) (d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) (D)^2 (- \sqrt{\frac{x^2 - x^4}{\pi}} + \text{Ang}_{\cos}(-x))}{(D-h) \mu_g P_g} \quad (15)$$

De la ecuación (7) se establece la siguiente relación $d_p^2 / (D-h) = 2D (1+x)$

Sustituyendo la expresión anterior en (14) y (15):

En el intervalo $0 < h/D \leq 0.5$

$$q_{gs} = \frac{C (e_g) (B) (\cos(\theta)) (d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) (D) (1 + \sqrt{\frac{x^2 - x^4}{\pi}} - \text{Ang}_{\cos}(x)) (2)}{(x+1) \mu_g P_g} \quad (16)$$

En el intervalo $0.5 < h/D \leq 1$

$$q_{gs} = \frac{C (e_g) (B) (\cos(\theta)) (d_p)^2 (\rho_p - \rho_g) (D) (- \sqrt{\frac{x^2 - x^4}{\pi}} + \text{Ang}_{\cos}(-x)) (2)}{(x+1) \mu_g P_g} \quad (17)$$

Las ecuaciones (14), (15), (16) y (17) permiten calcular la capacidad de manejo de gas (medido a condiciones estándar) en un separador horizontal:

Finalmente la capacidad de líquido (q_{sl}) se expresa como:

$$q_{sl} = \frac{\text{Volumen de líquido } (A_1) (L)}{Bo(Tro)} = \frac{(A_1) (L)}{Bo(Tro)} \quad (18)$$

Sustituyendo en (18) el valor de A_1 , que es el área transversal ocupada por líquido en el separador (figura 2) se obtiene:

Para el intervalo $0 < h/D \leq 0.5$

$$q_{sl} = \frac{(F) (L) 0.25 D^3 (-\sqrt{x^2 - x^4} + \text{Ang} \cos(X))}{Bo(Tro)} \quad (19)$$

Para el intervalo $0.5 < h/D \leq 1$

$$q_{sl} = \frac{(F) (L) 0.25 D^3 (\pi + \sqrt{x^2 - x^4} - \text{Ang} \cos(-X))}{Bo(Tro)} \quad (20)$$

Donde:

$F = 256.474$ (constante de conversión de unidades)

$C = 0.025421$ (constante de conversión de unidades)

$P_s =$ Presión base (14.7 lb/pg² abs.)

$T_s =$ Temperatura base (520 °R)

$P_f =$ Presión de operación del separador (lb/pg² abs.)

$T_f =$ Temperatura de operación del separador (°R)

$Z_f =$ Factor de compresibilidad del gas a T_f y P_f (adimensional)

$q_{sl} =$ Gasto de líquido a condiciones estándar (bl/día)

$q_{gs} =$ Gasto de gas a condiciones estándar (pi³/día)

$\rho_g =$ Densidad del gas a presión y temperatura del separador (lb/pi³)

$B =$ Distancia al extractor de niebla (pie)

$L =$ Longitud del seaparador (pie)

$d_p =$ Diámetro de las partículas de líquido (micra)

$\rho_l =$ Densidad del líquido a presión y temperatura del separador (lb/pi³)

$\mu_g =$ Viscosidad del gas a presión y temperatura del separador (cp)

$D =$ Diámetro interno del separador (pie)

$h =$ Nivel de líquido (altura a la que se encuentra la interfase) (pie)

$x = 1 - 2h/D$

$\gamma_g =$ Densidad relativa del gas (adimensional)

$\theta =$ Angulo asentamiento de las gotas de líquido.

$Bo =$ Factor de volumen de la fase líquida a T_f y P_f

$Tro =$ Tiempo de retención del líquido en el separador (minutos)

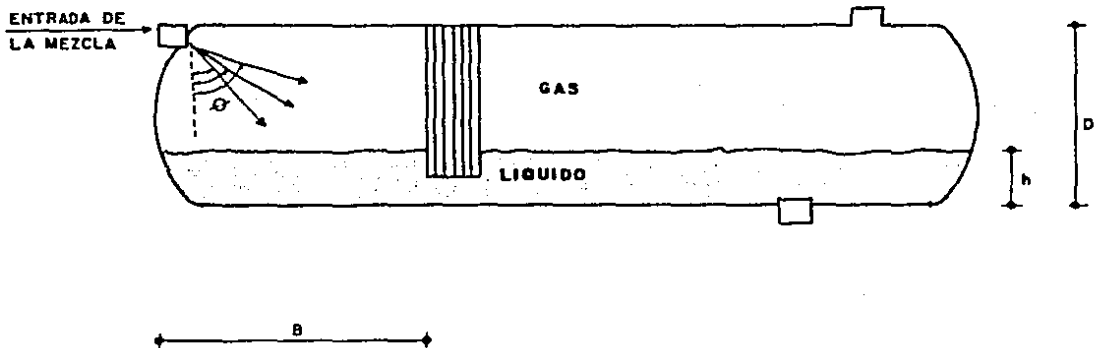
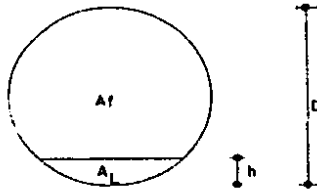


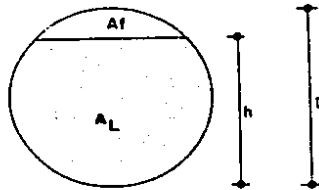
FIGURA 1 ESQUEMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL CONVENCIONAL



EN EL INTERVALO $0 < \frac{h}{D} < \frac{1}{2}$

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \left[1 + \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$

$$A_l = \frac{\pi D^2}{4} \left[-\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$



