

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA EN GEOLOGÍA Y PETRÓLEOS

**DESARROLLO DE UN PROCEDIMIENTO PARA LA
ESPECIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE UN SISTEMA DE BOMBEO
MULTIFÁSICO EN EL ORIENTE ECUATORIANO**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DEL
TÍTULO DE INGENIERO EN PETRÓLEOS**

ALEX DAVID CABASCANGO CACHIPUENDO

Cabascangoalex2012@gmail.com

DIRECTOR: ING. JAIME GONZÁLEZ

jaime.gonzalez@epn.edu.ec

QUITO, OCTUBRE 2017

DECLARACIÓN

Yo, Alex David Cabascango Cachipundo, declaro bajo juramento que el trabajo aquí realizado es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultados de las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente declaración cedo mis derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo, a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

ALEX DAVID CABASCANGO CACHIPUNDO

CERTIFICACIÓN

Yo, Jaime González Maya certifico que el presente trabajo de titulación fue desarrollado por Alex David Cabascango Cachipundo, bajo mi supervisión.

ING. JAIME GONZÁLEZ MAYA

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios, por velar y guiar siempre mi camino por el sendero del bien, por darme la sabiduría e inteligencia para poder cumplir con esta meta tan importante y sobre todo por la vida.

Agradezco a mis padres María Consuelo Cachipundo y Juan Francisco Cabascango por brindarme su apoyo siempre, por enseñarme a luchar por mis sueños sin importar los obstáculos que se presenten en el camino, que las cosas más valiosas se consiguen con esfuerzo y sacrificio propio.

Agradezco a mis amigos (Daniel, Kevin, Andrés, Diocles, Hermes, Marco, Danes, Guillermo, Esteban, Rodrigo, Francisco, Gaby, Emy) y a todos mis demás amigos y conocidos por brindarme su apoyo y formar parte de mi vida universitaria dejándome grandes experiencias y anécdotas.

Agradezco a la Escuela Politécnica Nacional y a sus profesores en especial al Ingeniero Jaime González por brindarme su apoyo para poder realizar este proyecto de titulación.

Alex David Cabascango

DEDICATORIA

Dedico este proyecto de titulación a mis padres María Consuelo Cachipundo y Juan Francisco Cabascango, por enseñarme que para conseguir algo en la vida siempre se requiere de sacrificios y esfuerzo propio, y gracias a eso puedo cumplir esta meta tan importante en mi vida para mí.

A Dios por llenarme de bendiciones siempre y haberme permitido culminar esta etapa de mi vida.

A mis hermanos, por su apoyo incondicional siempre ya que son el motivo de que me esfuerce siempre al máximo para poder lograr mis metas.

Alex David Cabascango

CONTENIDO

CAPÍTULO I	1
INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 DESCRIPCION DEL PROBLEMA.....	2
1.3 PROPUESTA DE SOLUCIÓN	4
1.4 OBJETIVOS DEL TRABAJO	4
1.4.1 Objetivo general	4
1.4.2 Objetivos específicos.....	4
1.5 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	5
CAPÍTULO II.....	6
MARCO TEÓRICO	6
2.1 ASPECTOS GENERALES DE FLUJO MULTIFÁSICO	6
2.1.1 Flujo multifásico en tuberías.....	6
2.2 ANÁLISIS DE VARIABLES EN FLUJO MULTIFÁSICO	7
2.3 CONSIDERACIONES REQUERIDAS PARA COMPRENDER EL CÁLCULO DE FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS	8
2.3.1 Calculo del factor de fricción	8
2.3.2 Hold-up de líquido (hl).....	12
2.3.3 Fracción de líquido sin deslizamiento.....	13
2.3.4 Densidad de líquidos	13
2.3.5 Velocidad superficial.....	14
2.4 DEFINICIÓN DE PATRONES DE FLUJO Y CLASIFICACIÓN.....	17
2.4.1 Patrones de flujo horizontal.....	17
2.5 CORRELACIONES DE FLUJO HORIZONTAL	24
2.5.1 Correlación de Lockhart & Martinelli.....	25
2.5.2 Correlación de Eaton.....	27
2.5.3 Correlación de Duckler	29
2.5.4 Correlación de Beggs & Brill.....	33
2.6 ANÁLISIS DE LAS PROPIEDADES INVOLUCRADAS EN EL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO	38
2.6.1 Bombeo tradicional (flujo convencional).....	38
2.6.2 Bombeo multifásico (flujo no tratado).....	40
2.7 BOMBAS MULTIFÁSICAS	44

2.8 CLASIFICACIÓN DE BOMBAS CONVENCIONALES	45
2.8.1 Bombas convencionales dinámicas	45
2.8.2 Bombas convencionales de desplazamiento positivo.....	46
2.9 BOMBAS MULTIFÁSICAS Y SU PRINCIPIO DE OPERACIÓN.....	47
2.9.1 Bombas de desplazamiento positivo	48
2.10 CURVAS CARACTERÍSTICAS DE UNA BOMBA	54
2.11 PRINCIPIOS BÁSICOS PARA EL CÁLCULO DE BOMBAS	59
CAPÍTULO III	62
DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO APLICADO AL BLOQUE 31 CAMPO APAIKA-NENQUE.....	63
3.1 SELECCIÓN DEL CAMPO (APAIKA-NENQUE).....	65
3.2 ADQUISICIÓN DE LA INFORMACIÓN DE CAMPO	66
3.3 ANÁLISIS DE LA INFORMACIÓN	68
3.4 SELECCIÓN DE LOS POZOS CANDIDATOS A LA APLICACIÓN	69
3.5 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE BOMBAS MULTIFÁSICAS	70
3.6 CONDICIONES OPERACIONALES ESTIMADAS CAMPO APAIKA- NENQUE BLOQUE 31	72
3.7 SELECCIÓN DE LA BOMBA MULTIFÁSICA	73
3.8 COMPARACIÓN TÉCNICA /ECONÓMICA DE BOMBAS DE DOBLE TORNILLO	74
3.9 IMPLEMENTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE BOMBEO MULTIFÁSICO	74
CAPÍTULO IV	76
4.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS CON LA FORMULACIÓN DEL SISTEMA	76
CAPÍTULO V	86
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	86
5.1 CONCLUSIONES	86
5.2 RECOMENDACIONES.....	88
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	89

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2. 1.- Valores de a, b y c para diferentes tipos de flujo	26
Tabla 2. 2.-Parámetros de la correlación de Lockhart y Martinelli	27
Tabla 2. 3.- Límites de los regímenes de flujo horizontal	36
Tabla 2. 4.- Rangos de GVF	43
Tabla 2. 5.- Capacidad de operación bomba multifásica de doble tornillo	49
Tabla 2. 6.- Capacidad de operación bomba multifásica de cavidades progresivas.....	50
Tabla 2. 7.- Capacidad de operación bomba multifásica de pistón	52
Tabla 2. 8.- Capacidad de operación bomba multifásica helico-axial.....	54
Tabla 3. 1- Información para la implementación del sistema de bombeo multifásico ...	66
Tabla 3. 2.- Propiedades de la plataforma APAIKA Inicio del proyecto	67
Tabla 3. 3.- Propiedades de la plataforma NENQUE proyecto en ejecución.....	68
Tabla 3. 4.- Comparación cualitativa bomba de Doble torillo vs Helico-axial	70
Tabla 3. 5.- Condiciones operacionales estimadas	72
Tabla 3. 6.-Comparación técnica/económica de bombas de doble tornillo.....	74
Tabla 4. 1.- Condiciones operacionales iniciales Apaika-Nenque	77
Tabla 4. 2.- Condiciones operacionales 13 meses de producción Apaika-Nenque.....	79
Tabla 4. 3.- Condiciones operacionales 25 meses de producción Apaika-Nenque.....	82
Tabla 4. 4.- Condiciones operacionales 31 meses de producción Apaika-Nenque.....	82

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. 1.- Flujo Convencional	2
Figura 1. 2.- Flujo tratado tecnología multifásica	3
Figura 2. 1.- Diagrama de Moody	11
Figura 2. 2.-Hold-Up de líquido.....	12
Figura 2. 3.- Flujo estratificado-suave	18
Figura 2. 4.-Flujo estratificado-ondulado.....	18
Figura 2. 5.-Flujo intermitente	19
Figura 2. 6.-Flujo anular.....	19
Figura 2. 7.-Flujo burbuja dispersa	20
Figura 2. 8.-Flujo burbuja tubería inclinada.....	21
Figura 2. 9.-Flujo slug tubería inclinada	22
Figura 2. 10.-Flujo bache tubería inclinada.....	22
Figura 2. 11.-Flujo anular tubería inclinada	23
Figura 2. 12.-Mapa de patrones de flujo	24
Figura 2. 13.- Correlación para flujo multifásico (Lockhart & Martinelli).....	26
Figura 2. 14.- Grafica para obtener f correlación de Eaton	29
Figura 2. 15.- Factor de deslizamiento HL en función del Número de Reynolds Bifásico λ y del Porcentaje Líquido (λ). Correlación de Duckler	32
Figura 2. 16.- Factor de fricción bifásico Correlación de Duckler.....	32
Figura 2. 17.-Mapa de patrón de flujo modificado Beggs & Brill	36
Figura 2. 18.-Estación de flujo convencional.....	39
Figura 2. 19.-Flujo no tratado Bombeo Multifásico.....	41
Figura 2. 20.-Clasificación de bombas convencionales dinámicas	45
Figura 2. 21.- Clasificación de bombas convencionales de desplazamiento positivo	46
Figura 2. 22.- Tipos de bombas multifásicas.....	48
Figura 2. 23.-Bomba de doble tornillo	49
Figura 2. 24.- Bomba de cavidades progresivas.....	50
Figura 2. 25.-Bomba de pistón	51
Figura 2. 26.-Bomba centrífuga	53
Figura 2. 27.- Bomba Helico-axial.....	54

Figura 2. 28.-Curva característica de una bomba (H_m Vs Q).....	55
Figura 2. 29.-Curva característica de una bomba (Nu Vs Q).....	56
Figura 2. 30.-Curva característica de una bomba (n vs Q).....	57
Figura 2. 31.- Curva del NPSH	58
Figura 2. 32.- Esquema del sistema de bombeo multifásico	59
Figura 3. 1.-Metodología.....	63
Figura 3. 2.-Metodología (correlaciones de Duckler, Beggs & Brill).....	64
Figura 3. 3.-Bloque 31 Oriente Ecuatoriano	65
Figura 3. 4.-Esquema de flujo APAIKA-NENQUE	67
Figura 4. 1 Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 1	78
Figura 4. 2.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 1	79
Figura 4. 3.- Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 2.....	81
Figura 4. 4.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 2.....	81
Figura 4. 5.- Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 3.....	84
Figura 4. 6.- Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 4.....	84
Figura 4. 7.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 3.....	85
Figura 4. 8.-Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 4.....	85

SIMBOLOGÍA

Símbolo	Significado	Dimensiones
A	Área	L^2
B_g	Factor volumétrico del gas	
Bl	Barriles	L^3
B_o	Factor volumétrico de petróleo	
B_w	Factor volumétrico de agua	
BFPD	Barriles de fluido por día	L^3/T
BPPD	Barriles de petróleo por día	L^3/T
BSW	Porcentaje de agua del líquido	
Di	Diámetro interno de la tubería	L^2
f	Factor de fricción	
f_o	Fracción de petróleo	
f_m	Factor de fricción de la mezcla	
ft	Pies	L
gc	Aceleración de la gravedad	L/t^2
GLR	Relación gas líquido	
GOR	Relación gas petróleo	
H_l	Hold-Up de líquido	
H_g	Hold-Up del gas	
HP	Potencia hidráulica	ML^2/T
K	Permeabilidad	L^2
L	Longitud	L

ΔL	Variación de longitud	L
lb	Libra	M
NRE	Numero de Reynolds	
P	Presión	M/LT^2
P_{cr}	Presión pseudo-critica	M/LT^2
P_b	Presión de burbuja	M/LT^2
P_d	Presión de descarga	M/LT^2
P_s	Presión de succión	M/LT^2
P_{sr}	Presión pseudo- reducida	M/LT^2
P_v	Presión de vapor	M/LT^2
P_{wh}	Presión de cabeza	M/LT^2
Q	Caudal de fluido	L^3/t
Q_g	Caudal de gas	L^3/t
Q_l	Caudal de líquido	L^3/t
Q_o	Caudal de petróleo	L^3/t
Q_w	Caudal de agua	L^3/t
Q_s	Caudal de succión de la bomba	
Rs	Relación de solubilidad del crudo	$L^3/L^3/t$
T	Temperatura	T
T_{cr}	Temperatura pseudo-critica	T
T_{sr}	Temperatura pseudo-reducida	T
T_{wh}	Temperatura de cabeza	T
V	Volumen	L^3
Vt	Volumen total	L^3

V	Velocidad	L^2/t
V_d	Velocidad de descarga	L^2/t
V_g	Velocidad real del gas	L^2/t
V_l	Velocidad real del líquido	L^2/t
V_m	Velocidad de la mezcla	L^2/t
V_s	Velocidad de succión	L^2/t
V_{sg}	Velocidad superficial del gas	L^2/t
V_{sl}	Volumen superficial del líquido	L^3
Z	Factor de desviación del gas	
Δv_m	Variación de velocidad de la mezcla	L^2/t
Δ	Delta	
ΔP	Variación de presión	M/Lt^2
μ	Viscosidad absoluta	M/Lt
μ_o	Viscosidad de petróleo	M/Lt
ρ_g	Densidad del gas	M/Lt
ρ_l	Densidad de líquido	M/Lt
ρ_o	Densidad del petróleo	M/Lt
ρ_{ns}	Densidad sin desplazamiento	M/Lt
ρ_w	Densidad del agua	M/Lt
ρ_m	Densidad de la mezcla	M/Lt
H	Eficiencia	
°API	Gravedad API	

RESUMEN

Se desarrolló un procedimiento para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico en el Oriente Ecuatoriano con el objetivo de definir los parámetros necesarios para conseguir que los flujos enviados hacia las facilidades de producción lleguen en condiciones óptimas, para lo cual se utilizó una hoja de cálculo y macros en Excel, utilizando los conceptos y principios de flujo multifásico, correlaciones de flujo horizontal de los autores Duckler y Beggs & Brill. El procedimiento a seguir para determinar los parámetros de diseño de un sistema de bombeo multifásico consta de: selección y adquisición de la información del campo, selección de pozos candidatos para la aplicación, análisis cualitativo entre una bomba de doble tornillo y una helico-axial, comparación técnica/económica de bombas y seleccionar la bomba que mejor se ajuste a las condiciones operacionales sugeridas, finalmente, se realizó un análisis de resultados obtenidos de la formulación del sistema en el cual se analizan los parámetros operacionales obtenidos, para lo cual se utilizó toda la información disponible de los diferentes fabricantes de bombas multifásicas, cabe recalcar que para esta evaluación no se enfocó en un fabricante en particular, esto se realizó con la finalidad de garantizar el éxito del proyecto.

ABSTRACT

A procedure was developed for the specification and selection of a multiphase pumping system in the East of Ecuador with the objective of defining the necessary parameters to ensure that the flows sent to the production facilities arrive in optimum conditions, for which a sheet and macros in Excel, using the concepts and principles of multiphase flow, horizontal flow correlations of the authors Duckler and Beggs & Brill. The procedure to be followed to determine the design parameters of a multiphase pumping system consists of: selection and acquisition of field information, selection of candidate wells for the application, qualitative analysis between a twin screw pump and a helico-axial pump, technical / economic comparison of pumps and to select the pump that best suits the suggested operational conditions, finally, an analysis of results obtained from the formulation of the system in which the operational parameters obtained were analyzed, for which all the the information available from the different manufacturers of multiphase pumps, it should be emphasized that for this evaluation was not focused on a particular manufacturer, this was done in order to ensure the success of the project.

PRESENTACIÓN

El sector energético forma parte importante de la economía mundial, donde la industria petrolera busca impulsar la exploración, explotación, refinación, transporte y comercialización de la producción, ya que contribuye al crecimiento económico de los países productores de hidrocarburos.

El proyecto surge ante la falta de conocimiento de la ingeniería conceptual, básica y de detalle con respecto a los diferentes aspectos que abarca la implementación de un sistema de bombeo multifásico, esta técnica se aplica con la finalidad de permitir que el transporte de la producción sea de manera sencilla y económicamente rentable.

La tecnología de bombeo multifásico es una técnica económica y eficiente para el transporte de hidrocarburos; no requiere de una previa separación de los fluidos a ser transportados. En la actualidad está tomando mayor impacto la implementación de esta técnica de transporte debido a la rigurosidad de las leyes para del control y prevención del impacto ambiental.

El ingeniero de facilidades de superficie debe conocer las diferentes alternativas que se disponen para el transporte de hidrocarburos, así como también predecir las condiciones de diseño y selección de un sistema de bombeo multifásico empleado para el transporte de hidrocarburos desde el yacimiento hasta un centro de procesamiento en superficie.

En este estudio se plantea los parámetros necesarios para la implementación de un sistema de bombeo multifásico en el Oriente Ecuatoriano, con el objetivo que los flujos enviados hacia las facilidades de producción lleguen en condiciones óptimas, reducir los costos operacionales, reducir la contaminación ambiental por la quema de gas en las plataformas de tratamiento de hidrocarburos y aprovechar el gas asociado como energía para los campamentos y procesos operativos de las estaciones de producción.

En el capítulo I se exponen los antecedentes del bombeo multifásico, la descripción del problema, la propuesta de solución, los objetivos y la justificación práctica del proyecto.

En el capítulo II se describen los aspectos generales de flujo multifásico en tuberías, variables involucradas en flujo multifásico, patrones de flujo tanto para tubería horizontal como para tubería vertical, correlaciones utilizadas en flujo horizontal, clasificación de

las bombas según su principio de funcionamiento, curvas características de una bomba y los principios básicos para el cálculo de bombas.

En el capítulo III se desarrolló el procedimiento a seguir para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico, el mismo que consta de la selección y adquisición de la información del campo, selección de los pozos candidatos para la aplicación, cálculo de las condiciones operacionales para lo cual se utilizó las correlaciones de Duckler y Beggs & Brill, seguidamente, se realizó un análisis cualitativo entre una bomba de doble tornillo y una helico-axial, para finalmente realizar una comparación técnica económica de bombas y seleccionar la que mejor se ajuste a las condiciones operacionales sugeridas.

En el capítulo IV se realizó un análisis de resultados obtenidos de la formulación del sistema, para ello se utilizó toda la información disponible de los diferentes fabricantes de bombas multifásicas para la selección de las mismas, cabe recalcar que para esta evaluación no se enfocó en un fabricante en particular, esto se realizó con la finalidad de garantizar el éxito del proyecto.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 ANTECEDENTES

En la industria hidrocarburífera, el transporte de fluidos está relacionado, principalmente, a las áreas de: producción, refinación, transporte y comercialización. El transporte consiste en mover el hidrocarburo desde el fondo del pozo hasta los diferentes sitios de procesamiento y / o almacenamiento, a través de ductos, (Zapata, 2005).

A mediados de los años 90's, se comprobó que el transporte a través de ductos es la manera más eficiente y económica para transportar fluidos, ya sean estos: monofásicos es decir constan de una sola fase, líquida o gaseosa; bifásicos constituidos por dos fases (líquido-gas) y los multifásicos conformados por dos o más fases, (Estupiñan & Otros, 2012).

En la mayoría de casos lo que se busca es transportar los hidrocarburos en una sola fase, ya sea como líquido en un oleoducto o como gas a través de un gasoducto, debido a que, si una línea está diseñada para transportar líquido, la presencia de gas ocasiona problemas operativos como: reducción de la capacidad de flujo y problemas de cavitación en las bombas, (Erazo & Zurita, 2010)

Mientras que si una línea está diseñada para transportar gas, la presencia de líquido, principalmente grandes cantidades de BSW en la línea de gas ocasionan problemas como: daño en los compresores, corrosión, aumento en la caída de presión y reducción en la capacidad de transporte, (Erazo & Zurita, 2010).

Sin embargo, cuando el líquido y el gas es transportado en dos fases, se presenta diferentes regímenes de flujo: estratificado, ondulado, anular, tapón, niebla y bache, (Redonda, 2013).

1.2 DESCRIPCION DEL PROBLEMA

La producción de petróleo generalmente está acompañada de gas natural como gas libre, asociado, seco, húmedo, entre otros, en pequeñas o grandes cantidades, generando problemas como: cavitación de bombas, altas caídas de presión, reduciendo la capacidad de transporte de hidrocarburos, (Pabón & Quiroga, 2008)

En la mayoría de los campos del Oriente Ecuatoriano, el gas asociado generado en la extracción del hidrocarburo es quemado, emitiendo grandes cantidades de CO_2 a la atmósfera propiciando como consecuencia el calentamiento global y el efecto invernadero.

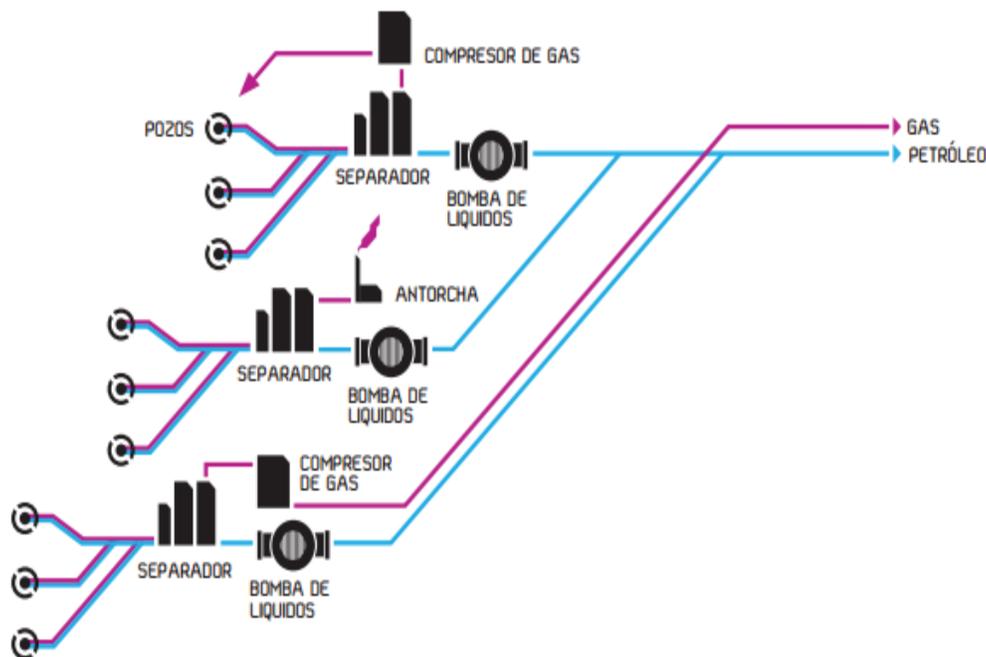


Figura 1. 1.- Flujo Convencional

Fuente: Bornemann. (2008). Diagrama de flujo convencional

En la figura 1.1, en una estación de producción se necesita separadores de gas para separar el petróleo por diferentes líneas para el transporte, el petróleo ingresa a la bomba para ser transportado a los tanques de almacenamiento; el gas puede ser: reinyectado, quemado ó comprimido para su transporte.

En la actualidad se han implementado diferentes tecnologías para resolver el problema de transporte de hidrocarburos como el bombeo multifásico con la capacidad de bombear crudo, gas y agua, simultáneamente, por una tubería en común sin separación previa hasta un centro de facilidades de producción (véase figura 1.2), (Jáuregui & Galvis, 2001).

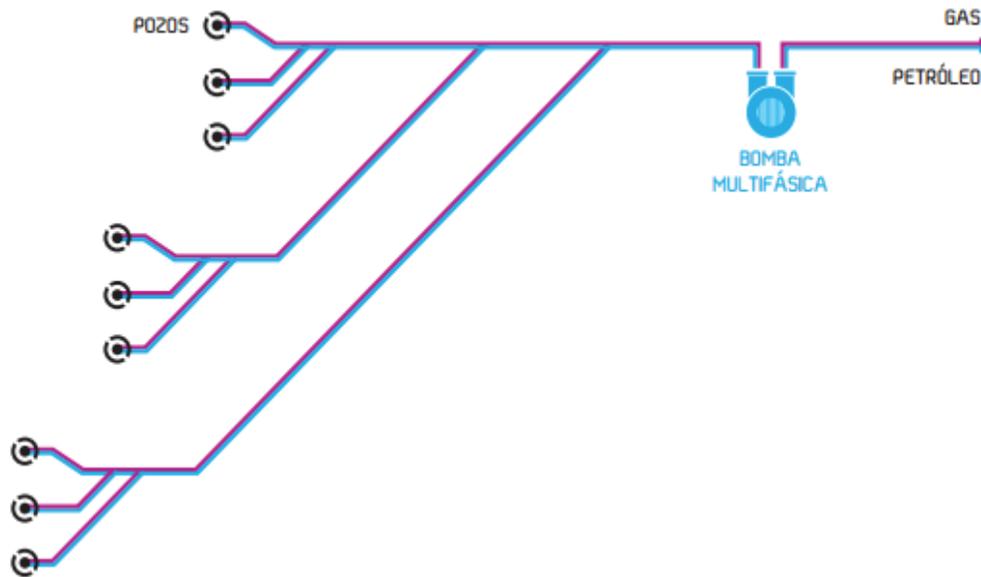


Figura 1. 2.- Flujo tratado tecnología multifásica

Fuente: Bornemann. (2008). Diagrama de flujo multifásico

Con la implementación del bombeo multifásico, el gas natural asociado de cada pozo puede ser llevado a centros de facilidades de producción para su empleo como recurso energético en los campos del oriente ecuatoriano, (Pozo, 2012).

El desarrollo de la ingeniería básica, conceptual y de detalle para la implementación de facilidades de producción es importante, ya que los diseños, dimensionamiento y selección se sustentan en normas, códigos y estándares internacionales para el dimensionamiento de los equipos de facilidades de superficie; estos procedimientos ayudan a estandarizar y efectivizar el tiempo en el desarrollo de la ingeniería, (Pabón & Quiroga, 2008).

Los sistemas de bombeo multifásico están siendo implementados en Petroamazonas EP por lo que es importante desarrollar un procedimiento para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico, con la finalidad de estandarizar el dimensionamiento y la selección de estos equipos.

1.3 PROPUESTA DE SOLUCIÓN

Identificar las variables involucradas para la especificación de un sistema de bombeo multifásico como: velocidad de flujo, presión de succión, presión de descarga, viscosidades, tipo de flujo, gravedad API, temperatura del fluido a bombear, corte de agua, relación Gas-Petróleo (GOR), entre otras, con la finalidad de seleccionar el tipo de bomba multifásica, el procedimiento se realiza según normas y parámetros nacionales e internacionales

1.4 OBJETIVOS DEL TRABAJO

1.4.1 Objetivo general

Desarrollar un procedimiento para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico en el oriente ecuatoriano.

1.4.2 Objetivos específicos

- ✓ Definir los parámetros necesarios para conseguir que el flujo enviado hacia las facilidades de producción llegue en condiciones aceptables para sus equipos.
- ✓ Establecer condiciones para evitar apagones del sistema de bombeo multifásico los cuales serían reflejados en una pérdida de producción en el caso de tener apagones.
- ✓ Determinar parámetros para reducir al máximo la fluctuación de presiones en las plataformas de producción.
- ✓ Optimizar los costos de operación y mantenimiento de las estaciones de producción.

1.5 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Es importante dentro del áreas de facilidades y transporte de hidrocarburos analizar las propiedades involucradas para la especificación, selección e implementación de un sistema de bombeo multifásico, entre estas tenemos la presión, densidad, viscosidad, temperatura, velocidad, tipo de flujo, entre otras, las mismas que tienen mucha influencia al momento de seleccionar el tipo de bomba a ser implementada para el transporte de hidrocarburos.

Así mismo, es esencial dentro del área ambiental, ya que la selección e implementación de esta tecnología ayudaría a reducir las emisiones de dióxido de carbono a la atmosfera, con lo que se reduce de manera significativa el impacto ambiental en las zonas vulnerables, además, este gas puede ser utilizado de manera eficiente como combustible para generación eléctrica.

Al mismo tiempo se aporta con información técnicamente útil que permite seleccionar un sistema de bombeo multifásico, buscando que la implementación de este tipo de bombeo sea viable y económicamente rentable, además, se busca remplazar los complejos sistemas de producción como estaciones de flujo tradicionales, que por su dispersa ubicación en el campo de producción, numerosos equipos de superficie, alta dependencia del factor humano y restricciones de contrapresión que imponen a los pozos, pueden comprometer la rentabilidad de un proyecto en lo que a productividad y costo se refiere.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ASPECTOS GENERALES DE FLUJO MULTIFÁSICO

Flujo multifásico es el movimiento de dos o más fluidos a través de una tubería en cualquier dirección, pudiendo ser estos una mezcla homogénea de gases libres y líquidos. El líquido puede fluir en forma de baches empujado por el gas, mientras que el gas puede fluir asociado con dos líquidos normalmente (agua y aceite). El flujo multifásico se pueden dividir en cuatro categorías: Flujo multifásico horizontal, vertical, inclinado y direccional, (Colmenares, 2001)

2.1.1 Flujo multifásico en tuberías

El compartimiento del flujo de fluidos en tuberías horizontales es difícil de modelar matemáticamente, pero se han desarrollado estudios empíricos de correlaciones propuestos por varios autores, entre los que se destacan Beggs & Brill, Duckler, Eaton, entre otros. Estos investigadores consideran un sistema de hidrocarburos compuestos únicamente por gas y líquido, (Brown & Beggs, 1977).

El punto de partida de las diferentes correlaciones desarrolladas para flujo multifásico horizontal, es la ecuación general del gradiente de presión dinámico (Ec.2.1):

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left(\frac{g * \rho_m * \text{sen}\theta}{g_c} + \frac{f_m * \rho_m * v_m^2}{2 * g_c * di} + \frac{\rho * \Delta v_m^2}{2 * g_c * \Delta L} \right) \left[\frac{Psi}{ft} \right] \quad (2.1)$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left(\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{elevación}} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{fricción}} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{aceleración}} \right) \left[\frac{Psi}{ft} \right] \quad (2.2)$$

Donde:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{elev} = \frac{1}{144} * \frac{g * \rho_m * \text{sen}\theta}{g_c} \quad \text{Gradiente de presión por gravedad}$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{fric} = \frac{1}{144} * \frac{f_m * \rho_m * v_m^2}{2 * g_c * di} \quad \text{Gradiente de presión por fricción}$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ac} = \frac{1}{144} * \frac{\rho * \Delta v_m^2}{2 * g_c * \Delta L} \quad \text{Gradiente de presión por aceleración}$$

Donde:

θ = Ángulo que forma la dirección de flujo con la horizontal ($\theta = 0^\circ$ para flujo horizontal y $\theta = 90^\circ$ para flujo vertical)

ρ_m = Densidad de la mezcla multifásica sin deslizamiento $\left[\frac{lbm}{ft^3}\right]$

ρ = Densidad de la mezcla multifásica con deslizamiento $\left[\frac{lbm}{ft^3}\right]$

v_m = Velocidad de la mezcla multifásica [ft/s]

g = Aceleración de la gravedad $\left[\frac{32,2ft}{s^2}\right]$

g_c = Constante gravitacional $\left[\frac{32,2ft*lbm}{s^2*lbF}\right]$

f_m = Factor de fricción de la mezcla, adimensional

di = Diámetro interno de la tubería [ft]

2.2 ANÁLISIS DE VARIABLES EN FLUJO MULTIFÁSICO

Diámetro de la tubería

El diámetro de la tubería, a similares condiciones de flujo de fluidos, las caídas de presión en un sistema de flujo multifásico disminuyen significativamente con el incremento del diámetro de la tubería.

Tasa de flujo

La tasa de flujo, a similares condiciones de flujo de fluidos, las caídas de presión en un sistema de flujo multifásico aumentan a medida que se aumenta la tasa de flujo de fluidos que circula a través de la línea de flujo.

Viscosidad

A medida que existe un incremento de viscosidad de la mezcla, aumenta la caída de presión en el sistema de bombeo multifásico.

Relación gas-líquido

A medida que existe un aumento de la relación gas-líquido las caídas de presión aumentan en un sistema de flujo multifásico.

2.3 CONSIDERACIONES REQUERIDAS PARA COMPRENDER EL CÁLCULO DE FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS

Para el cálculo de gradientes de presión en flujo multifásico se debe tener conocimiento de parámetros como: factor de fricción, hold-up de líquido, velocidad, viscosidad, tensión superficial, entre otras. Estas variables son empleadas para flujo bifásico, para lo cual se emplean ciertas reglas y definiciones únicas que se deben cumplir cuando se calculan dichos parámetros, (Brown & Beggs, 1977).

2.3.1 Calculo del factor de fricción

Para el cálculo del factor de fricción (f) se debe determinar el número de Reynolds. Osborne Reynolds (1842-1912), en 1883 publico su experimento donde establece el paso de régimen de flujo laminar a turbulento; el número de Reynolds es un numero adimensional empleado en mecánica, diseño y transporte de fluidos, el cual sirve para caracterizar el movimiento de un fluido. Está en función de la densidad, velocidad, diámetro la tubería y la viscosidad (Ec.2.3), (Salas & Urrestarazu, 2008):

$$N_{RE} = 1448 \frac{\rho_m * v_m * di}{\mu} \quad (2.3)$$

Donde:

N_{RE} = Número de Reynolds

di = Diámetro interno de la tubería [ft]

v_m = Velocidad de la mezcla [ft/s]

ρ_m = Densidad de la mezcla $\left[\frac{lbm}{ft^3}\right]$

μ = Viscosidad multifásica [cp]

Reynolds mediante una serie de experimentos estableció los siguientes rangos para flujo laminar, transitorio y turbulento:

- Si el $N_{RE} < 2300$ el flujo es laminar
- Si el $2300 < N_{RE} < 4000$ el flujo transitorio
- Si el $N_{RE} > 4000$ el flujo es turbulento

Factor de fricción (f) para flujo laminar

El cálculo de (f) para flujo laminar, se obtiene igualando la fórmula que proporciona el valor de la pérdida de carga continua para régimen laminar de Hagen-Poiseuille con la ecuación de Darcy-Weisbach, dando como resultado la ecuación: (Ec.2.4):

$$f = \frac{64}{N_{RE}} \quad (2.4)$$

Factor de fricción (f) para flujo turbulento en tuberías lisas

Diversos autores han propuesto ecuaciones empíricas para predecir el factor de fricción para flujo turbulento, como Koo, Drew y McAdams, Blasius propusieron para el caso de tuberías lisas las Ec 2.5 y Ec 2.6 respectivamente con su respectivo rango

de aplicación, estas ecuaciones nos permiten calcular el factor de fricción (f) para flujo turbulento. (Manning & Thompson, 1991)

Koo, Drew y McAdams:

$$f = 0,0056 + 0,5 * N_{RE}^{-0,32} \quad 3000 < N_{RE} < 3 \times 10^6 \quad (2.5)$$

Blasius:

$$f = 0,3164 + 0,5 * N_{RE}^{-0,25} \quad N_{RE} < 10^5 \quad (2.6)$$

Factor de fricción (f) para flujo turbulento en tuberías rugosas

Las paredes de las tuberías normalmente no son lisas, por lo cual es necesario considerar la rugosidad en las ecuaciones a utilizarse para el cálculo del factor de fricción, la rugosidad en el flujo turbulento puede llegar a tener un efecto significativo en el valor del factor de fricción, para lo cual Nikuradse propone la ecuación (Ec. 2.7); la rugosidad es una función del material de la tubería, si es nueva o usada y la casa de fabricación, (Narváez, 2000).

Los experimentos de Nikuradse en 1932 permitieron determinar el valor de la rugosidad absoluta, que es una relación entre el valor relativo de la rugosidad (ε) y el diámetro de la tubería ε/d_i ; para fines didácticos este valor puede ser obtenido a través del diagrama de Moody (ver figura 2.1).