EN EL INTERVALO $\frac{1}{2} < \frac{h}{D} \leq 1$

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \left[\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

$$A_l = \frac{\pi D^2}{4} \left[1 + \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

D = DIAMETRO INTERNO
 h = NIVEL DEL LIQUIDO
 A_f = AREA DE FLUJO DEL GAS
 A_l = AREA OCUPADA POR EL LIQUIDO
 $X = 1 - \frac{2h}{D}$

FIGURA 2 AREAS DE FLUJO PARA DIFERENTES ALTURAS DE NIVEL DEL LIQUIDO. (9)

ANALISIS ADIMENSIONAL

Separando terminos de la ecuación 16 y 17. y definiendo N_s como un número adimensional, se obtiene:

Para el intervalo $0 < h/D < 0.5$

$$N_s = \frac{q g_s \gamma_g \mu_g}{C(\theta) (\rho_p - \rho_g) B (d_p^2) (D)} = \frac{\cos(\theta) \left(1 + \frac{\sqrt{1-x^2}}{\pi}\right) - \text{Ang_COS}_\pi(x)}{(1+x)} \quad (21)$$

Para el intervalo $0.5 < h/D < 1$

$$N_s = \frac{q g_s \gamma_g \mu_g}{C(\theta) (\rho_p - \rho_g) B (d_p^2) (D)} = \frac{\cos(\theta) \left(-\frac{\sqrt{1-x^2}}{\pi}\right) + \text{Ang_COS}_\pi(-x)}{(1+x)} \quad (22)$$

En la tabla 1, se presenta la tabulación de N_s contra diferentes valores de h/D en el intervalo $0 < h/D < 1$

Derivando N_s con respecto a θ y con respecto al parametro X en la ecuación 21, e igualando a cero es posible determinar los valores de X y θ a los cuales corresponde a la máxima capacidad de manejo de gas.

$$\frac{\partial(N_s)}{\partial X} = 0 = \cos(\theta) \left(\frac{\sqrt{1-x^2}}{\pi} (2+x) - \pi + \text{Ang_COS}(x)\right)$$

$$\frac{\partial(N_s)}{\partial \theta} = 0 = -\text{SEN}(\theta) \left(1 + \frac{\sqrt{1-x^2}}{\pi} - \frac{\text{Ang_COS}(x)}{\pi}\right)$$

Las anteriores expresiones forman un sistema de ecuaciones simultaneas no lineales, en el cual solo es posible determinar sus raices reales mediante un proceso iterativo, las cuales corresponden a valores de $\theta = 0^\circ$ $X = 0.53825$

Despejando el valor de h/D de la ecuación (7)

$$h/D = (1-X)/2 \quad (24)$$

Sustituyendo el valor de X en la ecuación 24

$$h/D = 0.2309$$

Tabla 1. Tabulación de N_s y h/D para diferentes valores de ángulo de depositación

h/D	0°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°
0.0	1.000	0.940	0.866	0.766	0.643	0.500	0.342	0.174
.05	1.033	0.971	0.895	0.791	0.664	0.516	0.353	0.179
.10	1.053	0.990	0.912	0.807	0.677	0.527	0.360	0.183
.15	1.066	1.001	0.923	0.816	0.685	0.533	0.365	0.185
.2	1.072	1.007	0.928	0.821	0.689	0.536	0.366	0.186
.25	1.073	1.008	0.929	0.822	0.690	0.536	0.367	0.186
.30	1.068	1.004	0.925	0.818	0.687	0.534	0.365	0.185
.35	1.059	0.995	0.917	0.810	0.680	0.529	0.362	0.184
.40	1.044	0.981	0.904	0.800	0.671	0.522	0.357	0.181
.45	1.025	0.963	0.887	0.785	0.659	0.512	0.350	0.180
.50	1.000	0.940	0.866	0.766	0.643	0.500	0.342	0.173
.55	0.970	0.911	0.840	0.743	0.623	0.485	0.332	0.168
.60	0.934	0.877	0.809	0.715	0.600	0.467	0.319	0.162
.65	0.891	0.837	0.771	0.683	0.573	0.445	0.305	0.154
.70	0.841	0.790	0.728	0.644	0.541	0.421	0.288	0.146
.75	0.782	0.735	0.677	0.599	0.503	0.391	0.267	0.136
.80	0.712	0.669	0.616	0.545	0.458	0.356	0.243	0.124
.85	0.627	0.589	0.543	0.480	0.403	0.314	0.214	0.109
.90	0.520	0.489	0.451	0.399	0.334	0.260	0.178	0.093
.95	0.374	0.351	0.324	0.286	0.240	0.187	0.129	0.065
1	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