En 1944 Moody publicó el diagrama universal para la obtención del factor de fricción (figura 2.1) una de las herramientas más utilizadas para su determinación, pero tiene la limitante que no se puede programar en algoritmos en computadores, por lo que es necesario emplear una ecuación. El diagrama de Moody puede utilizarse para régimen laminar, transición y turbulento, (Narváez, 2000).

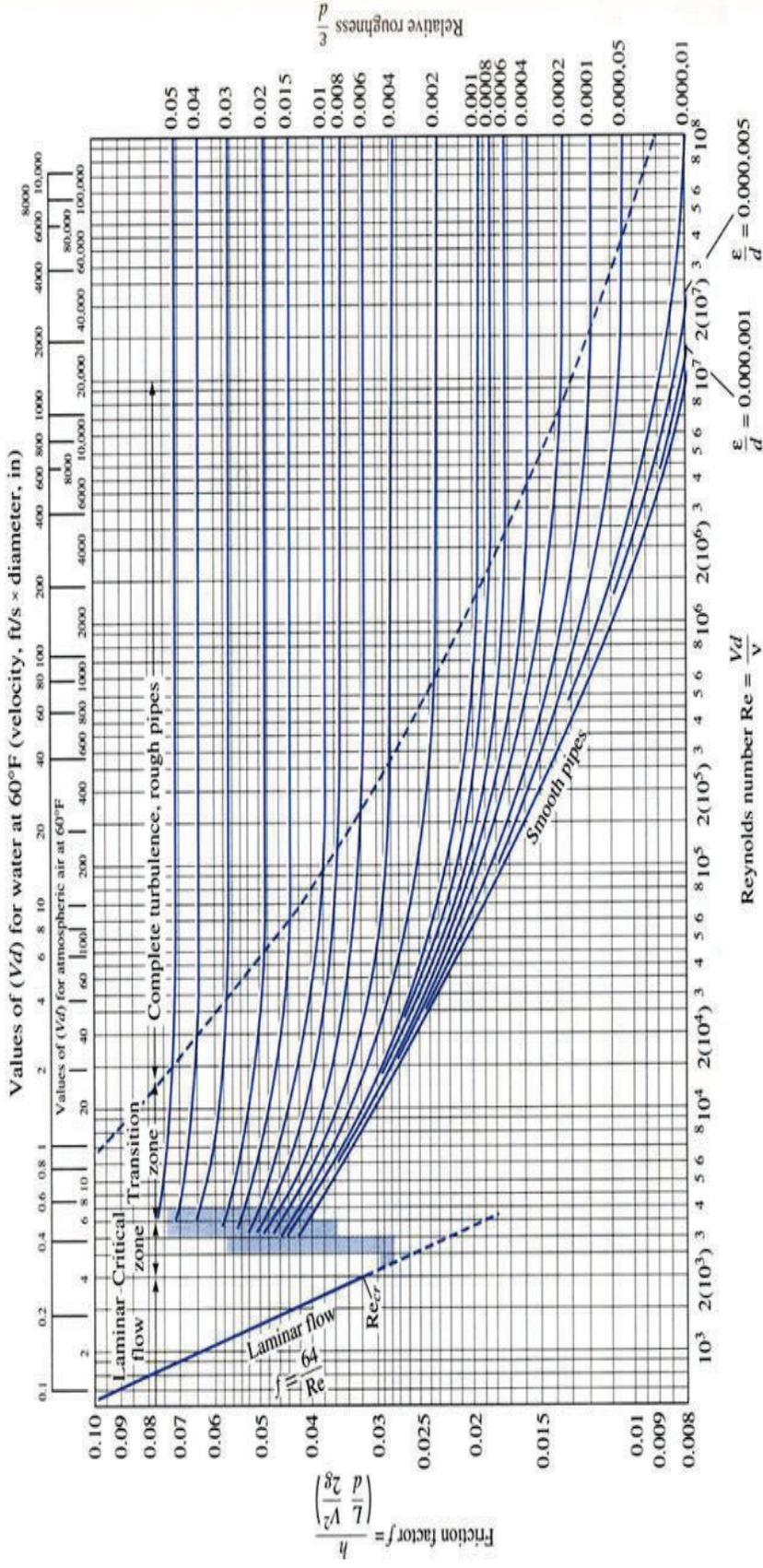


Figura 2. 1.- Diagrama de Moody

Fuente: Estrada, R. (2011). Diagrama de Moody.

Correlación de Nikuradse para el cálculo del factor de fricción en tuberías completamente rugosas (Ec.2.7):

$$\frac{1}{f} = 1,74 - 2 * \log \left(\frac{2 * \varepsilon}{di} \right) \quad (2.7)$$

En 1939 Coolebrook y White presentaron una formula semi-empírica para el cálculo del factor de fricción si el flujo es transitorio (Ec.2.8), válida para $\frac{(D/\varepsilon)}{(Re)} > 0,01$:

$$\frac{1}{f} = -2 * \log \left[\left(\frac{\varepsilon}{3,7065D} + \frac{2.5226}{N_{RE} * \sqrt{fs}} \right) \right] \quad (2.8)$$

Donde el valor inicial de fs puede ser obtenido a partir de una de las ecuaciones propuestas para tubería lisa.

2.3.2 Hold-up de líquido (hl)

La fracción de líquido es definido como la relación entre el volumen de un segmento de tubería ocupado por el líquido y el volumen total de la tubería (Ec 2.9).

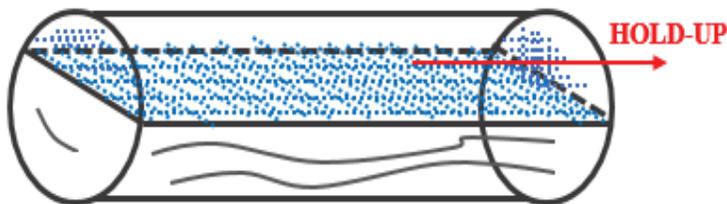


Figura 2. 2.-Hold-Up de líquido

Fuente: Gayón, J. & Otros. (2011) Hold-Up de liquido.

$$HL = \frac{\text{Volumen de líquido en un segmento de tubería}}{\text{Volumen total del segmento de tubería}} \quad (2.9)$$

El hold-up, varía entre cero y uno, dependiendo si se tiene flujo de gas o de líquido; se tiene un valor de cero para flujo monofásico de gas y uno para flujo de líquido (Ec. 2.10):

$$H_g = 1 - H_L \quad (2.10)$$

2.3.3 Fracción de líquido sin deslizamiento

El hold-up sin deslizamiento (λ), conocido también como colgamiento de líquido, está definido como la relación entre el volumen de líquido en un segmento de tubería y el volumen total del segmento de tubería (Ec. 2.11), considerando que el gas y el líquido se transportan por la misma tubería y tienen la misma velocidad:

$$\lambda = \frac{q_l}{q_l + q_g} = \frac{V_{sl}}{V_t} \quad (2.11)$$

Donde q_l y q_g son los caudales de líquido y gas, respectivamente

2.3.4 Densidad de líquidos

La densidad total de líquido (ρ_L), considerando un sistema de líquido agua-petróleo, se puede calcular empleando un promedio ponderado entre las densidades del petróleo y del agua por la fracción de petróleo y agua, respectivamente (Ec. 2.12):

$$\rho_L = \rho_o * f_o + \rho_w * (1 - f_o) \quad (2.12)$$

Donde:

ρ_L : Densidad del líquido $\left[\frac{lbm}{ft^3} \right]$

ρ_o : Densidad del petróleo $\left[\frac{lbm}{ft^3} \right]$

ρ_w : Densidad de agua $\left[\frac{lbm}{ft^3}\right]$

f_o : Fracción de petróleo

Además:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w} \quad (2.13)$$

Densidad bifásica

Para el cálculo de la densidad bifásica se requiere conocer el factor hold-up de líquido, con o sin deslizamiento. La densidad bifásica con o sin deslizamiento se obtiene del producto de las densidades de líquido y gas con su respectivo hold-up con o sin deslizamiento, densidad bifásica con deslizamiento (Ec.2.14), mientras que para el caso de la densidad bifásica sin deslizamiento (Ec.2.15):

$$\rho_s = \rho_l * HL + \rho_g * Hg \quad (2.14)$$

$$\rho_n = \rho_l * \lambda_o + \rho_g * \lambda_g \quad (2.15)$$

2.3.5 Velocidad superficial

La velocidad superficial del fluido que se mueve a través de una tubería, es definida como la tasa de flujo volumétrico de ese fluido dividido para el área de la sección transversal véase (Ec.2.16) y (Ec.2.18) velocidad superficial del gas y de líquido respectivamente. En flujos de una sola fase, es igual a la velocidad media del fluido, en flujos multifásico, se utiliza la velocidad real del fluido que es la relación entre flujo volumétrico del fluido dividido para el área de la sección transversal por el hold-up del fluido véase (Ec.2.17) y (Ec.2.19) velocidad real del gas y de líquido respectivamente, (Martin & Salcedo, 2011).

Velocidad superficial del gas:

$$V_{sg} = \frac{g_g}{86400 * A} \quad (2.16)$$

Velocidad real del gas:

$$V_g = \frac{q_g}{A * H_g} \quad (2.17)$$

Velocidad superficial de líquido:

$$V_{sl} = \frac{5,615 * q_l}{86400 * A} \quad (2.18)$$

Velocidad real de líquido:

$$V_l = \frac{q_l}{A * H_l} \quad (2.19)$$

Caudal de gas:

$$q_g = q_l * (GOR - R_s) * \beta_g \quad (2.20)$$

Caudal de líquido:

$$q_l = q_o * \beta_o + q_w * \beta_w \quad (2.21)$$

Donde:

V_l y V_{sl} = Velocidad (del líquido y superficial del líquido) respectivamente [ft/s]

q_l = Caudal de líquido $\left[\frac{bl}{día}\right]$

q_g = Caudal de gas $\left[\frac{PCS}{día}\right]$

$\beta_o, \beta_g, \beta_w$ = Factor volumétrico de petróleo, gas y agua, respectivamente [bl/BF]

GOR = Relación gas-petróleo $\left[\frac{ft^3}{bl}\right]$

R_s = Relación de solubilidad del gas $\left[\frac{ft^3}{bl}\right]$

A = Área [ft²]

Velocidad superficial bifásica

La velocidad superficial bifásica (líquido- gas) es el resultado de sumar la velocidad superficial de líquido más la velocidad superficial del gas (Ec.2.22).

$$V_m = V_{sl} + V_{sg} \quad (2.22)$$

Velocidad de deslizamiento:

La velocidad de deslizamiento es la diferencia entre las velocidades promedio de dos fluidos diferentes que circulan en una tubería en común (Ec.2.23). La velocidad de deslizamiento depende principalmente de la diferencia de densidad entre los dos fluidos y de sus retenciones:

$$V_s = V_g - V_l = \frac{V_{sg}}{HL} - \frac{V_{sl}}{HL} \quad (2.23)$$

Viscosidad

La viscosidad del fluido es definida como la restricción al paso del fluido, producto de una falta de deslizamiento de dicho fluido. La viscosidad con deslizamiento de una mezcla líquido-gas está en función de las viscosidades de líquido-gas y del hold-up con deslizamiento del líquido y gas, respectivamente (Ec.2.24), a diferencia que para la viscosidad de una mezcla sin deslizamiento se utiliza el hold-up sin deslizamiento (Ec.2.25).

Con deslizamiento:

$$\mu_s = (\mu_l)^{HL} * (\mu_g)^{(1-HL)} \quad (2.24)$$

Sin deslizamiento:

$$\mu_{ns} = \lambda_l * \mu_l + \lambda_g * \mu_g \quad (2.25)$$

2.4 DEFINICIÓN DE PATRONES DE FLUJO Y CLASIFICACIÓN

El patrón de flujo se refiere a la configuración geométrica de los gases y las fases del líquido en la tubería. Cuando el gas y el líquido se localizan de forma simultánea en una tubería, las dos fases pueden distribuirse en una variedad de configuraciones de flujo. Las configuraciones de flujo difieren entre sí en la distribución espacial de la interfase, dando lugar a diferentes características de flujo, tales como la velocidad y la distribución del colgamiento, (Colmenares, 2001).

El patrón de flujo existente en un sistema de flujo dado en dos fases depende de:

- Las propiedades físicas de las dos fases (densidad, viscosidad, rugosidad y tensión superficial).
- Las variables geométricas (diámetro del tubo y ángulo de inclinación).
- Los parámetros de funcionamiento (caudales de flujo del gas y del líquido).

Se definen siete regímenes principales de flujo para describir el comportamiento del flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada (observados en trabajos experimentales).

2.4.1 Patrones de flujo horizontal

Los patrones de flujo existentes para el flujo horizontal se pueden clasificar como un flujo estratificado (estratificado-suave o estratificado ondulado), flujo intermitente (flujo slug y alargado- flujo burbuja), flujo anular y flujo disperso-burbuja.

2.4.1.1 Flujo estratificado

Este patrón de flujo se manifiesta cuando se tienen flujos relativamente bajos de gas-líquido, las fases son separadas por gravedad, en donde la fase líquida fluye en la parte inferior de la tubería y la fase gaseosa en la parte superior. El patrón de flujo

estratificado se subdivide en estratificado suave, donde la interfase gas-líquido es suave (véase figura 2.3), y estratificado-ondulado, que ocurren cuando se tiene altas velocidades de gas, en el cual las ondas estables se forman en la interfase (véase figura 2.4), (Colmenares, 2001)



Figura 2. 3.- Flujo estratificado-suave

Fuente: López, C. (2011). Patrones de flujo. Flujo estratificado

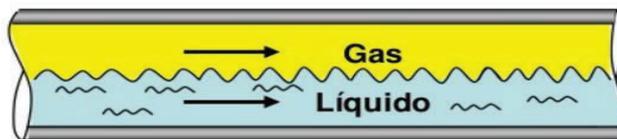


Figura 2. 4.-Flujo estratificado-ondulado

Fuente: López, C. (2011). Patrones de flujo. Flujo estratificado-ondulado

2.4.1.2 Flujo intermitente

En este tipo de patrón de flujo los fluidos gas-líquido no son distribuidos de forma uniforme en la dirección horizontal, se caracteriza por tener flujo alternado de líquido y gas. Los tapones de líquido ocupan por completo el área transversal de la tubería, separados por bolsas de gas, que contienen una película de líquido estratificado que permite que fluya por el fondo de la tubería (véase figura 2.5). En el momento en el que los tapones de líquido pasan existe un alto flujo de líquido y un bajo flujo de gas, mientras que cuando las burbujas de gas pasan existe bajo flujo de líquido y un alto flujo de gas, (Colmenares, 2001).

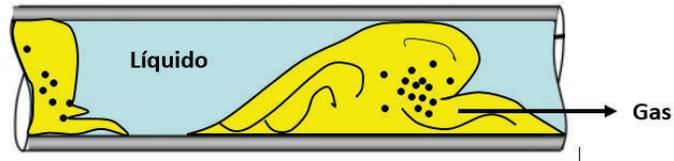


Figura 2. 5.-Flujo intermitente

Fuente: López, C. (2011). Patrones de flujo. Flujo intermitente

El patrón de flujo intermitente se subdivide en flujo tapón (ocurre cuando se tiene altas velocidades de gas, lo que hace que se forme un vértice en el frente del tapón) y burbuja-elongada (es considerado en el caso límite del flujo tapón, es decir cuando el tapón de líquido no contiene burbujas de gas atrapadas).

2.4.1.3 Flujo anular

El patrón de flujo anular ocurre cuando se tiene altos flujos de gas, en este caso existe una película de líquido continua en el perímetro de la tubería, esta película de líquido a una alta velocidad de gas usualmente arrastra gotas de líquido en la interfase gas-líquido (véase figura 2.6). La película de líquido es más gruesa en la parte inferior que en la parte superior de la tubería, (Colmenares, 2001)

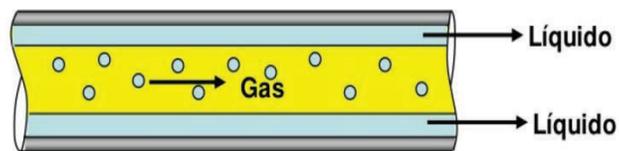


Figura 2. 6.-Flujo anular

Fuente: López, C. (2011). Patrones de flujo. Flujo anular

A menor flujo de gas, la mayoría del líquido va por la parte inferior de la tubería, mientras que las ondas gaseosas son barridas en la periferia y ocasionalmente se humectan en la pared superior del tubo. Este flujo se produce en el límite de transición entre un flujo estratificado ondulado, Slug y anular.

2.4.1.4 Flujo burbuja dispersa

El patrón de flujo burbuja dispersa, se presenta cuando se tiene flujos muy altos de líquido, en donde la fase de gas está distribuida como burbujas discretas en la fase continua de líquido, la concentración de burbujas es mayor en la parte superior de la tubería, pero en el caso de que el flujo de líquido aumente las burbujas se dispersan uniformemente (véase figura 2.7), (Colmenares, 2001).

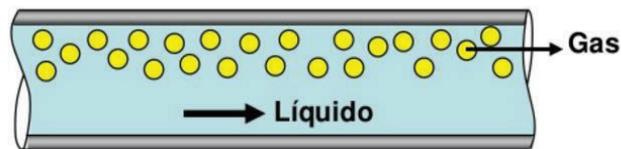


Figura 2. 7.-Flujo burbuja dispersa

Fuente: López, C. (2011). Patrones de flujo. Flujo burbuja dispersa

A altas velocidades de flujo, la fase líquida es continua, mientras que la fase gaseosa se encuentra dispersa en forma de burbujas, a esta condición las dos fases se mueven relativamente a la misma velocidad.

2.4.2 Patrones de flujo vertical e inclinado

Se identifican diferentes regímenes de flujo en función del ángulo de inclinación, producto de ello el régimen de estratificación desaparece y un nuevo patrón de flujo se observa, es decir, el flujo de churn. Por lo general, los patrones de flujo son más simétricos alrededor del eje de la tubería y menos dominados por la gravedad. Los patrones de flujo son: flujo de burbuja, flujo slug, flujo churn, flujo anular, y el flujo disperso-burbuja, (Peñarreta, 2012).

2.4.2.1 Flujo de burbuja

En el patrón flujo de burbuja, la fase gas libre se presenta en pequeñas burbujas discretas de gas, las cuales se mueven a diferentes velocidades hacia la parte superior,

exceptuando aquellas que por su densidad tienen pequeños efectos en el gradiente de presión. Para el flujo vertical, la distribución de la burbuja es aproximadamente homogénea a través de la sección transversal de la tubería. El flujo de burbujas en el líquido se produce relativamente con tasas bajas y se caracteriza por el deslizamiento entre el gas y la fase líquida, lo que resulta tener grandes valores de colgamiento, (véase figura 2.8), (Peñarreta, 2012).

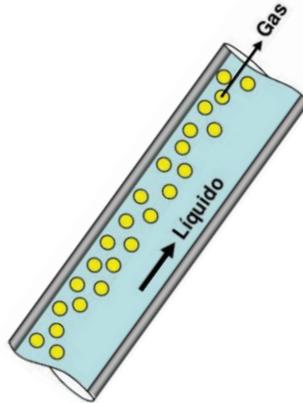


Figura 2. 8.-Flujo burbuja tubería inclinada

Fuente: Sánchez, Y. et al (1999). Flujo burbuja tubería inclinada

2.4.2.2 Flujo slug

En el patrón de flujo slug o intermitente, la fase gaseosa es más significativa sin embargo la fase líquida sigue siendo continua. La mayor parte de la fase de gas se encuentra en un bolsillo de gas, conocido también como “burbuja de Taylor”, con un diámetro casi igual al diámetro de la tubería. Una película delgada de líquido fluye hacia abajo entre la burbuja de Taylor y la pared del tubo. La película se adentra en el lingote líquido y crea una zona de mezcla aireada por pequeñas burbujas de gas, (véase figura 2.9), (Peñarreta, 2012).

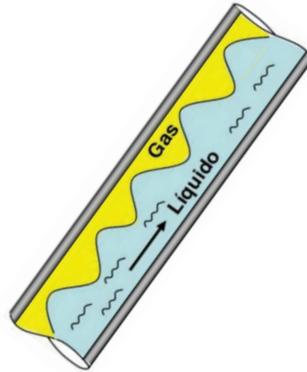


Figura 2. 9.-Flujo slug tubería inclinada

Fuente: Sánchez, Y. et al (1999). Flujo slug tubería inclinada

2.4.2.3 Flujo bache

Este patrón de flujo se caracteriza por tener un movimiento oscilatorio de la fase líquida, el flujo es similar al flujo intermitente, pero se observa mucho más caótico, sin límites claros entre la fase líquida y la fase gaseosa. Este efecto se produce cuando se tiene tasas más altas de flujo de gas, las crestas de las olas de líquido pueden alcanzar todo el diámetro de la tubería, formando tapones espumosos (véase figura 2.10), (Peñarreta, 2012).

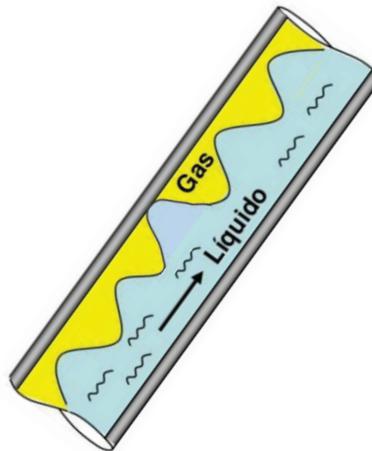


Figura 2. 10.-Flujo bache tubería inclinada

Fuente: Sánchez, Y. et al (1999)

2.4.2.4 Flujo anular

Al igual que en el caso horizontal, el flujo se caracteriza por tener un rápido movimiento de gas en el centro de la tubería, la fase líquida se mueve lentamente alrededor de la pared de la tubería. El flujo es asociado a una estructura ondulada interfacial, lo que resulta en un alto esfuerzo cortante interfacial en un flujo vertical, el espesor de la película de líquido alrededor de la pared del tubo es aproximadamente uniforme (véase figura 2.11), (Peñarreta, 2012).

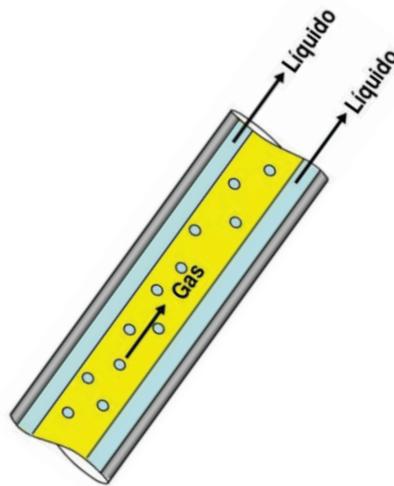


Figura 2. 11.-Flujo anular tubería inclinada

Fuente: Sánchez, Y. et al (1999). Flujo anular tubería inclinada

Para determinar los patrones de flujo se definen mapas bidimensionales, estos son un arreglo que describe las fronteras o transiciones entre los patrones de flujo, existen dos formas para generar los mapas de patrones de flujo (experimental y mecanicista).

Los mapas de patrones de flujo generados de forma experimental se realizan a partir de una gran cantidad de datos experimentales, son totalmente empíricos y limitados a los datos en que se basan. Para considerar efectos de las propiedades de los fluidos y de la inclinación de tubería, se deben utilizar correlaciones adicionales, (Peñarreta, 2012).

En la figura 2. 12 se presenta un mapa de patrones de flujo.

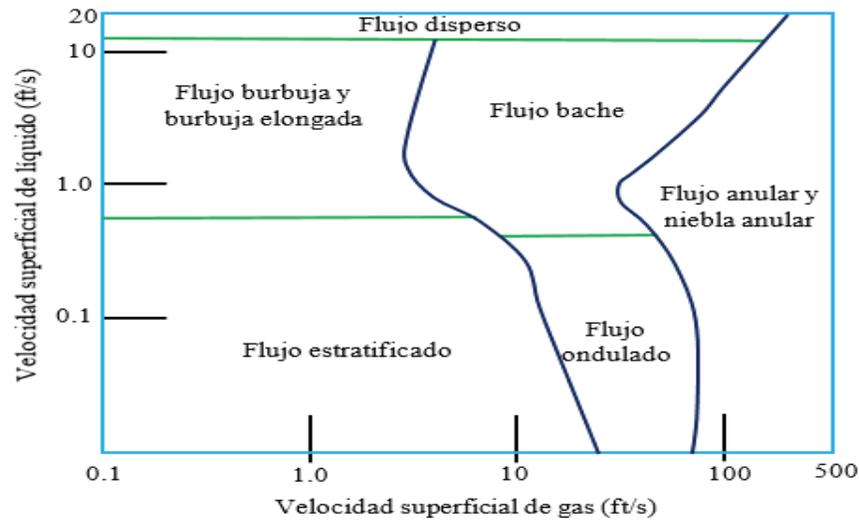


Figura 2. 12.-Mapa de patrones de flujo

Fuente: Mature, N. (2006). Mapa de patrones de flujo Mandhane et al (1974).

2.5 CORRELACIONES DE FLUJO HORIZONTAL

Varios autores han presentado métodos experimentales de cálculo, denominados correlaciones, las cuales son utilizadas para evaluar el gradiente de presión en tuberías horizontales. Las correlaciones empleadas para el cálculo de caída de presión en tuberías horizontales son:

- Lockhart y Martinelli (1949)
- Baker (1945)
- Duckler (1964)
- Eaton (1966)
- Beggs & Brill (1973)

De las cinco correlaciones Duckler, Eaton, Beggs & Brill son consideradas las mejores al ser empleadas para todos los rangos de caudales y diámetros de tubería. Adicionalmente, la correlación de Beggs & Brill puede ser utilizada para cualquier ángulo de flujo, (Brown & Beggs, 1977).

2.5.1 Correlación de Lockhart & Martinelli

Lockhart y Martinelli en 1949 presentaron su correlación para flujo en dos fases, debido a su simplicidad, ha sido ampliamente utilizada en la industria para predecir el flujo bifásico en tuberías horizontales, esta correlación es muy utilizada cuando se tiene bajas tasas de gas-petróleo y diámetros de tubería pequeños. Los autores realizaron sus pruebas con los siguientes regímenes de flujo (véase figura 2.13), (Narváez, 2000):

- Cuando la fase líquida y la fase gaseosas están en flujo turbulento.
- Cuando la fase líquida está en flujo turbulento y la fase gaseosa en flujo laminar.
- Cuando la fase laminar se encuentra en flujo laminar y la fase gaseosa en flujo turbulento.
- Cuando ambas fases se encuentran en flujo laminar.

Lockhart y Martinelli basan su correlación, en la premisa de que la caída de presión debe ser igual tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa sin importar el patrón de flujo (Ec.2.26), con la condición de que el delta de presión radial debe ser despreciable.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \phi^2 \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{L o G} \quad (2.26)$$

$$\phi = \exp \left[2,303a + b \ln(x) + \frac{c}{2,30} (\ln x)^2 \right] \quad (2.27)$$

Donde:

$$x = \left(\frac{\Delta P_L}{\Delta P_G}\right)^{0,5}$$

Los valores de a, b, c se muestran en la tabla 2.13

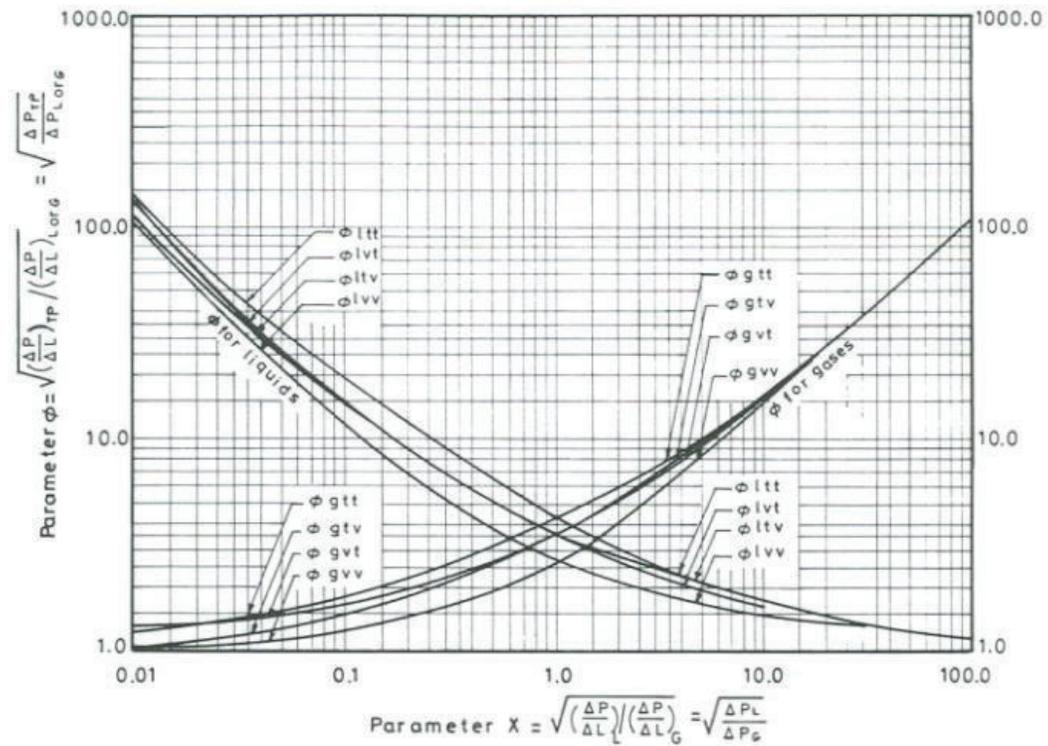


Figura 2. 13.- Correlación para flujo multifásico (Lockhart & Martinelli)

Fuente: Hemeida, A & Faisal, F. (2009). Mapa correlación de Lockhart & Martinelli

Tabla 2. 1.- Valores de a, b y c para diferentes tipos de flujo

Φ	A	B	C	R^2
Gvv	0,4625	0,5058	0,1551	0,996576
Gvt	0,5673	0,4874	0,1312	0,999395
Gtv	0,5694	0,4982	0,1255	0,999324
Gtt	0,6354	0,4810	0,1135	0,999928
Lvv	0,4048	0,4269	0,1841	0,984280
Lvt	0,5532	-0,4754	0,1481	0,999905
Ltv	0,5665	-0,4586	0,1413	0,999718
Ltt	0,6162	-0,5063	0,124	0,992167

Fuente: Hemeida, A & Faisal, F. (2009). Valores de a, b, c para tipos de flujo.

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T$ = Gradiente de presión total

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_L$ = Gradiente de presión de líquido

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_g$ = Gradiente de presión del gas

σ_L^2 = Tensión superficial de líquido

σ_g^2 = Tensión superficial del gas

El tipo de flujo depende de los valores de Número de Reynolds para el líquido $(N_{Re})_L$ y el Número de Reynolds del gas $(N_{Re})_g$ como se muestra en la tabla 2.2:

Tabla 2. 2.-Parámetros de la correlación de Lockhart y Martinelli

Líquido $(N_{Re})_L$	Gas $(N_{Re})_g$	TIPO DE FLUJO
>2000	>2000	L. Turbulento- G. Turbulento
<1000	>2000	L. Viscoso - G. Turbulento
>2000	>1000	L. Turbulento – G. Viscoso
<1000	>1000	L. Viscoso -G. Viscoso

Fuente: Hemeida, A & Faisal, F. (2009). Parámetros de la correlación de Lockhart y Martinelli

2.5.2 Correlación de Eaton

La correlación de Eaton fue propuesta en 1966, y se sustenta en un balance de energía de flujo multifásico, realizando correlaciones para el factor de entrapamiento de líquido y el factor de fricción, se consideró la fase fluyente como una mezcla homogénea. Los datos fueron tomados de pruebas en flujo multifásico horizontal en unas instalaciones localizadas en la Unión Oil Company de California tigre Lagoon Field, cerca del Cambre. La unidad para prueba consistía de dos líneas de prueba de 1,700 ft, los diámetros de las líneas fueron de 2 y 4 pulgadas respectivamente. (Leiry, 2013)

Seleccionaron líneas de gran longitud para lograr un acercamiento más parecido a las condiciones de campo, los parámetros estudiados fueron:

- Tasa de gas 0-10 MMscfd
- Tasa de líquido 50-5500 STB/d
- Variación de la viscosidad del líquido 1-13,5 cp
- Presión media del sistema 70-950 Psig
- Entrampamiento del líquido 0 y 1

El colgamiento del líquido se determinó mediante entrampamiento de segmentos de flujo en válvulas de cierre rápido, en esta correlación no se consideró los patrones de flujo, pero si se incluyó el ángulo de inclinación de la tubería (Ec.2.28):

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{43.539f * V_m^2}{\rho_{ns}d^5(1 - E_K)} \quad (2.28)$$

Donde:

f = Factor de fricción

V_m = Velocidad de la mezcla

ρ_{ns} = Densidad sin desplazamiento (lb/ft^3)

d = Diámetro de la tubería (ft)

E_K = Energía cinética

Donde E_K

$$E_K = \frac{W_L \Delta(V_L^2) + W_g \Delta(V_g^2)}{9266.1 \left[\frac{W_L}{\rho_L} + \frac{W_g}{\rho_g} \right] \Delta P} \quad (2.29)$$

El factor de fricción se determinó con la figura 2.14:

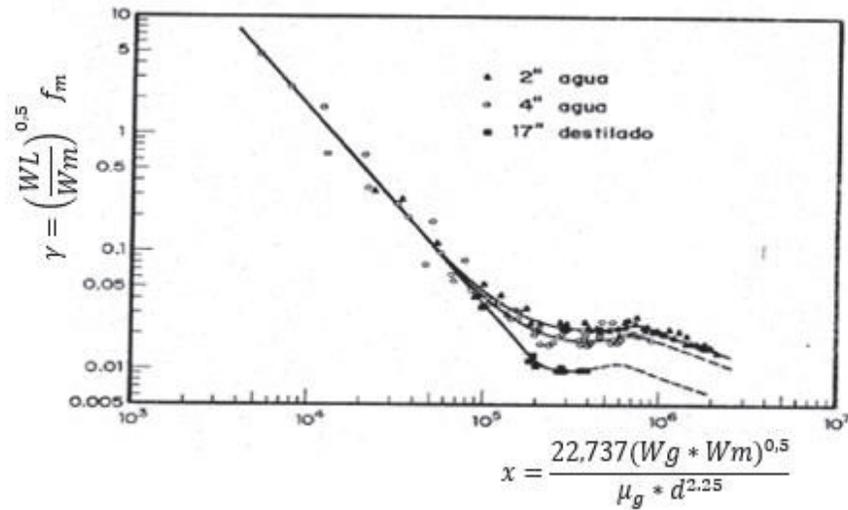


Figura 2. 14.- Grafica para obtener f correlación de Eaton

Fuente: Brown, K & Beggs, H (1977).