CURVA GENERALIZADA

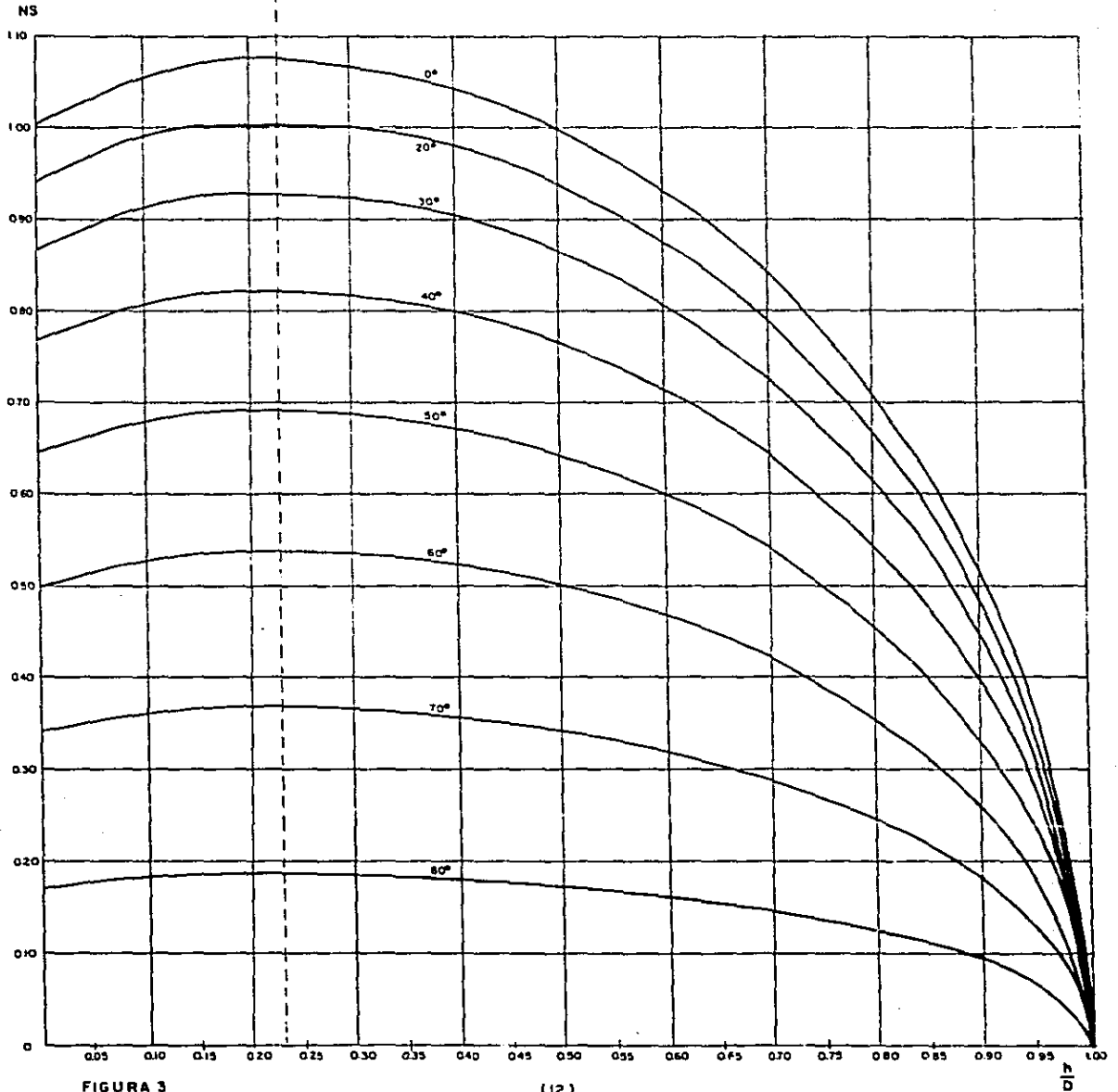


FIGURA 3

EVALUACION DEL METODO

El valor máximo de N_s correspondiente a $h/D = 0.2309$ que muestra la fig. 3, indica que un separador horizontal bifásico de un extractor de niebla que mantenga esta relación, estará operando a su máxima capacidad bajo las siguientes suposiciones:

- 1) Fluido estable, no hay cabeceo
- 2) Aceite no espumoso
- 3) No existe formación de hidratos

Sin embargo la figura 3, no muestra como afecta a la separación de gas las propiedades de las dos fases cuando se presentan en ellas cambios de presión y temperatura.

Es por esto que, con el objeto de evaluar el efecto que estos tienen, se programó las ecuaciones 16 y 17 (Apendice 2) y los resultados están representados en la figura 4, considerando:

- 1) La variación de la densidad de la fase líquida en base a la correlación de Distein, la cual es una de las más generales ya que con ella es posible estimar Bo y Rs haciendo correcciones por contenido de parafinas y la presencia de CO_2 , N_2 a H_2S en el gas:

Correlación de Distein:

$$\text{Log } Pf^* = -2.57364 + 2.35722 \text{ Log } Pf - .703988 (\text{Log } Pf)^2 + .098479 (\text{Log } Pf)^3$$

$$Bo^* = Rs \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.526} + 0.968 Tf$$

$$\text{Log } (Bo-1) = -6.58511 + 2.91329 \text{ Log } Bo^* - 0.27865 (\text{Log } Bo^*)^2$$

$$Rs = \gamma_g \left[\frac{Pf^* \gamma_o^{0.987}}{Tf^{0.13}} \right]^{0.816}$$

$$\rho_D = (62.4 \rho_o + 0.01362 Rs \gamma_g) / Bo$$

2) La geometría de la entrada de la mezcla al extractor de nubes es la correspondiente a la de los separadores convencionales fabricados por Oil Metering and Processing Equipment Corp. D=1.5 pie

3) Diámetro de 16 pg (1.1825 pie)

4) Longitud = 10 pies

5) $d_p=100$ micras

6) Densidad relativa del gas =0.65

7) Densidad API de la fase líquida = 35^o

8) $h/D=0.2309$

9) Angulo de depositación = 45°

En la figura 4 se nota claramente que para un determinado valor de temperatura, corresponde un valor de presión de máximo volumen separado, debido principalmente a la compresibilidad del gas a presiones mayores de 2000 lb/pg² abs. y en segundo término, a la variación de la viscosidad del gas y el gas disuelto contenido en el líquido.

La figura 4 puede ser utilizada en el diseño de separadores horizontales aún cuando el diámetro del separador propuesto sea diferente a 16 pg. Debido a que la capacidad de gas es directamente proporcional al diámetro interior (ecuaciones 16 y 17), bastara dividir entre 1.1825 y multiplicar por el diámetro deseado el valor obtenido en la figura 4.

Haciendo comparación bajo las mismas condiciones entre el método publicado por OMPEC (Fig.5), el aquí propuesto y el presentado por Nolasco, existen diferencias notables en el volumen de gas separado (tabla 2), debidas principalmente a que OMPEC no toma en cuenta el efecto del gas disuelto contenido en la fase líquida.

Por otra parte, aunque el método de Nolasco sí considera la variación de la presión y temperatura y el gas disuelto en la fase líquida, la suposición de que el extractor de niebla está ubicado a una distancia de dos veces la diferencia del diámetro interno menos el nivel del líquido, es la razón principal de que los volúmenes de gas estimados sean mayores a los obtenidos con la ecuación 16, ya que en este caso, para la relación de $h/D=0.2309$ y diámetro interno de 1.1025 pie, el método de Nolasco ubica al extractor de niebla a 1.819 pie y no a 1.5 pie. La suposición de Nolasco implica que el extractor de niebla se encuentra en movimiento horizontal a medida que varía el nivel de líquido, lo cual no se presenta en la realidad ya que en los diseños de los fabricantes de separadores, el extractor se encuentra fijo y a una distancia constante, dependiendo de la longitud del separador.

Cabe mencionar que la comparación de los tres métodos con el propuesto por Arnold, no es equivalente a los mismos tipos de separadores convencionales (3,7) con un solo extractor de niebla. El desarrollo y método de Arnold está basado en el hecho de que en el 75 % de la longitud del separador se presenta una eficiente separación de la mezcla, además de considerar que el extractor no está ubicado transversalmente al área de flujo, sino que este se localiza poco antes de la salida del gas del separador.

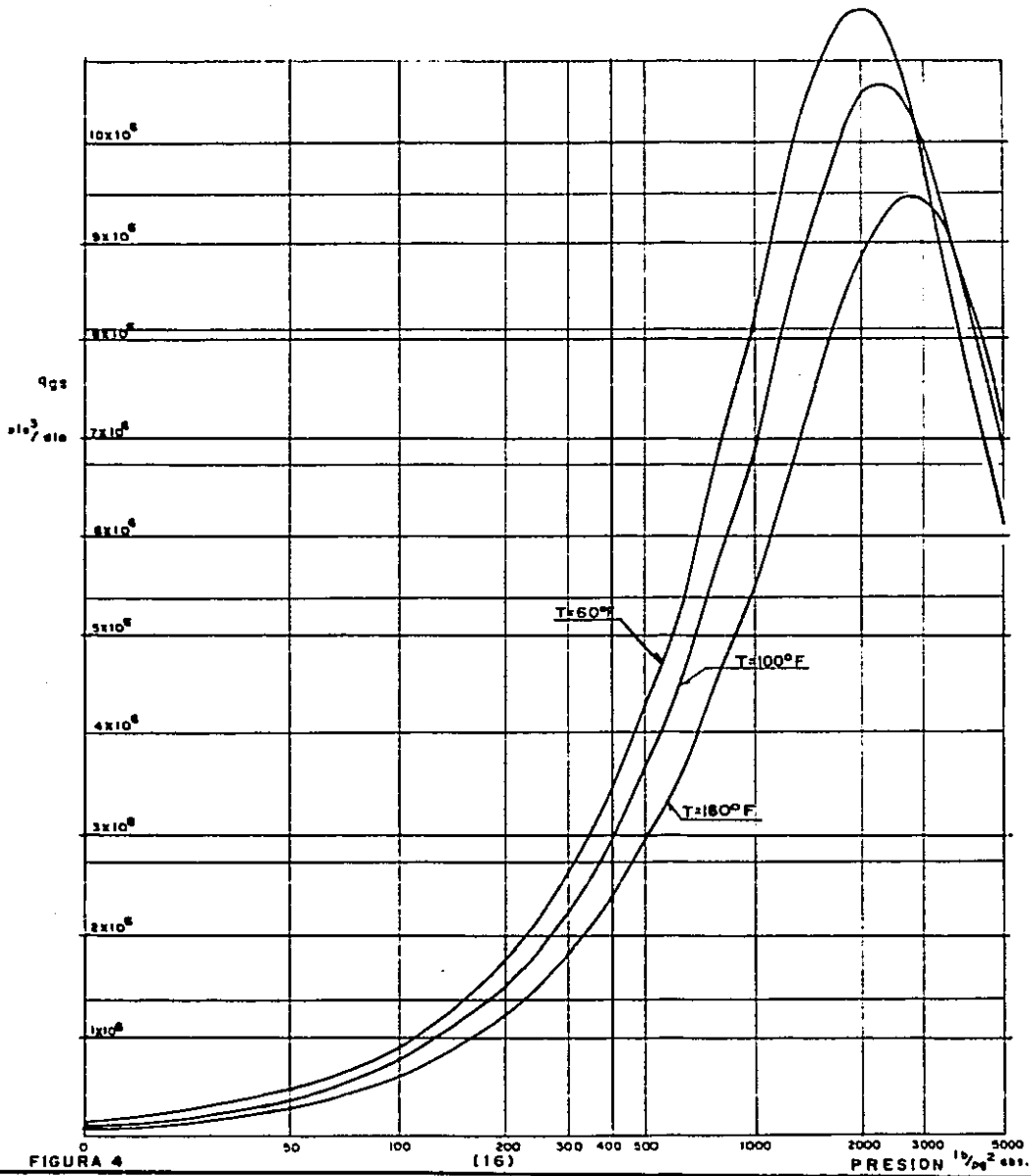


FIGURA 4

Tabla 2. Comparación de la capacidad de separación de gas (MM pie³/día) utilizando diferentes métodos. T_f = 60°F