2.5.3 Correlación de Duckler

Duckler en 1964 presenta una correlación que ha sido ampliamente aceptada en los trabajos relacionados con flujo multifásico en tuberías horizontales. La correlación tiene en cuenta el deslizamiento entre fases (HL), no considera regímenes de flujo, desprecia efecto aceleración y utiliza una adaptación de la ecuación de Fanning en flujo monofásico para encontrar el efecto de fricción (Ec.2.30), (Brown & Beggs, 1977).

$$-\Delta P = \frac{2 f_m * V_m^2 * \rho_m * L}{g_c d} \quad (2.30)$$

Donde:

f_m = Factor de fricción de la mezcla

V_m = Velocidad de flujo de la mezcla [ft/s]

ρ_m = Densidad de la mezcla [lb/ft³]

Para encontrar las variables involucradas a condiciones de flujo Duckler, propone las siguientes expresiones:

Caudal de líquido (q_l) (Ec.2.31):

$$q_l = \frac{q_l \left(\frac{bls}{día} \right) * 5.615 B_o \left[\frac{ft^3}{s} \right]}{86400} \quad (2.31)$$

Caudal de gas (q_g) (.2.32):

$$q_g = \frac{q_l (bls/día)}{86400} [R_{gl} - \bar{R}_s] * \bar{B}_g \left[\frac{ft^3}{s} \right] \quad (2.32)$$

$$q_g = \frac{q_l (bls/día)}{86400} [R_{gl} - \bar{R}_s] * \frac{14.7 \bar{Z}\bar{T}}{520 P} \left[\frac{ft^3}{s} \right] \quad (2.33)$$

Fracción de líquido (λ) (Ec.2.34):

$$\lambda = \frac{q_l}{q_g + q_l} \quad (2.34)$$

Viscosidad de la mezcla (Ec.2.35):

$$\bar{\mu}_m = \mu_l \lambda + (1 - \lambda) \mu_g \quad (2.35)$$

Densidad de líquido (ρ_l) (Ec.2.36):

$$\rho_l = \frac{62.4 \gamma_l + \frac{R_s * 0.0764 \gamma_g}{5.615}}{B_o} \quad (2.36)$$

Densidad del gas (ρ_g) (Ec.2.37):

$$\rho_g = \frac{0.0764\gamma_g}{B_g} = \frac{0.0764\gamma_g(520)\bar{P}}{14.7\bar{Z}\bar{T}} \quad (2.37)$$

Densidad de la mezcla (ρ_m) (Ec.2.38):

$$\rho_m = \rho_l * \frac{\lambda_l^2}{H_l} + \rho_g * \frac{(1 - \lambda)^2}{(1 - H_L)} \quad (2.38)$$

Número de Reynolds de la mezcla (NRe_m) (Ec.2.39):

$$NRe_m = \frac{\rho_m V_m d_i}{\mu_m} \quad (2.39)$$

Velocidad de la mezcla (Ec.2.40):

$$V_m = \frac{(qg + ql)}{A} \quad (2.40)$$

Factor de fricción asociado a la fase aceite (Ec.2.41):

$$f_o = 0.0014 + \frac{0.125}{[NRe_m]^2} \quad (2.41)$$

Duckler correlacionó de forma gráfica el factor de deslizamiento HL, Número de Reynolds bifásico (NRe_m) y el factor de fricción de la mezcla (f_m) en función del porcentaje de líquido (λ) como se muestra a continuación, (véase figura 2.15).

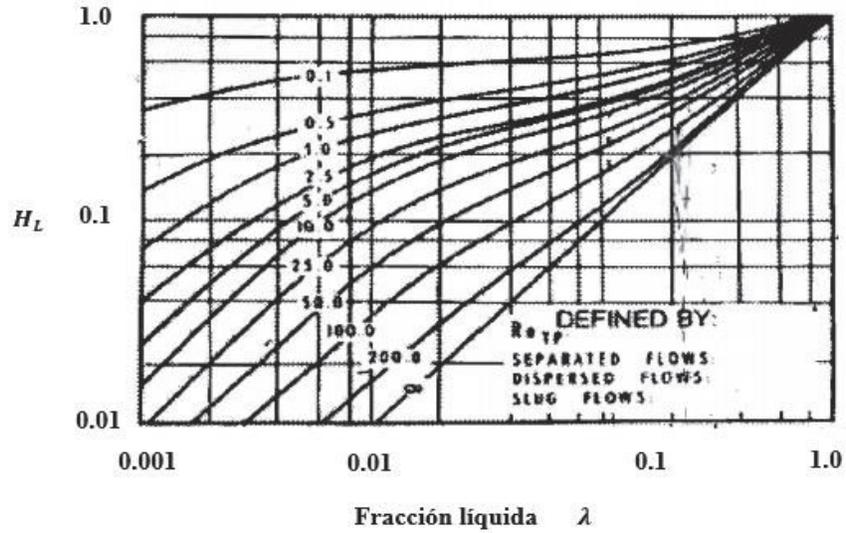


Figura 2. 15.- Factor de deslizamiento H_L en función del Número de Reynolds Bifásico y del Porcentaje Líquido (λ). Correlación de Duckler

Fuente: Brown, K & Beggs, H (1977).

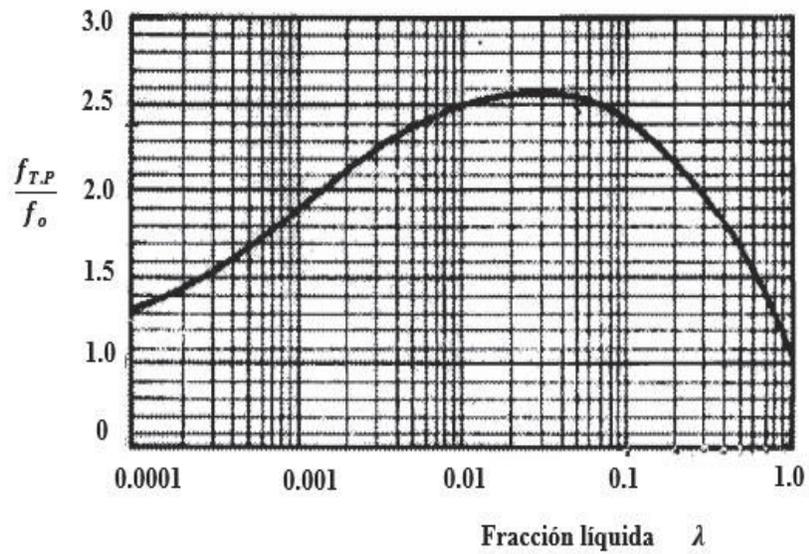


Figura 2. 16.- Factor de fricción bifásico Correlación de Duckler

Fuente: Brown, K. & Beggs, H. (1977).

Procedimiento General Propuesto para Aplicar la Correlación de DuckIer.

Información requerida: caudal líquido (ql), relación gas - líquido (RGL), relación agua petróleo (RAP), diámetro de la línea (dL), longitud total (L), presión inicial (Pi), propiedades de los fluidos, etc.

Se proponen, como procedimiento, los siguientes pasos para aplicar la correlación de DuckIer:

- 1) Fijar incremento de longitud (ΔL).
- 2) Asumir incremento ó decremento de presión (ΔPs).
- 3) Hallar condiciones promedias (\bar{P}, \bar{T}).
- 4) Hallar propiedades P.V.T a condiciones promedias.
- 5) Hallar \bar{q}_l, \bar{q}_g y λ .
- 6) Hallar $\mu_{T.P}, \rho_l, \rho_g, V_{T.P}$ respectivamente.
- 7) Suponer el valor de H_L .
- 8) Calcular la densidad bifásica ρ_m .
- 9) Hallar el Número de Reynolds bifásico $NRe_{T.P}$.
- 10) Leer el valor de H_L y comparar e valor con el valor supuesto H_{LS} .
- 11) Hallar f_o
- 12) Leer la relación $\frac{f_{T.P}}{f_o}$
- 13) Hallar $(f_{T.P}) = \left(\frac{f_{T.P}}{f_o}\right) f_o$
- 14) Hallar ΔP con la ecuación general y comparar con el valor supuesto.

2.5.4 Correlación de Beggs & Brill

La correlación de Beggs & Brill fue desarrollada en 1973 a partir de datos de flujo obtenidos en tuberías de acrílico de 1 ½ " y de 90 ft de longitud, los fluidos utilizados fueron aire y agua. Es utilizada para predecir la caída de presión y el hold-up del líquido, está basada en un mapa de regímenes de flujo asumiendo que el flujo fuese

totalmente horizontal. El hold-up es calculado por las correlaciones y luego corregido para el ángulo de inclinación de la tubería, (Narváez, 2000).

Los parámetros estudiados y sus rangos de variación fueron:

- Patrón de flujo horizontal.
- Caudal de líquido, 0 a 30 [gal/min]
- Caudal de gas, 0 a 300 [MPC /día]
- Diámetro de la tubería, 1 y 1.5 [in]
- Presión promedio del sistema, 35 a 95 [Psia]
- Ángulo de inclinación, -90° a +90°
- Colgamiento de líquido, 0 a 0.870
- Gradiente de presión, 0 a 0.8 [Psi/ft]

A partir del balance de energía obtuvo la Ec.2.42 para el gradiente de presión en tuberías horizontales:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left(\frac{f_m * \rho_m * v_m^2}{2 * g_c * di} + \frac{\rho * \Delta v_m^2}{2 * g_c * \Delta L} \right) \left[\frac{Psi}{ft} \right] \quad (2.42)$$

Donde:

f_m = factor de fricción de la mezcla

di = Diámetro interno de la tubería [ft]

v_m = Velocidad de la mezcla [ft/s]

ρ_m = Densidad de la mezcla [lbs/ft^3]

Gradiente de presión por cambio de aceleración (véase Ec.2.43):

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{ac} = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho * \Delta v_m^2}{2 * g_c * \Delta L} \right) \left[\frac{Psi}{ft} \right] \quad (2.43)$$

Para el análisis de las caídas de presión en la línea sólo se estudiará la pérdida de presión debido a la fricción (Ec.2.44), no se consideran las pérdidas por efecto de la

aceleración, así como las pérdidas debido a los accesorios, debido a que son considerados despreciables en relación al efecto de fricción.

Entonces:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{fricc} = \frac{1}{144} \left(\frac{f_m * \rho_m * v_m^2}{2 * g_c * d_i} \right) \left[\frac{Psi}{ft} \right] \quad (2.44)$$

Densidad bifásica sin deslizamiento

$$\rho_m = \rho_{m_{ns}} \quad (2.45)$$

$$\rho_{m_{ns}} = \rho_{ns} = \rho_l * \lambda_l + \rho_g * \lambda_g \quad (2.46)$$

Donde:

$$\lambda_l = \frac{V_{sL}}{V_m} \quad (2.47)$$

Donde:

ρ_l = Densidad de líquido

ρ_g = Densidad del gas

λ_l = Contenido de líquido entrante

λ_g = Contenido de gas entrante

Correlación para el colgamiento

Beggs & Brill clasificaron el flujo entre dos fases por medio de tres patrones de flujo como: segregado, intermitente y distribuido, de acuerdo a esta clasificación, desarrollaron un mapa de patrones de flujo en función λ_l y del Número de Froude (véase Figura 2.17)

En la figura 2.17 las líneas continuas muestran el trabajo original de Beggs & Brill, mientras que las líneas punteadas muestran las modificaciones realizadas posteriormente.

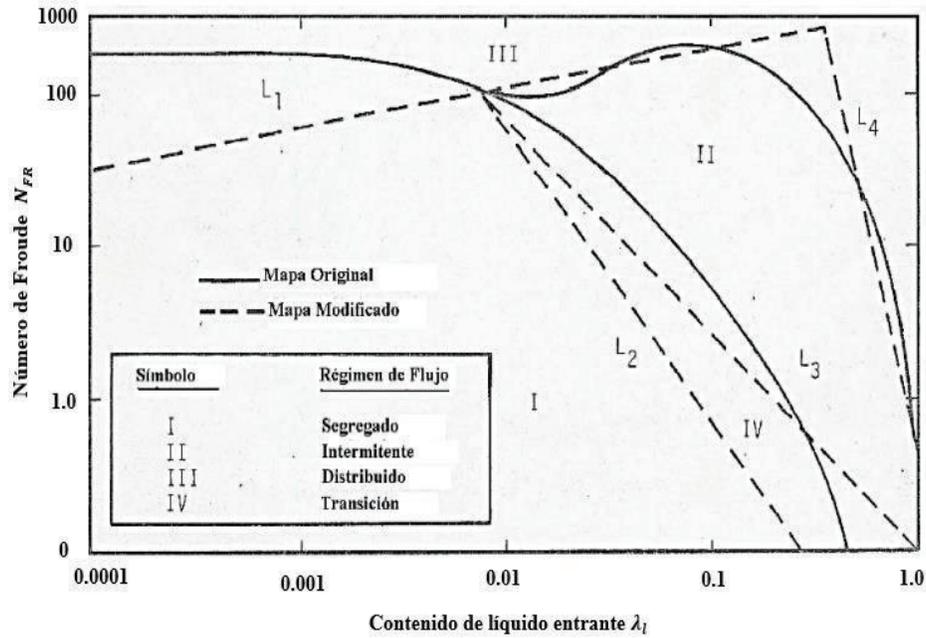


Figura 2. 17.-Mapa de patrón de flujo modificado Beggs & Brill

Fuente: Brown, K. & Beggs, H. (1977).

En la tabla 2.3 se presentan los límites de los patrones de flujo (Brown & Beggs, 1977)

Tabla 2. 3.- Límites de los regímenes de flujo horizontal

Patrón de flujo	Límites
Flujo segregado	$\lambda_l < 0,4$ y $N_{FR} < L_1$
Flujo intermitente	$0,01 < \lambda_l \leq 1$ y $N_{FR} \leq L_1$
Flujo distribuido	$\lambda_l \geq 0,4$ y $N_{FR} \geq L_4$
Flujo Transitorio	$\lambda_l \geq 0,01$ y $L_2 < N_{FR} < L_3$

Fuente: Brown, K & Beggs, H (1977).

Determinación de los patrones de flujo mediante L_1 , L_2 , L_3 , L_4 para la correlación de Beggs & Brill.

$$L_1 = 316 * \lambda_l^{0,302} \quad (2.48)$$

$$L_2 = 0,0009252 * \lambda_l^{-2,4684} \quad (2.49)$$

$$L_3 = 0,1 * \lambda_l^{-1,4516} \quad (2.50)$$

$$L_4 = 0,5 * \lambda_l^{-6,738} \quad (2.51)$$

Para el cálculo del Número de Froude (Ec.2.52):

$$N_{FR} = \frac{v_m^2}{g * di} \quad (2.52)$$

Proceder a calcular la fracción volumétrica de líquido (hold-up) en la línea, para lo cual los patrones de flujo son agrupados de la siguiente manera:

- Flujo segregado (estratificado, ondulante, anular)
- Flujo intermitente (tapón de líquido, tapón de gas)
- Flujo distribuido (burbuja)

A continuación, se tienen las ecuaciones para el cálculo del colgamiento de líquido con cada uno de estos patrones de flujo:

Flujo segregado:

$$H_l = \frac{0,98\lambda_l^{0,4846}}{N_{FR}^{0,0868}} \quad (2.53)$$

Flujo intermitente:

$$H_l = \frac{0,845\lambda_l^{0,5331}}{N_{FR}^{0,0173}} \quad (2.54)$$

Flujo distribuido:

$$H_l = \frac{1,065\lambda_l^{0,5824}}{N_{FR}^{0,0609}} \quad (2.55)$$

Flujo transitorio:

$$H_l = A * H_l(\text{segregado}) + (1 - A)H_l(\text{intermitente}) \quad (2.56)$$

$$A = \frac{L3 - N_{FR}}{L3 - L2} \quad (2.57)$$

2.6 ANÁLISIS DE LAS PROPIEDADES INVOLUCRADAS EN EL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO

Antes de analizar las propiedades involucradas en un sistema de bombeo multifásico, se presenta una breve historia a cerca del transporte de hidrocarburos mediante bombeo convencional (flujo convencional) y el flujo multifásico (flujo no tratado).

2.6.1 Bombeo tradicional (flujo convencional)

Desde el inicio de la industria petrolera, la producción de hidrocarburos ha sido transportada por medio de ductos hacia las estaciones de producción, en donde se acumulan, miden y se tratan los fluidos producidos antes de enviarlos a los diferentes destinos como: plantas de compresión, mecurrios, tanques de almacenamiento etc.

Para poder cumplir con este proceso las estaciones convencionales están constituidas por: separadores, bombas de líquido, compresores de gas y tuberías para el transporte de la producción de hidrocarburos provenientes de los diferentes pozos productores hacia las estaciones de tratamiento como se muestra en la figura 2.18.

Con el bombeo convencional, las diferentes fases son separadas y tratadas individualmente, en el cual la producción se lo realiza en una sola fase, recibiendo el nombre de sistema de producción monofásico que hasta hace algunos años atrás seguía siendo técnica y económicamente rentable utilizar este tipo de sistemas convencionales, (Díaz, 2010).

DIAGRAMA DE UNA ESTACIÓN DE FLUJO CONVENCIONAL

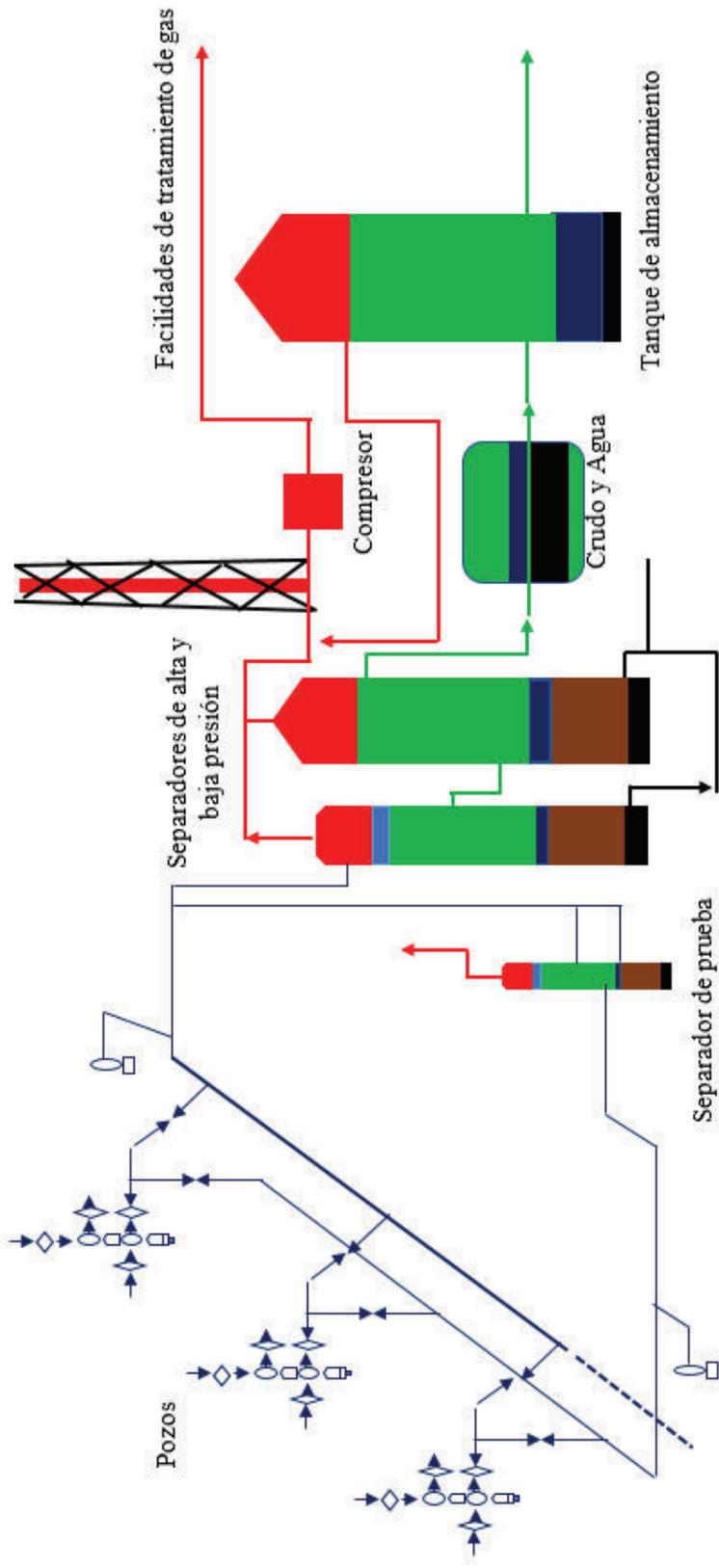


Figura 2. 18.-Estación de flujo convencional

Fuente: Bornemann. (2008). Bombas multifásicas.