Presión lb/pg ² abs.	OMPEC	Nolasco	Arnold	Ecuación 16
100	0.93	1.07	3.45	0.887
200	1.75	2.156	5.775	1.781
300	2.50	3.236	8.044	2.674
600	4.25	6.404	14.07	5.266
800	5.20	8.385	13.65	6.863
1000	6.00	10.19	16.32	8.291
2000	8.00	14.89	25.854	11.494
3000	8.45	13.419	35.194	9.968

SEPARADOR
 PROFUNDIDAD DEL LIQUIDO (pg)
 DIAMETRO EXTERIOR DE DISEÑO (pg)
 PRESION DE DISEÑO (lb/pg²)

22
20
18
16
14
12
10
8
6
4
0

60
48
36
30
24
20
16

125
500
1000

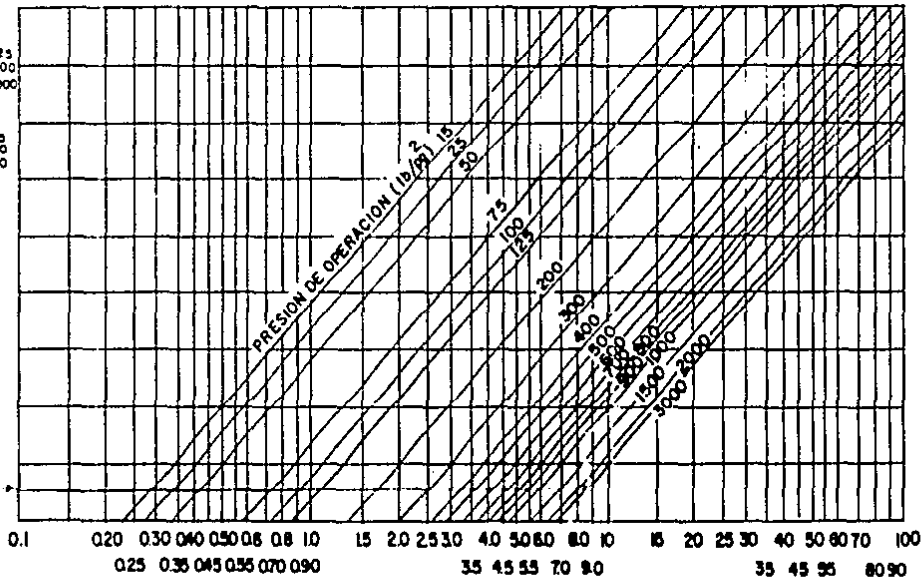
125
500
1000
1500

125
500
1000
1500
2000

125
500
1000
1500
2000

125
500
1000
1500
2000

125
500
1000
1500
2000



CAPACIDAD DE GAS (MM pie³/ dia)

FIGURA 5 CAPACIDAD DE GAS DE UN SEPARADOR HORIZONTAL (OMPEC)

CONCLUSIONES

Se presenta un nuevo método que permite calcular y diseñar la capacidad de separación de gas en un separador horizontal, aún cuando el nivel de líquido sea mayor de la mitad del diámetro interno de este.

Este método considera el ángulo de deposición de las gotas y la posición real del extractor de niebla.

Comparaciones bajo las mismas condiciones entre el método aquí propuesto y los métodos de Nolasco y DNPEC muestran considerables diferencias en el volumen de gas separado, debidas principalmente a que DNPEC no toma en cuenta el gas disuelto en la fase líquida, y a que el método de Nolasco no considera fija la posición del extractor de niebla.

El método propuesto por Nolasco tiene la limitación de que solo debe utilizarse cuando el extractor de niebla se encuentre ubicado a una distancia de dos veces la diferencia del diámetro interior menos el nivel de líquido. El método DNPEC está restringido a utilizarse solamente cuando la temperatura de operación del separador sea de 60°F .

El efecto que tiene sobre la separación de gas, la presión, temperatura, viscosidad del gas, así como el gas disuelto en el líquido, se ha representado gráficamente (fig. 4) para ser considerado en el diseño de separadores. El nivel de líquido en un separador convencional bifásico de un extractor de niebla afecta directamente la capacidad de manejo de gas, existiendo una relación óptima de 0.2309 entre el nivel de líquido y el diámetro interior, a la cual corresponde el máximo volumen de gas separado.

De acuerdo al comportamiento de la relación h/D , que se observa en la figura 3, es posible concluir que la amplitud recomendada del nivel de líquido en un separador horizontal deberá mantenerse entre 0.20 y 0.30.

Como todos los métodos teóricos, y aún los teórico-prácticos, que intentan representar un proceso físico, es necesario perfeccionar o modificar los factores que en él intervienen cuando se intenta aplicarlos bajo condiciones diferentes a las que fueron desarrollados, el método aquí propuesto no es la excepción, siendo el siguiente paso modificar los factores que en él intervienen en base a información confiable que sea obtenida a partir de pruebas de campo o laboratorio.

REFERENCIAS

- 1) Arnold K, Stewart M. "Designing oil and gas production systems"
World Oil, Noviembre 1984
- 2) Nolasco M.J. "Estudio de Separación de Gas", Provento D-3450
Instituto Mexicano del Petroleo 1977
- 3) Frick C.T. Smith H.V. "Petroleum Production Hand book"
Society of Petroleum Engineers 1962
- 4) I. Bronshtein, K. Semendiaev. "Manual de Matemáticas para Ingenieros
y Estudiantes" E.C.P. 1970
- 5) Distain Glaso "Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlations"
Journal of Petroleum Technology Mayo 1980
- 6) Sokolnikoff & Redheffer "Mathematics of Physics and Modern Engineering"
Mc.Graw Hill 1966
- 7) Arnold K, Stewart M. "Designing oil and gas production systems"
World Oil, Diciembre 1984
- 8) Sarma Hiren "How to size gas scrubbers"
Hydrocarbon Processing, Septiembre 1981

- 9) Bird, Stewart, Liethfoot "Transport Phenomena"
John Wiley & Sons 1960
- 10) Sanchez A.F. Apuntes de clase "Diseño de Instalaciones Superficiales
de Producción" DEFFI UNAM 1986
- 11) Gómez C.J. Apuntes de la clase "Manejo de la producción en
la superficie" Facultad de Ingeniería UNAM 1985
- 12) Bennett, Myers "Transporte de cantidad de movimiento, calor y materia"
Editorial Reverté 1979
- 13) J.P. Holman "Termodinamics"
Third Edition Mc Graw Hill 1980
- 14) Boyce, Diprima "Ecuaciones Diferenciales y Problemas con Valores en
la Frontera" Editorial Limusa 1978
- 15) Mc Cain W. "The Proprieties of Petoleum Fluids"
Pennwell Books 1973

A P E N D I C E I

DESARROLLO DE LA LEY DE STOKES

Considerando flujo lento de un fluido incompresible alrededor de una esfera sólida, tal como se indica en la figura A1. La esfera es de radio R y diámetro d_p . El fluido tiene una viscosidad μ y una densidad ρ y asciende verticalmente hacia la esfera con una velocidad uniforme v_∞ a lo largo del eje z negativo. Análiticamente se ha encontrado⁽⁵⁾ que para este tipo de flujo, la distribución de cantidad de movimiento, la distribución de presión y los componentes de la velocidad expresados en coordenadas esféricas son:

$$\tau_{r\theta} = \frac{3\mu v_\infty}{2R} \left(\frac{R}{r}\right)^4 \sin \theta \quad (A1)$$

$$p = p_0 - \rho g z - \frac{3\mu v_\infty}{2R} \left(\frac{R}{r}\right)^2 \cos \theta \quad (A2)$$

$$v_r = v_\infty \left[1 - \frac{3}{2} \left(\frac{R}{r}\right) + \frac{1}{2} \left(\frac{R}{r}\right)^3 \right] \cos \theta \quad (A3)$$

$$v_\theta = -v_\infty \left[1 - \frac{3}{4} \left(\frac{R}{r}\right) - \frac{1}{4} \left(\frac{R}{r}\right)^3 \right] \sin \theta \quad (A4)$$

En la ecuación A2 p_0 es la presión en el plano $z=0$ alejado de la esfera. $-\rho g z$ es la contribución del peso del fluido (efecto hidrostático), y el término que contiene r , resulta como consecuencia del flujo del fluido alrededor de la esfera, estas ecuaciones son válidas cuando el número de Reynolds $Dv_\infty \rho / \mu$ no es mayor de 0.1.

Obsérvese que la distribución de velocidad cumple la condición de que $r = r_0$ en la superficie de la esfera. Además, puede demostrarse que tiende hacia v_∞ para puntos alejados de la esfera. Por otra parte, se observa claramente que, lejos de la superficie esférica, la distribución de presión se transforma en la ecuación hidrostática $p = p_0 - \rho g z$. Por lo tanto debe satisfacer las condiciones límite para $r = R$ y $r = \infty$.

Calculando la fuerza neta que el fluido ejerce sobre la esfera mediante la integración de la fuerza normal y la fuerza tangencial sobre la superficie de la esfera.

Integración de la fuerza normal

En cada punto de la superficie esférica existe una presión sobre el sólido que actúa perpendicularmente a la superficie. El componente z de esta presión es $-p \cos \theta$. Esta presión se multiplica por el área de la superficie sobre la que actúa $R^2 \sin \theta d\theta d\phi$ se integra sobre la superficie esférica para obtener la fuerza resultante en la dirección z :

$$F_n = \int_0^{2\pi} \int_0^\pi (-p)_{r=R} \cos \theta R^2 \sin \theta d\theta d\phi \quad (A5)$$

La distribución de presión en la superficie de la esfera es:

$$p|_{r=R} = p_0 - \rho g R \cos \theta - \frac{3}{2} \frac{\mu v_\infty}{R} \cos \theta \quad (A6)$$

Sustituyendo esta expresión en la integral de la ecuación A5. La integral que contiene p_0 se anula, la de $-\rho g R \cos \theta$ da la fuerza de flotación del fluido sobre el sólido y la integral en la que interviene la velocidad da la resistencia de forma, quedando finalmente:

$$F_n = \frac{4}{3} \pi R^3 \rho g + 2\pi \mu R v_\infty \quad (A7)$$

Integración de la fuerza tangencial

En cada punto de la superficie existe también un esfuerzo cortante que actúa tangencialmente. Este esfuerzo $-\tau_{r\theta}$ es la fuerza que actúa en la dirección θ por unidad de área de la superficie de la esfera

El componente z de esta fuerza, por unidad de área, es $(-\tau_{r\theta})(-\sin \theta)$. Multiplicando por $R^2 \sin \theta d\theta d\phi$ e integrando sobre la superficie de la esfera.

se obtiene la fuerza resultante en la dirección z:

$$F_z = \int_0^{2\pi} \int_0^\pi (+\tau_{rel} \sin \theta) R^2 \sin \theta \, d\theta \, d\phi \quad (A8)$$