En la actualidad, los sistemas convencionales de producción presentan desventajas, debido a que son sistemas complejos y altamente costosos, ya que requieren que su procesamiento sea lo más cercano a los pozos productores, además que con este tipo de sistemas no es posible explotar cuencas lejanas o de difícil acceso como por ejemplo en yacimientos offshore. Razón por la cual se ha visto la necesidad de implementar nuevas tecnologías eficientes que permitan dar solución a estos problemas, siendo el bombeo multifásico una alternativa de solución a dichos inconvenientes, (Díaz, 2010).

2.6.2 Bombeo multifásico (flujo no tratado)

Este método de bombeo multifásico está tomando cada vez más popularidad a medida que los campos petroleros alrededor del mundo desarrollan y exigen de nuevas tecnologías para el transporte de fluidos. Este método tiene la habilidad de transportar líquido (hidrocarburo y agua), gas (hidrocarburo, H_2S , CO_2) y sólidos (arenas, hidratos y parafinas) en diferentes combinaciones por una tubería en común (véase figura 2.19), (Jáuregui & Galvis, 2011).

Este tipo de bombeo permite añadir energía a un sistema de transporte de crudo, la energía suministrada permite transportar la mezcla líquido-gas a largas distancias sin previa separación, esto se logra con la implementación de bombas multifásicas pudiendo estas ser: de desplazamiento positivo (tipo doble tornillo) ó dinámicas (tipo helicoaxiales), (Bornemann, 2008).

Estas bombas son capaces de elevar la presión de los fluidos (líquido-gas) producidos, para que posteriormente puedan ser transportadas la mezcla hacia una estación central de procesamiento, eliminando así la necesidad de construir varias estaciones de procesamiento de menor tamaño.

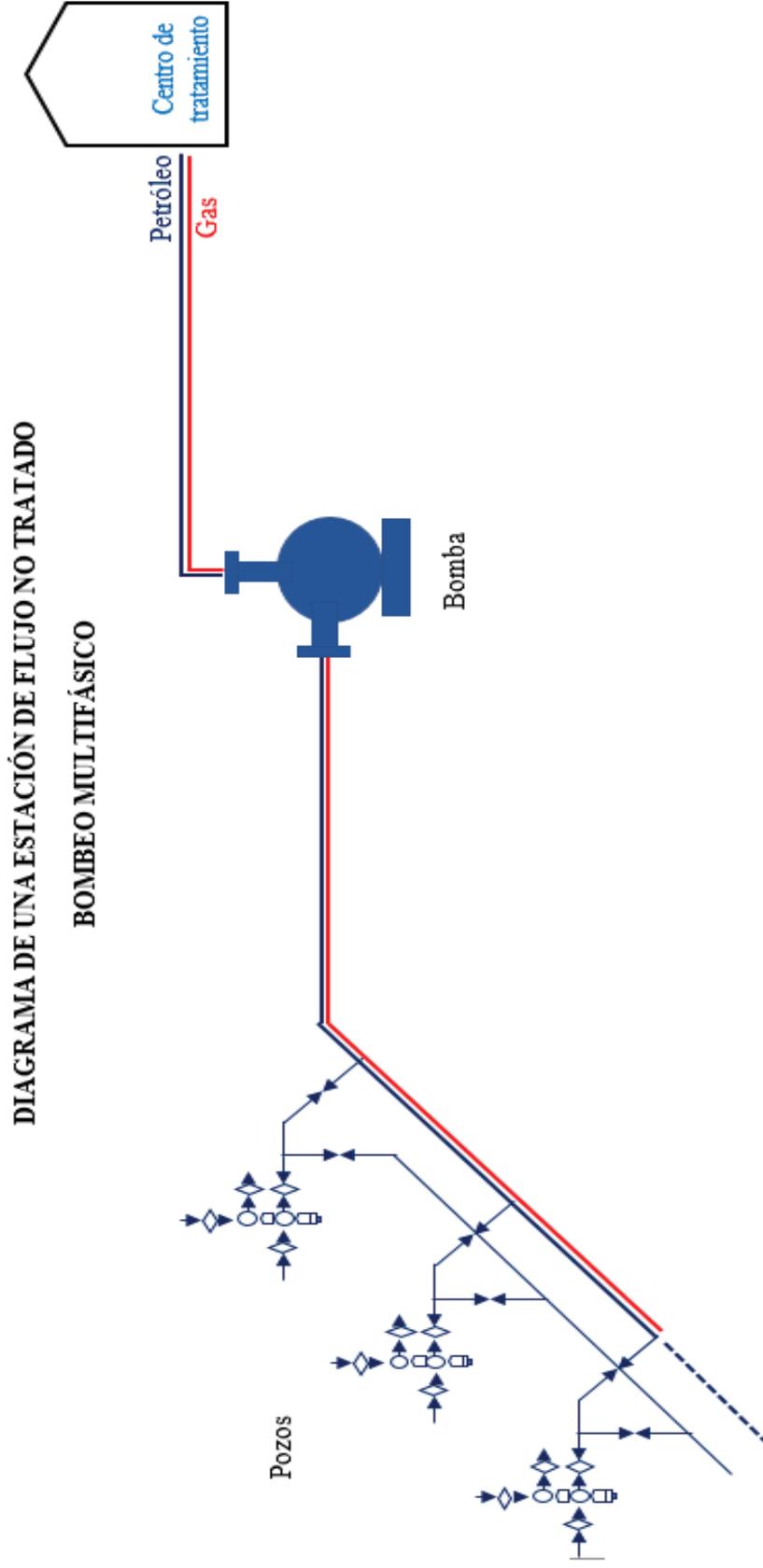


Figura 2. 19.-Flujo no tratado Bombeo Multifásico

Fuente: Bornemann. (2008). Bombas multifásicas.

En la actualidad el bombeo multifásico ha sido ampliamente aceptado en la industria petrolera como una alternativa para sustituir a las técnicas tradicionales de producción de hidrocarburos. Más del 90% de las bombas usadas en este servicio son del tipo de desplazamiento positivo, y alrededor de 75% de estas son bombas de doble tornillo. El principal propósito de esta tecnología es la de transferir la producción no tratada (crudo, gas, agua y sólidos) desde los cabezales o múltiples de producción hasta una estación central de procesamiento, sin la necesidad de separar las fases o componentes, (Díaz, 2010).

Existen diferentes factores que se deben tener en cuenta en el proceso de especificación de un sistema de bombeo multifásico como: barriles equivalentes por día, fracción volumétrica del gas, eficiencia multifásica, diferencial de presión a través de la bomba, relación gas-petróleo, viscosidad, velocidad de la mezcla, factor de fricción, potencia de la bomba etc, debido a que estos factores influyen directamente en la capacidad de la bomba multifásica a elegir, (Jáuregui & Galvis, 2011).

Barriles equivalentes por día

Este factor es de suma importancia debido a que la capacidad de las bombas multifásicas viene dada en barriles equivalentes por día, que es el resultado de la suma de los barriles de líquido (agua y petróleo) más el volumen de gas, que debe ser expresado a condiciones de presión y temperatura de succión de la bomba (Ec.2.58).

$$BEPD = q_o + q_w + q_g \text{ condiciones de bomba} \quad (2.58)$$

Donde:

Caudal del gas a P y T de la bomba

$$q_g \text{ condiciones de bomba} = (q_g * 0.1724) * \left(\frac{14.7}{P_{\text{succión}}}\right) * \left(\frac{T + 460}{550.67}\right) \quad (2.59)$$

$P_{\text{succión}}$ = Presión de succión [Psi]

T= Temperatura [°F]

q_g = Caudal del gas [PCSTD]

Fracción volumétrica del gas (GVF)

La fracción volumétrica del gas es la relación entre el flujo de gas actual y el flujo total de la mezcla (Ec.2.60), cuando se tiene valores de GVF mayores a 95%, la eficiencia de la bomba disminuye, por lo tanto, regresa más gas a la entrada de la bomba, de igual manera a velocidades bajas de flujo e incrementos de presión decrece la eficiencia volumétrica.

$$GVF = \frac{Qg_s}{Q_s} = \frac{Qg_s}{Qg_s + Ql_s} \quad (2.60)$$

Donde:

Q_s = Caudal total en la succión de la bomba

Qg_s = Caudal de gas en la succión de la bomba

Ql_s = Caudal de líquido en la succión de la bomba

En la tabla 2.4 se presentan valores de GVF y la presión de succión

Tabla 2. 4.- Rangos de GVF

GVF	%	P succión (Psi)
Alto	10-20	14,5-217.5
Medio	20-60	14,5- 72,5
Bajo	60-90	>217,5

Fuente: Cooper & otros 1996

Generalmente las bombas multifásicas son diseñadas para manejar fracciones volumétricas de gas muy altas de 95% en adelante, operaciones de sistemas multifásicos con valores de GVF > al 97% son por lo general definidos como compresión de gas húmedo. (Cooper & Otros, 1996)

Eficiencia multifásica

La eficiencia multifásica es un parámetro que da cuenta de las contribuciones individuales del bombeo de líquido y de la compresión del gas, es una relación entre la potencia que se requiere para desplazar los fluidos y la potencia real del eje (Ec.2.61):

$$\eta_{multifásica} = \frac{hp_{multifásica}}{hp_{eje}} \quad (2.61)$$

Donde:

$\eta_{multifásica}$ = Eficiencia multifásica

$hp_{multifásica}$ = Potencia requerida

hp_{eje} = Potencia del eje

2.7 BOMBAS MULTIFÁSICAS

Las bombas multifásicas son bombas de desplazamiento positivo de tipo doble tornillo ó bombas dinámicas de tipo helicoaxiales, este tipo de bombas hacen que las presiones de los cabezales del pozo disminuyan, aumentando así el diferencial de presión, lo que trae como consecuencia un aumento de producción. (Bornemann, 2008)

Algunos escenarios en donde podemos encontrar este tipo de bombas tienen las siguientes características:

- Pozos en declinación de producción
- Pozos marginales, lejos de las facilidades de producción
- Pozos costa afuera
- Sistemas de transferencia de energía en tuberías

2.8 CLASIFICACIÓN DE BOMBAS CONVENCIONALES

Las bombas se pueden clasificar según las aplicaciones, tipo de material con que se construyen, tipo de fluido que transportan. De acuerdo a este sistema, todas las bombas pueden dividirse en dos grandes categorías (Dinámicas y de Desplazamiento positivo).

2.8.1 Bombas convencionales dinámicas

Son bombas que necesitan ser añadidas energía continuamente, para incrementar las velocidades de los fluidos en el interior de la máquina, de esta manera se obtienen valores mayores en la descarga.

Las Bombas Dinámicas se clasifican como se detalla en la figura 2.20:

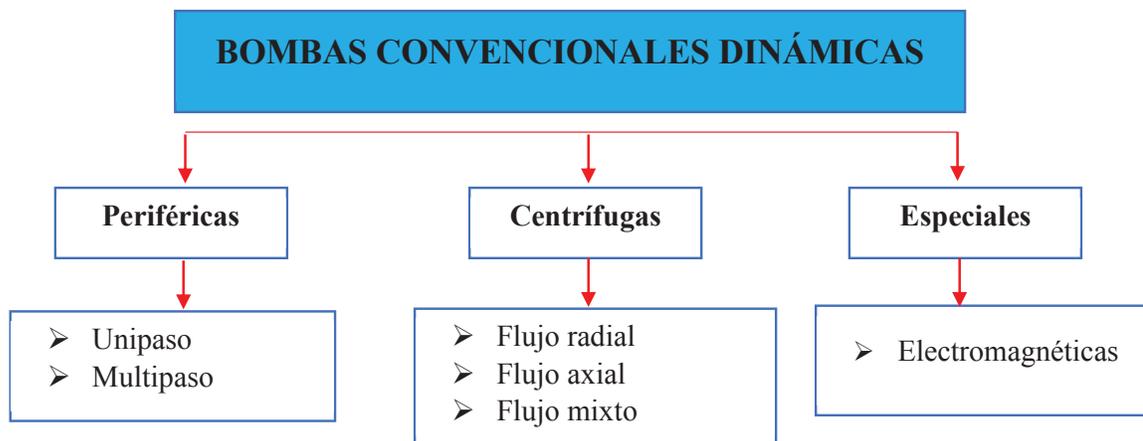


Figura 2. 20.-Clasificación de bombas convencionales dinámicas

Fuente: Parra, F. (2012). Curso de Hidráulica.

Las características de las bombas dinámicas son:

- Manejan altos volúmenes de fluido de baja presión.
- Manejan líquidos de todo tipo excepto fluidos viscosos.

2.8.2 Bombas convencionales de desplazamiento positivo

En este tipo de bombas necesitan que la energía sea agregada periódicamente mediante la aplicación de fuerza a un elemento de bombeo o desplazamiento, lo que hace que se tenga un incremento directo de la presión hasta un valor requerido para desplazar el fluido a través de las válvulas y líneas de descarga. (Díaz, 2010)

Las bombas de desplazamiento positivo se clasifican según la figura 2.21:

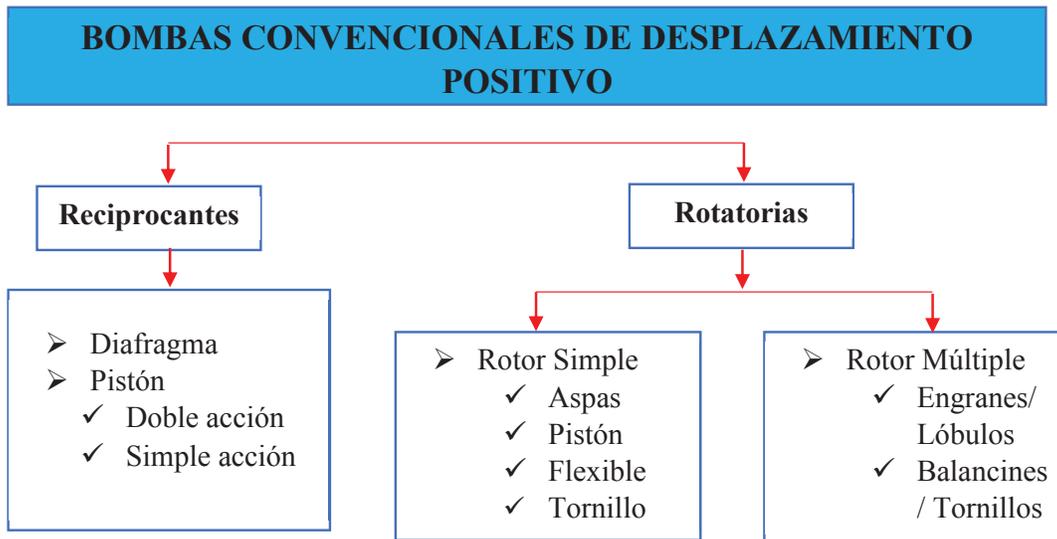


Figura 2. 21.- Clasificación de bombas convencionales de desplazamiento positivo

Fuente: Parra, F. (2012). Curso de Hidráulica.

Las características de las bombas de desplazamiento positivo son:

- Manejan bajos volúmenes de fluido a alta presión.
- Manejan fluidos de baja viscosidad.

La selección correcta de equipos asegura una buena operación de bombeo, lo cual se traduce en ahorros económicos y duración del sistema. Por lo tanto, es importante lograr una conducción ó transporte de fluidos óptimo, a través del cual se pueda minimizar las caídas de presión en la tubería y así disminuir la presión de bombeo.

2.9 BOMBAS MULTIFÁSICAS Y SU PRINCIPIO DE OPERACIÓN

La aplicación que tienen las bombas convencionales es suministrar energía, en forma de presión, a un líquido para desplazarlo de un lugar a otro. Cuando dicho líquido a desplazar contiene gas libre, una bomba convencional no lo puede bombear, ya que se presenta un fenómeno conocido como cavitación, lo que significa, que no hay desplazamiento del fluido a través de la bomba.

Esto sucede debido a que el gas que ingresa a la bomba es altamente compresible, lo que no permite generar una contrapresión que logre desplazarlo, resultando un incremento de temperatura en los elementos de bombeo al estar operando “en seco”, ocasionando fallas en la bomba. (Díaz, 2010)

Por esta razón es muy importante comprender el comportamiento PVT de los fluidos a ser transportados, con la finalidad de conocer la presión de vapor de agua para evitar en lo posible, la presencia de dos fases (líquido y gas) en los fluidos a bombear. Caso diferente es con una bomba multifásica, este tipo de bombas permiten el bombeo simultáneo de una mezcla de fluidos (aceite-gas-agua), mismos que fluyen simultáneamente por una tubería en común y donde el gas puede representar volumétricamente hasta el 95% del flujo total, es decir estas bombas pueden trabajar como compresores en un tiempo no mayor a los dieciséis minutos. (Díaz,2010)

Este tipo de bombas son en esencia bombas convencionales modificadas sus elementos internos de bombeo, ya sea los impulsores y carcasa en bombas dinámicas de tipo helico-axial y en el émbolo y camisa, rotor y estator, o tornillos y carcasa en el caso de bombas de desplazamiento positivo de tipo doble tornillo.