La distribución del esfuerzo cortante en la superficie de la esfera, de acuerdo con la ecuación A1, es

$$\tau_{rel} = \mu \frac{3}{2} \frac{v_\infty}{R} \sin \theta \quad (A9)$$

Sustituyendo esta expresión en la integral de la ecuación A8, se obtiene la "resistencia de fricción"

$$F_f = 4\pi\mu R v_\infty \quad (A10)$$

Por lo tanto la fuerza total del fluido sobre la esfera, viene dada por la suma de las ecuaciones A7 y A10

$$F = \frac{4}{3}\pi R^3 \rho g + 2\pi\mu R v_\infty + 4\pi\mu R v_\infty \quad (A11)$$

Si una esfera inicialmente en reposo, se deja caer en un fluido adquiere un movimiento acelerado hasta que alcanza una velocidad constante (v_t). Cuando se alcanza este estado, la suma de todas las fuerzas que actúan sobre la esfera es cero, la fuerza de gravedad actúa sobre el sólido en la dirección de la caída, y el empuje y la fuerza debida al movimiento actúan en sentido contrario.

$$\frac{4}{3}\pi R^3 \rho_s g = \frac{4}{3}\pi R^3 \rho g + 6\pi\mu v_t R \quad (A12)$$

En esta expresión, R es el radio de la esfera, ρ_s la densidad de la esfera, ρ la densidad del fluido y v_t la velocidad terminal. Despejando el valor velocidad terminal, expresandola en función de d_p que es el diámetro de la esfera:

$$v_t = \frac{g \, d_p^2 (\rho_s - \rho)}{18 \mu g}$$

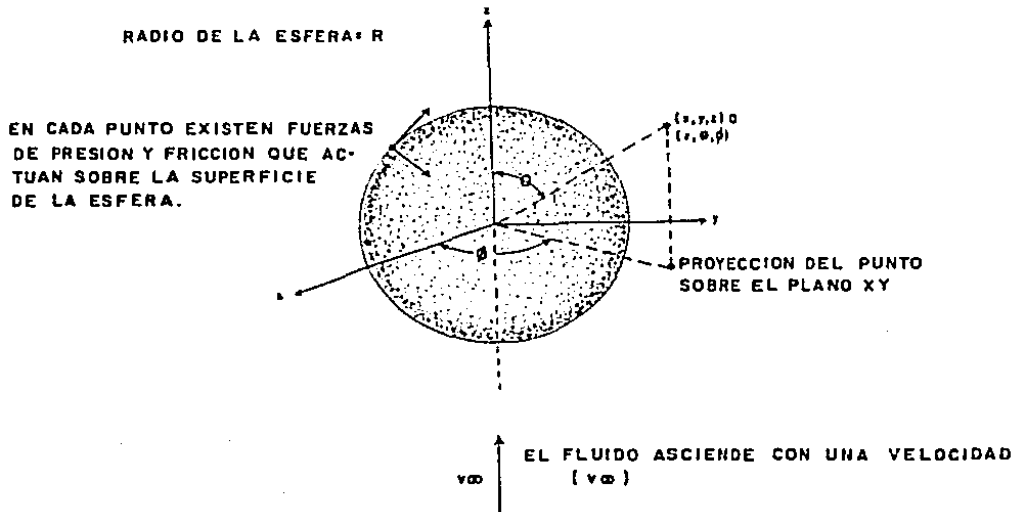


FIGURA A-1 SISTEMA COORDENADO UTILIZADO PARA DESCRIBIR EL FLUJO DE UN FLUIDO AIREDEDOR DE UNA ESFERA RIGIDA.

A P E N D I C E 2

EJEMPLO # 1

Determinar el nivel de liquido que deberá mantenerse en un separador horizontal para separar un gasto de gas de 1.66 MM pie³/dia disponiendo de la siguiente información:

Densidad relativa del gas = 0.60 (adim)
Densidad API de la fase liquida = 40°
Presión de Operación = 200 lb/pg² abs.
Diámetro = 20 pg (1.5499 pie)
Distancia al extractor de niebla = 1.50 pie
Longitud del separador = 10 pies.
Temperatura de Operación = 100°F

Datos Calculados (con el programa anexo)

Con la correlación de Lee $\mu_g = 0.011894 \text{ cp}$
Con la Correlación de Yarborough $Z = 0.97425$
Con la correlación de Distein $Bo = 1.0277$ $Rs = 62.8336$ $e_p = 50.9612 \text{ lb/pie}^3$
 $e_g = 2.7044(P_f) \sqrt{V_g} / (Z T_f) = 2.7044(200)(0.60) / (0.97425)(460+100)$
 $e_g = 0.58481 \text{ lb/pie}^3$

Datos estimados

Diámetro de las gotas de liquido = 100 micras
Angulo promedio de depositación = 50°

Solución

Calculo de N_s :

$$N_s = q_g \mu_g \sqrt{V_g} / (0.025421(e_g)(e_p - e_g)(B)(d_p^3)(D))$$
$$N_s = 1,660,000(0.011894)(0.60) / (0.02541)(0.585)(51.96 - .585)(1.5)(100^3)(1.5499)$$
$$N_s = 0.6670$$

La intercepción (en línea horizontal) en la curva generalizada de $N_s = 0.667$ con la curva de 50° proporciona dos valores de la relación h/D : 0.0515 v 0.40 que equivalen a una amplitud en el nivel de liquido de:

$$(12)(1.5499)(0.0515) = 0.95 \text{ pg}$$
$$(12)(1.5499)(0.400) = 7.44 \text{ pg}$$