Sobre la base de las consideraciones anteriores para la clasificación de bombas es necesario mencionar que también existe un sistema de bombeo multifásico híbrido, el cual bombea fluido multifásico de forma parcial, es decir las fases líquido-gas son separadas parcialmente, de esta forma se añade la energía requerida en forma independiente a cada fase, posteriormente las dos fases son reagrupadas en un mismo ducto para ser transportadas, este sistema es conocido como Dual Booster.

Las bombas multifásicas se clasifican según la figura 2.22

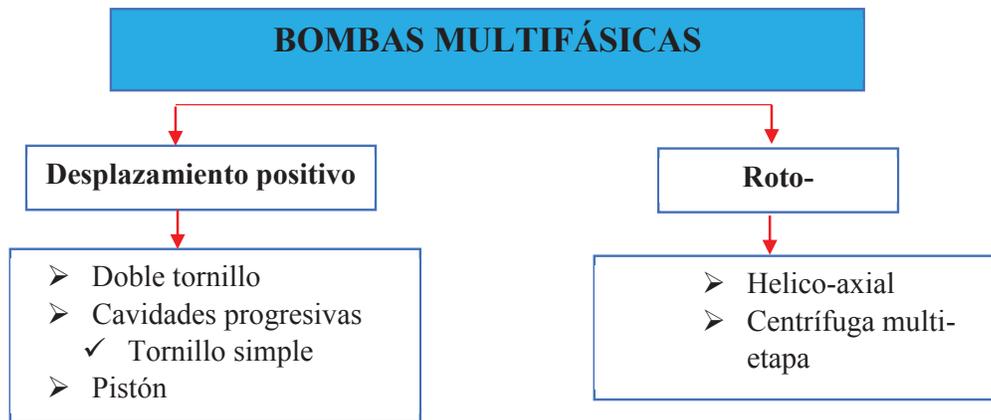


Figura 2. 22.- Tipos de bombas multifásicas

Fuente: Díaz, A. (2010)

2.9.1 Bombas de desplazamiento positivo

Las bombas de desplazamiento positivo están diseñadas para mover un volumen finito de fluido, de una zona de baja presión a otra de alta presión a través de cavidades formadas entre el rotor y estator. Dentro de este grupo, se encuentran: Bombas de doble tornillo o tornillos gemelos, Cavidades progresivas, Pistón y bombas de Diafragma. (Flowserve, 2013).

2.9.1.1 Bomba de doble tonillo ó tornillos gemelos

Las bombas de doble tornillo son un tipo especial de bomba rotodinámica de desplazamiento positivo, está diseñada para aplicaciones de NPSH bajo, de flujo alto y de alta viscosidad, su principio de funcionamiento está basado en acumular un volumen finito de fluido para ser transportado desde la succión hasta la descarga de la bomba, en este tipo de bombas los fluidos son acumulados en las cavidades delimitadas por los tornillos y por la superficie interna de la carcasa, este tipo de bombas presentan uno o más rotores en forma de tornillo los mismos que giran impulsados por un motor, la rotación de estos tornillos hace que sus alas se engranen formando cámaras cerradas como se muestra en la figura 2.23 y en la tabla 2.5 la capacidad, (Flowserve, 2013):

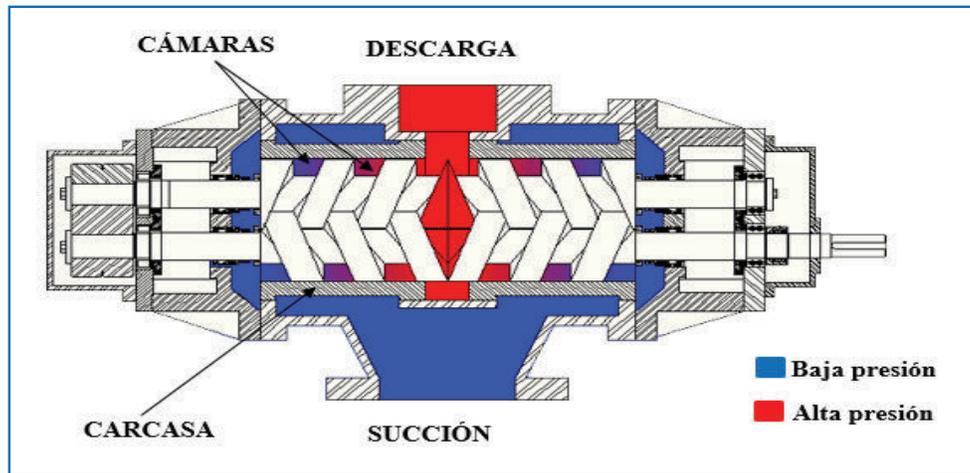


Figura 2. 23.-Bomba de doble tornillo

Fuente: Dibvasa. (2009). Bombas de doble tornillo.

Tabla 2. 5.- Capacidad de operación bomba multifásica de doble tornillo

BOMBA MULTIFÁSICA CLÁSICA DE DOBLE TORNILLO BORNEMANN	
Capacidad de operación	
Presión diferencial	830 Psi
GVF	0-100 %
Capacidad (caudal)	Hasta 1200000 BPD
Temperatura	Hasta 320°F
Viscosidad cinemática	1-50000 cSt
Presión de entrada	Hasta el nivel atmosférico
Rango de presión hasta	725, 19 Psi

Fuente: Bornemann. (2008). Bombas multifásicas.

2.9.1.2 Bomba de cavidades progresivas

Las bombas de cavidades progresivas superficiales, son bombas de desplazamiento positivo, están compuestas de un rotor y un estator, el rotor es una flecha de metal que contiene guías en forma de espiral y trenzadas, dicho elemento es utilizado para convertir el movimiento de rotación en movimiento longitudinal. El estator por lo

general contiene una cavidad en su interior con el mismo número de guías que tiene rotor, (Jáuregui & Galvis, 2011).

La geometría que tienen tanto el rotor como el estator producen un sello, el mismo que asegura la máxima eficiencia volumétrica para la conducción del fluido a través de la bomba, desde la succión hasta la descarga en forma de espiral lo que permite tener un flujo laminar con un mínimo de pulsaciones. En la figura 2.24 se tiene una representación de las bombas de cavidades progresivas y en la tabla 2.6 sus capacidades de operación.

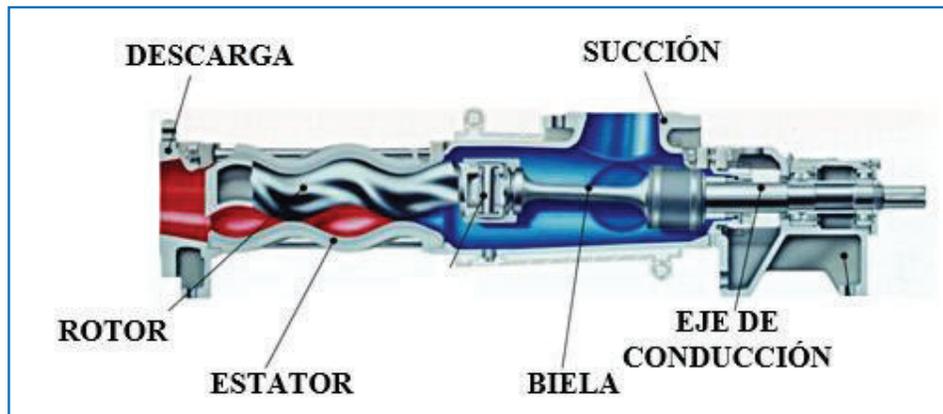


Figura 2. 24.- Bomba de cavidades progresivas

Fuente: Trienergy. (2017). Bombas de cavidades progresivas.

Tabla 2. 6.- Capacidad de operación bomba multifásica de cavidades progresivas

BOMBA MULTIFÁSICA DE CAVIDADES PROGRESIVAS BORNEMANN	
Capacidad de operación	
Presión diferencial	360 Psi
GVF	Hasta 96 %
Capacidad (caudal)	Hasta 1206000 BPD
Temperatura	Hasta 320°F
Viscosidad cinemática	1-50000 cSt
Presión de entrada	Hasta el nivel atmosférico
Rango de presión hasta	725, 19 Psi

Fuente: Bornemann. (2008). Bombas multifásicas.

2.9.1.3 Bomba de pistón

Son bombas de desplazamiento positivo que convierten la energía de rotación en energía hidráulica para su funcionamiento correcto. Estas bombas están compuestas de pistones, que son elementos cilíndricos instalados dentro de un bloque cilíndrico, cuyo movimiento, mientras está en funcionamiento, crea un vacío que empuja al fluido dentro del cilindro y que es a su vez es comprimido y dirigido hacia la salida de la bomba.

Están diseñadas para manejar: altas velocidades, altas presiones y para reducir al mínimo las fugas de fluido. Existen varios tipos de bombas de pistones hidráulicos disponibles en el mercado; así como por ejemplo bombas de pistones axiales (que son bombas de desplazamiento positivo que cuentan con varios pistones dispuestos en forma circular), bombas de pistones radiales (que son valorados por su capacidad de controlar presiones altas), y bombas de pistones de caudal variable (que, como su nombre lo indica, están diseñadas para regular el desplazamiento del volumen). En la figura 2.25 se representa un esquema de la bomba de pistón y en la tabla 2.7 la capacidad de operación.

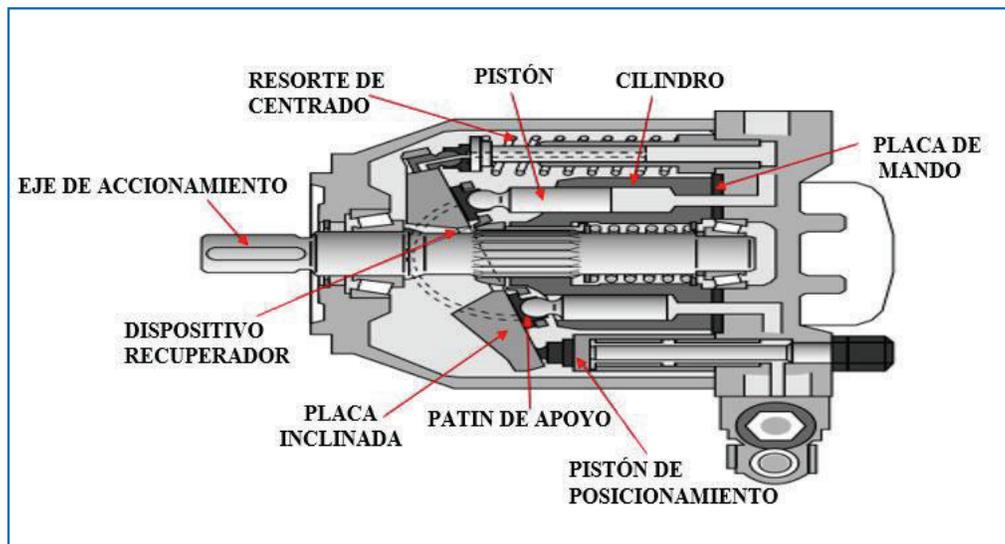


Figura 2. 25.-Bomba de pistón

Fuente: Rotating Right. (2015). Multiphase transfer pumps.

Tabla 2. 7.- Capacidad de operación bomba multifásica de pistón

BOMBA MULTIFÁSICA DE PISTÓN ROTATING RIGHT	
Capacidad de operación	
Presión diferencial	700 Psi
GVF	Hasta 99,5 %
Capacidad (caudal)	Hasta 250000 BPD
Temperatura	Hasta 390 °F
Viscosidad	Altas
Presión de entrada	50 Psi
Rango de presión hasta	1440 Psi
Velocidad	Menor a 15 RPM

Fuente: Rotating Right. (2015). Multiphase transfer pumps.

2.9.2 Bombas centrífugas o roto-dinámicas

Las bombas centrífugas o roto-dinámicas están diseñadas para desplazar cierta cantidad de volumen entre dos niveles, este tipo de bombas transforman la energía cinética o trabajo mecánico en energía hidráulica o de presión, consta de una tubería de aspiración y un impulsor o rodete, el líquido entra en la succión de la bomba en el centro del impulsor y es movido radialmente hacia fuera por la fuerza centrífuga, (Fernández, 2003).

A medida que el líquido se mueve hacia fuera, lejos del centro del impulsor, se crea un área de baja presión en el centro que permite que más líquido ingrese a la succión de la bomba, en las aplicaciones de bombeo multifásico estas bombas tienen limitantes debido a que manejan bajas presiones y fluidos con viscosidades bajas, se los puede clasificar en axiales, radiales o mixtas dependiendo del tipo de rodete, las más representativas son la de tipo helico-axiales, (Fernández, 2003). En la figura 2.26 se muestra un esquema de la bomba centrífuga.

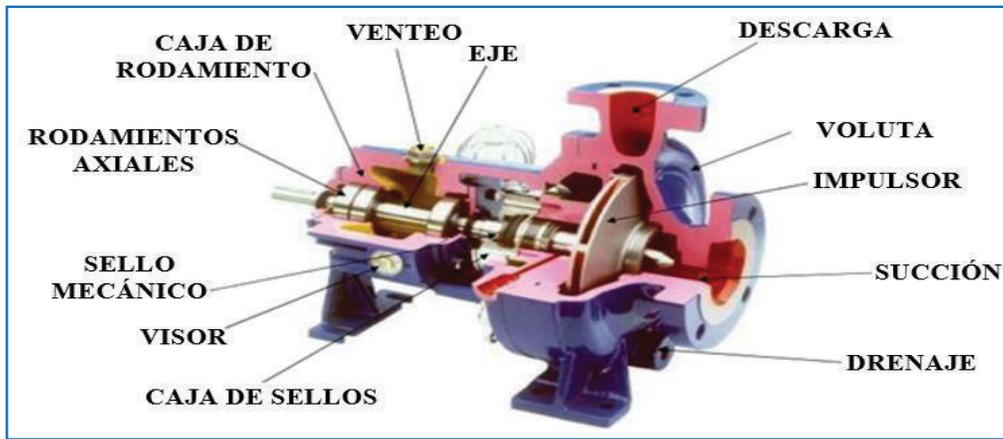


Figura 2. 26.-Bomba centrífuga

Fuente: Rincón, C. (2009). Bombas

2.9.2.1 Bombas helicoaxiales

Las bombas helicoaxiales son una combinación entre una bomba centrífuga y un compresor axial, combinando un accionamiento de tornillo (rotor o impulsor) con álabes de turbina (estator o rectificador), el principio de funcionamiento es rotodinámico. La compresión del fluido se logra a través de la transferencia de energía cinética de los alabes del impulsor giratorio a través de los alabes fijos de la turbina. Cuando el fluido entra en la bomba, es acelerado por las alabes del impulsor en las alabes fijos de la turbina, donde la energía cinética se convierte en presión. (Zulzer, 2017)

Este tipo de bombas aumentan la presión diferencial aumentando el número de etapas, y el caudal se incrementa aumentando el diámetro de la celda de compresión, al igual que con las bombas de doble tornillo, las bombas helico-axiales tienen problemas asociados con la temperatura, la misma que puede causar daños en los sellos mecánicos, así como también, cantidades excesivas de gas y baches largos de líquido pueden afectar la eficiencia de las bombas helico-axiales. (Zulzer, 2017)

En la figura 2.27 se muestra un esquema de la bomba helico-axial y en la tabla 2.8 la capacidad de aplicación.

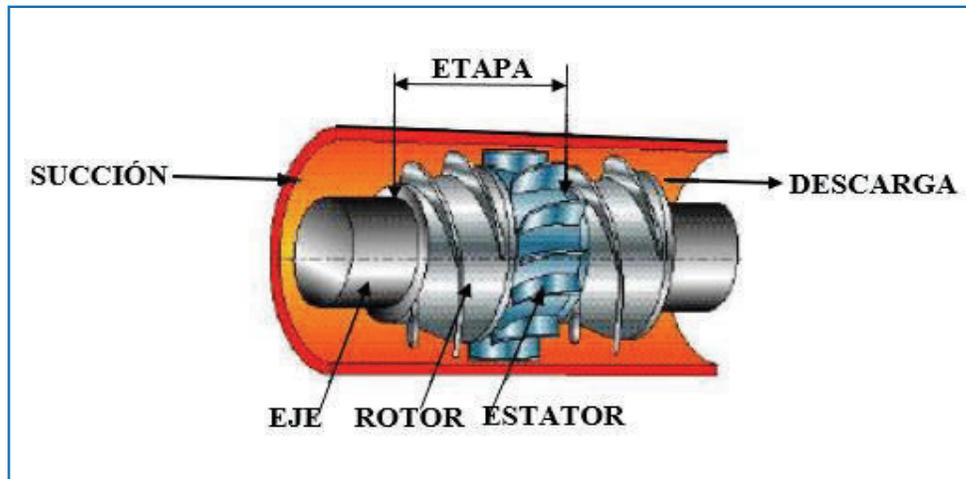


Figura 2. 27.- Bomba Helico-axial

Fuente: Zulzer. (2017). Bombas multifase

Tabla 2. 8.- Capacidad de operación bomba multifásica helico-axial

BOMBA MULTIFÁSICA HELICO-AXIAL	
Capacidad de operación	
Presión diferencial	276 Psi
GVF	Hasta 75 %
Capacidad (caudal)	Hasta 700.000 BPD
Temperatura	480 °F
Viscosidad	Altas
Presión de entrada	Desde la atmosférica
Rango de presión hasta	1450 Psi

Fuente: Zulzer. (2017). Bombas multifase

2.10 CURVAS CARACTERÍSTICAS DE UNA BOMBA

Son obtenidas experimentalmente en un banco de pruebas, las cuales son proporcionadas por los fabricantes, sirven para conocer sus características de operación, dichas curvas predicen el comportamiento de la bomba, son utilizadas para obtener el mejor punto de operación de la bomba.