EJEMPLO # 2

Determinar el gasto de gas que se espera separar con dos separadores horizontales convencionales de 30 pg (Diámetro interior=2.2023 pie) operando ambos a su máxima capacidad y considerando:

Densidad relativa del gas = 0.65 (adim)
Densidad API de la fase líquida = 35°
Presión de Operación = 450 lb/pg² abs.
Distancia al extractor de niebla = 1.50 pie
Longitud del separador = 10 pies.
Temperatura de Operación = 80°F

Datos Estimados

Diámetro de las gotas de líquido = 100 micras
Angulo de depositación = 45°

Solución

Interceptando verticalmente en la figura 4. el valor de presión de 450 lb/pg² con la curva correspondiente a una temperatura de 80°F (interpolando entre la curva de 60 y 100°F) se obtiene un valor de gasto de gas de 3.5 MM pie³/dia

Dividiendo el valor obtenido entre 1.1825 y multiplicando por 2.2023

qgs/separador = (2.2023) (3,500,000) / 1.1825 = 6.51 MM pie³/ dia
qgs(total) = 2(6.51) MM pie³/dia = 13.02 MM pie³/dia

```

10      ! @@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@
20      ! Secorra Artesa Tomas                                     @
30      ! Capacidad de manejo de gas en Separadores horizontales @
40      ! Sistema 1E-9347U                                       @
50      ! Julio 1988                                             @
60      ! @@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@
70      ! @@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@
80      ! INFORMACION REPUBLICA,
90      ! @@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@
100     PRINTER IS 7.1
110     Go=0
120     Tm=0
130     Paso=
140     Qa=0
150     Teta=0
160     Aol=0
170     Qa=
180     Do=0
190     H=0
200     X=1-2*(H/D)
210     PRINT "TEMPERATURA".Tm
220     PRINT "D":D
230
240     GOSUB O1s
250     GOSUB O1s2
260     GOSUB Zbo
270     GOSUB Leo
280     RAD
290     M=1+GDR(X^2-X^4)/PI-ACS(X)/PI
300     DEG
310     Qas=.025421*Bc*Go2*CO5(Teta)*Dp^2*(Go-Go2)*D*2*M/(X+1)*Ma*Go)
320     PRINT "PRESION":Fm
330     Fra=Qas/1000000
340     PRINT "GASTO DE GAS MM":Fra
350     ! Metodo de Nolasco
360     Qan=Fm/(Tm+460)+1235/Ma/Z*(Go-2.7044*Ga*Fm/(Tm+460))*(P1+1.1825^2)/4*H
370     Qan=Qan/1000000
380     PRINT "NOLASCO":Qan
390     PRINT "Z":Z
400     PRINT "Ma":Ma
410     PRINT "Go":Go
420     PRINT "Ga2":Ga2
430     PRINT "Teta":Teta
440     PRINT "RS":Rs
450     PRINT "Bo":Bo
460     Pm=Fm/100
470     IF Pm<3050 THEN GOTO 240
480     IF Pm<3050 THEN PRINTER IS 1s
490     ENL
500     ! @@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@@

```

```

500 ! #####
510 Zba: ! SUBROUTINA PARA CALCULAR Z (VANPORDUIG)
520 ! #####
530 !
540 Gaf=Ga
550 Por=Pm/(702.5-59*Gaf)
560 Trr=(167+316.67*Gaf)/(Tm+460)
570 A=.06125*Trr*EXP(-1.2*(1-Trr)^2)
580 B=Trr*(14.76-9.76*Trr+4.50*Trr^2)
590 C=Trr*(90.7-242.2*Trr+42.2*Trr^2)
600 D2=2.18+2.82*Trr
610 IF Y>1 THEN Y=.60
620 F=-A*Por+(Y+Y^2+Y^3+Y^4)/(1-Y)^5-B*Y^2+C*Y^2D2
630 IF ABS(F)<=.0000001 THEN GOTO 670
640 Df=(1+4*Y+4*Y^2+4*Y^3+Y^4)/(1-Y)^4-2*B*Y+D2>C*Y(D2-1)
650 Y=Y-F/Df
660 GOTO 610
670 Z=A*Por/Y
680 RETURN
690 !
700 ! #####
710 Lee: ! SUBROUTINA PARA CALCULAR VISCOSIDAD DEL GAS CON CORRELACION DE LEE
720 ! #####
730 Ga2=2.7044*Pm*Gaf/(Z*(Tm+460))
740 Kk=(9.4+.5794*Gaf)*(Tm+460)^1.5/(209+550.4*Gaf+(Tm+460))
750 Xx=3.5+986/(Tm+460)+.2897*Gaf
760 Yv=2.4-.2*Xx
770 Mu=Kk*.0001*EXP(Xx*(Ga2/62.428)^Yv)
780 RETURN
790 RETURN
800 ! #####
810 Dis: ! CORRELACION DE RS DE OISTEIN
820 ! #####
830 !
840 Po=10^(-2.57364+2.35772*LGT(Pm)-.703988*LGT(Pm)^2+.078479*LGT(Pm)^3)
850 Rs=Gg*(Po*Api^.989/Tm^.13)^(1/.816)
860 RETURN
870 ! #####
880 Dis2: ! CORRELACION DE Bo DE OISTEIN
890 ! #####
900 Ggd=.25+.02*Api+10^(-6)*(.6874-3.5864*Api)*Rs
910 !
920 Gro=141.5/(131.5+Api)
930 Boo=Rs*(Gg/Gro)^.526+.968*Tm
940 Bo=1+10^(-6.58511+2.91329*LGT(Boo)-.27683*LGT(Boo)^2)
950 Go=(62.4*Gro+.01362*Rs*Ggd)/Bo
960 RETURN
970 ! #####

```