Curva de Altura manométrica Vs Caudal

La curva característica de una bomba describe la relación entre la altura manométrica (caída de presión) y el caudal, estos datos permiten escoger la bomba más adecuada para su posterior instalación, la altura manométrica puede expresarse también como presión, la misma que permite cuantificar la energía suministrada al fluido, es decir, se trata de la caída de presión que debe de vencer la bomba para que el fluido circule según condiciones de diseño, (ATECYR, 2012).

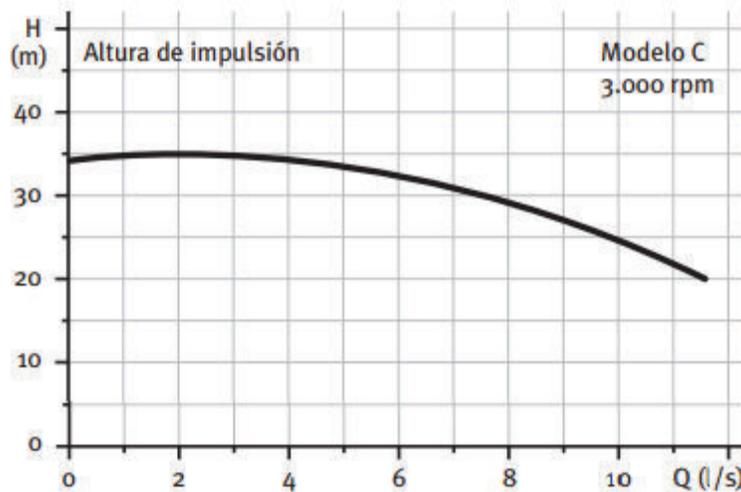


Figura 2. 28.-Curva característica de una bomba (H_m Vs Q)

Fuente: ATECYR. (2012). Curvas características de bombas.

La forma analítica de esta curva para una bomba centrífuga corresponde a una parábola de segundo grado de la forma (Ec.2.62):

$$H_m = AQ^2 + BQ + C \quad 2.62$$

Donde:

Q: Caudal

A, B y C: constantes

Los valores de A, B y C se obtienen por medio del método de mínimos cuadrados, los cuales están en función de caudal y de la altura especificados por los diferentes fabricantes dependiendo del diseño de la bomba.

Curva de Potencia vs Caudal

La potencia suministrada por el eje del impulsor figura 2.29, depende de la gravedad específica del fluido, el caudal y de la altura manométrica de la bomba, como se muestra en la Ec.2.63:

$$N_u = Q * \gamma * H_m \quad (2.63)$$

Donde:

N_u : Potencia en el eje del impulsor

Q : Caudal

H_m : Altura manométrica

γ : Gravedad específica del fluido

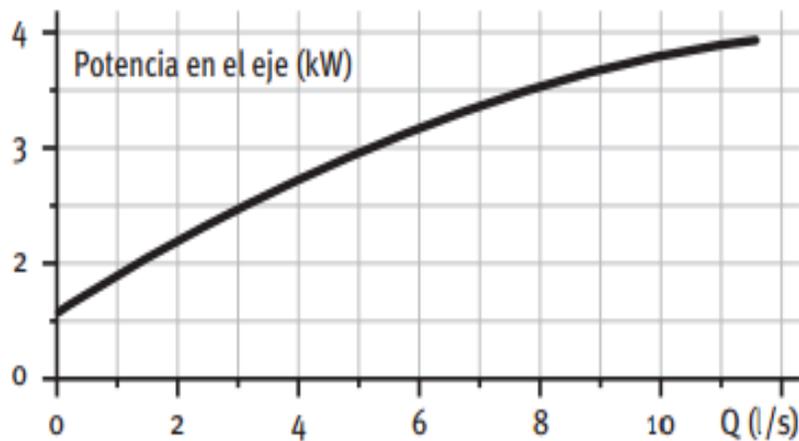


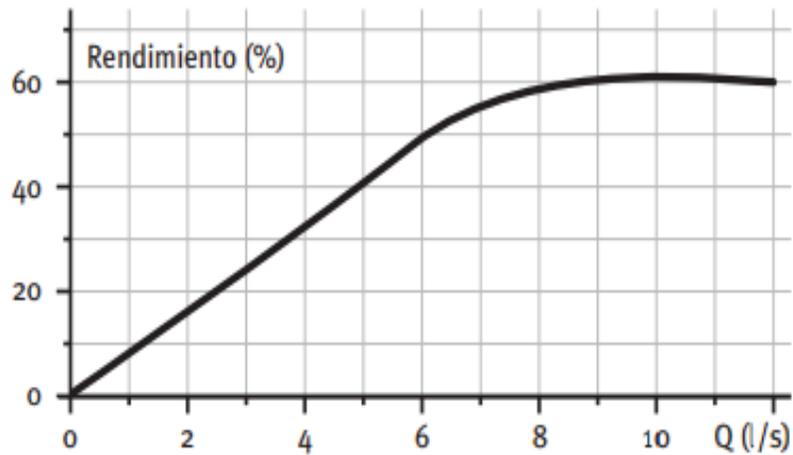
Figura 2. 29.-Curva característica de una bomba (N_u Vs Q)

Fuente: ATECYR. (2012). Curvas características de bombas.

Curva de Rendimiento Vs Caudal

El rendimiento de la bomba es la relación entre la potencia útil y la potencia al freno, este valor generalmente es suministrado por los constructores de la bomba, y considera

las pérdidas por fugas (rendimiento volumétrico) y por rozamientos en ejes y caras del impulsor (rendimiento mecánico) véase figura 2.30, (Salas & Urrestarazu, 2008).



*Figura 2. 30.-*Curva característica de una bomba (n vs Q)

Fuente: ATECYR. (2012). Curvas características de bombas.

Para obtener la curva de rendimientos de una bomba centrífuga de forma analítica como se muestra en la Ec.2.64, se adopta una expresión parabólica que pase por el origen de coordenadas, (véase figura 2.30):

$$\eta = D * Q + E * Q^2 \quad (2.64)$$

Donde:

Q: Caudal [BPD]

D, E; Constantes

Los valores de D y E se obtienen mediante un ajuste de mínimos cuadrados, a partir de una serie de puntos medidos en un banco de ensayo tomados de catálogos.

Carga neta positiva de succión (NPSH)

La carga positiva de succión NPSH figura 2.31, está dividida en dos partes las cuales son: NPSH requerida (NPSHr) y la disponible (NPSHdis), el NPSHr representa la energía

necesaria para la succión de la bomba, la cual debe vencer las pérdidas por rozamiento, presión ejercida sobre el fluido en la tubería hasta llegar al eje de la bomba, el NPSHr depende del diseño constructivo de la bomba, (Salas & Urrestarazu, 2008).

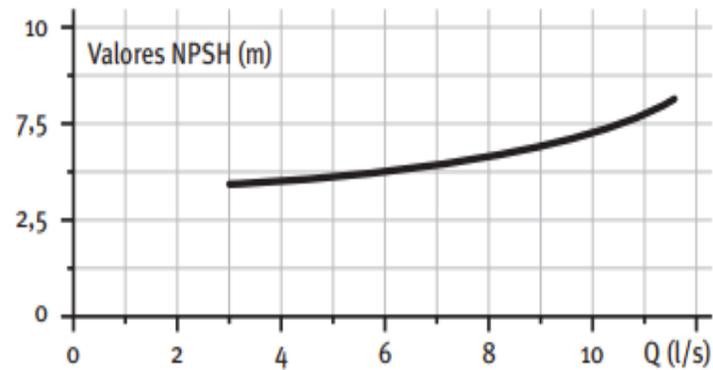


Figura 2. 31.- Curva del NPSH

Fuente: ATECYR. (2012). Curvas características de bombas.

El NPSH disponible es la diferencia entre la presión de succión de la bomba y la tensión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento, se debe cumplir que el NPSH disponible sea mayor que el NPSH requerido para evitar la cavitación de la bomba.

El NPSH disponible se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$NPSH_{dis} = \frac{P_s - P_v}{\rho * g} - h_{fs} \quad (2.65)$$

Donde:

Pv: Presión de vapor [Psi]

Ps: Presión de succión [Psi]

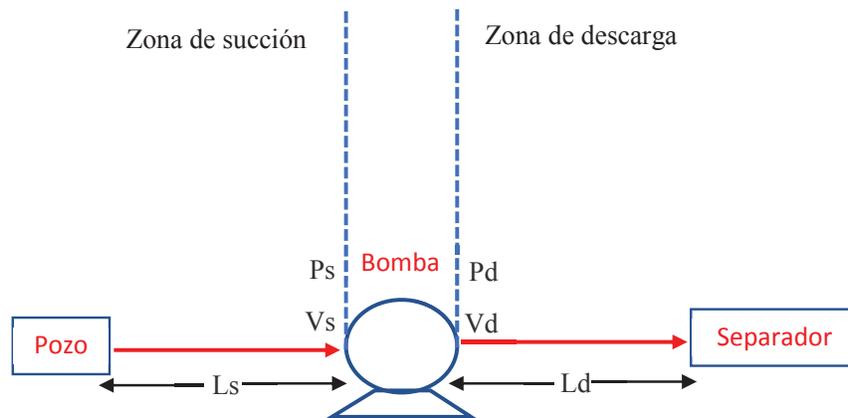
ρ : Densidad del fluido [lb/ft³]

g: Aceleración de la gravedad 32,17 $\left[\frac{ft}{s^2}\right]$

2.11 PRINCIPIOS BÁSICOS PARA EL CÁLCULO DE BOMBAS

Cargas de sistema

En la figura 2.32 se muestra un esquema de bombeo multifásico; se bombea fluido a través de una tubería desde la cabeza de pozo hasta llegar al separador de petróleo, si la distancia entre la cabeza del pozo y el separador es igual a cero, se puede definir los siguientes conceptos:



P_s : Presión de succión

V_s : Velocidad de succión

L_s : Longitud de succión

P_d : Presión de descarga

V_d : Velocidad de descarga

L_d : Longitud de descarga

Figura 2. 32.- Esquema del sistema de bombeo multifásico

Carga de aspiración o succión

La carga de aspiración es energía que posee en fluido al llegar a la boca de succión de la bomba expresada en pies de líquido, con la ayuda de la ecuación de Bernoulli, esta carga se define como la suma de la carga de presión, la carga cinética y la altura geográfica, de acuerdo a la figura 2.32 se tiene:

$$h_s = \frac{P_s}{\rho g} + \frac{V_s^2}{2g\alpha_s} + L_s \quad (2.66)$$

Donde:

hs: Carga de succión [ft]

Ps: Presión de succión [Psi]

g: Aceleración de la gravedad = $32,17 \left[\frac{ft}{s^2} \right]$

Vs: Velocidad del líquido a la succión [ft/s]

Ls: Longitud de succión [ft]

ρ : Densidad del líquido $\left[\frac{lb}{ft^3} \right]$

Carga de impulsión o descarga

Es la energía que posee el fluido justo a la salida o descarga de la bomba, se expresa en pies de líquido, que es la suma de la carga de presión, la carga cinética y la altura geográfica en la boca de descarga de la bomba, de acuerdo a la figura 2.32 se tiene:

$$hd = \frac{P_d}{\rho g} + \frac{V_d^2}{2g\alpha_d} + L_d \quad (2.67)$$

Donde:

hd: Carga de descarga [ft]

Pd: Presión de descarga [Psi]

g: Aceleración de la gravedad $32,17 \left[\frac{ft}{s^2} \right]$

Vd: Velocidad de líquido a la descarga [ft/s]

Ld: Longitud de descarga [ft]

ρ : Densidad del líquido $\left[\frac{lb}{ft^3} \right]$

Carga total

La diferencia entre la carga total de succión y la carga total de descarga, es la potencia de la bomba en pies, es decir, es la energía suministrada al líquido, considerando la figura 2.32 se tiene:

$$h_T = h_d - h_s = (\Delta L) + \left(\frac{\Delta P}{\rho g}\right) + \left(\frac{V_s^2}{2g\alpha_s} - \frac{V_d^2}{2g\alpha_d}\right) + h_f \quad (2.68)$$

Donde:

h_T =: Carga total de liquido [ft]

ΔP : Diferencial de Presión [Psi]

g: Aceleración de la gravedad 32,17 $\left[\frac{ft}{s^2}\right]$

V_s : Velocidad de fluido a la succión [ft/s]

V_d : Velocidad de descarga [ft/s]

ΔL : Longitud de la cabeza del pozo al separador [ft]

ρ : Densidad del fluido $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$

α : Termino que depende del tipo de flujo

- ✓ $\alpha = 1/2$ para flujo laminar (NRE < 2000)
- ✓ $\alpha = 1$ para flujo turbulento (NRE > 4000)

h_f : Perdidas por fricción [ft]

Potencia de la bomba multifásica

Las bombas multifásicas están diseñadas para manejar líquido y gas simultáneamente, bajo este concepto la potencia de la bomba multifásica se obtiene al sumar la potencia de la bomba que maneja solo líquido y la potencia del compresor de gas (Ec.2.69):

$$P_{multifásica} = P_{gas} + P_{bomba} \quad (2.69)$$

Donde:

$P_{multifásica}$: Potencia de la bomba multifásica [w]

P_{bomba} : Potencia de la bomba [w]

P_{gas} : Potencia del compresor de gas [w]

$$P_{bomba} = h_T * q_l * \rho_l * g \quad (2.70)$$

Donde:

P_{bomba} : Potencia de la bomba [w]

h_T : Carga total de liquido [ft]

q_l : Caudal de líquido [BPD]

ρ_l : Densidad del líquido $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$

g : Aceleración de la gravedad $32,17 \left[\frac{ft}{s^2}\right]$

Potencia del compresor de gas

$$P_{gas} = 0.0857 * Z * \left[\frac{q_g - R_s * q_o}{106} * (T_s + 460)\right] * \left(\frac{g}{g-1}\right) * \left[\frac{Pd+14.7}{Ps+14.7}\right] \quad (2.71)$$

Donde:

Z = Factor de desviación del gas

q_g = Caudal de gas [MMSFCD]

q_o = Caudal de petróleo [BPD]

R_s = relación de solubilidad del crudo

Pd = Presión de descarga [Psi]

Ps = Presión de succión [Psi]

T_s = Temperatura de succión [°F]

CAPÍTULO III

DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO APLICADO AL BLOQUE 31 CAMPO APAIKA-NENQUE.

En la figura 3.1 se explica el diagrama de flujo para la especificación y selección de una bomba multifásica.

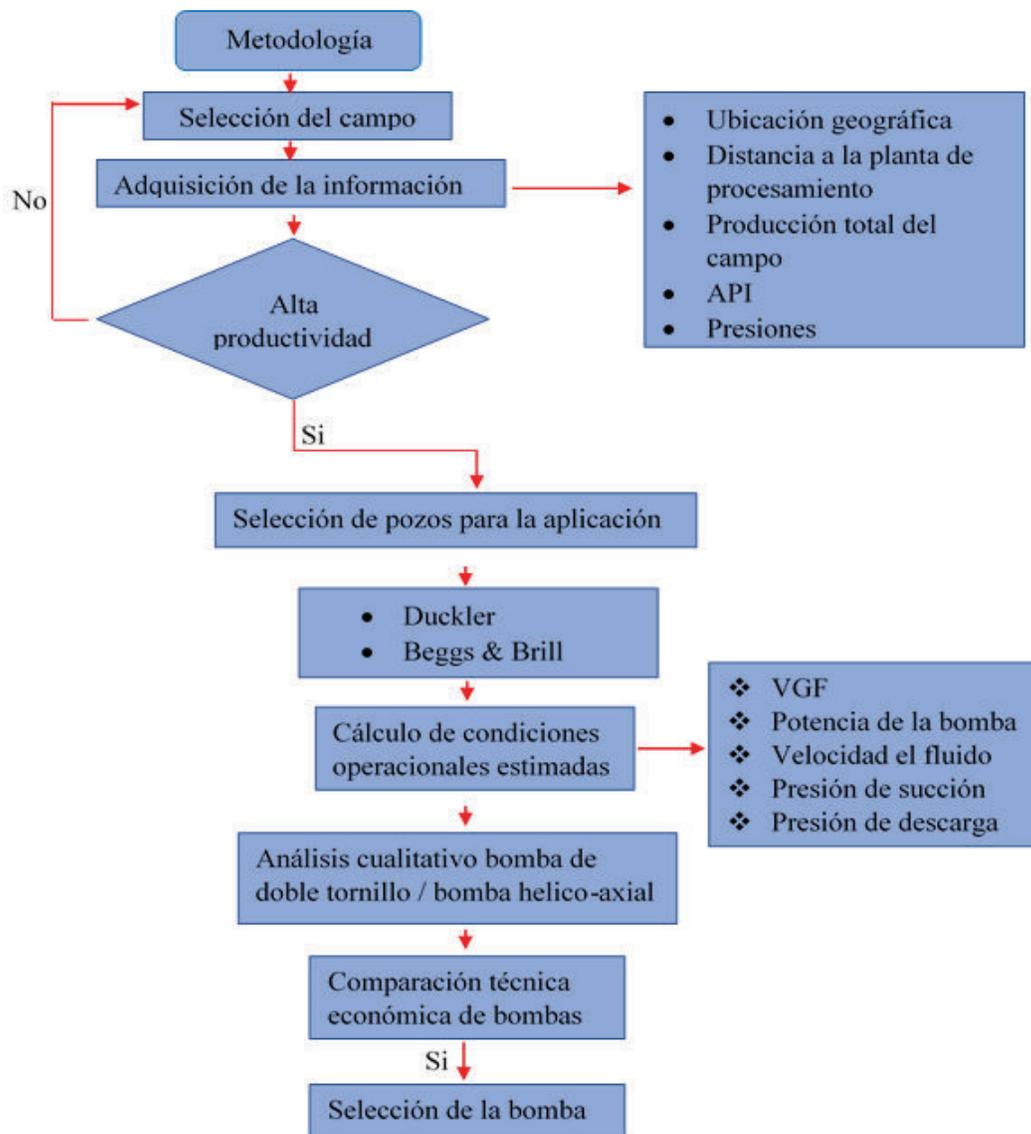


Figura 3. 1.-Metodología

Realizado por: Alex David Cabascango, 2017

En la figura 3.2 se explica las correlaciones de Duckler y Beggs & Brill utilizadas para los cálculos de los parámetros operacionales en el bloque 31 Campo Apaika-Nenque.

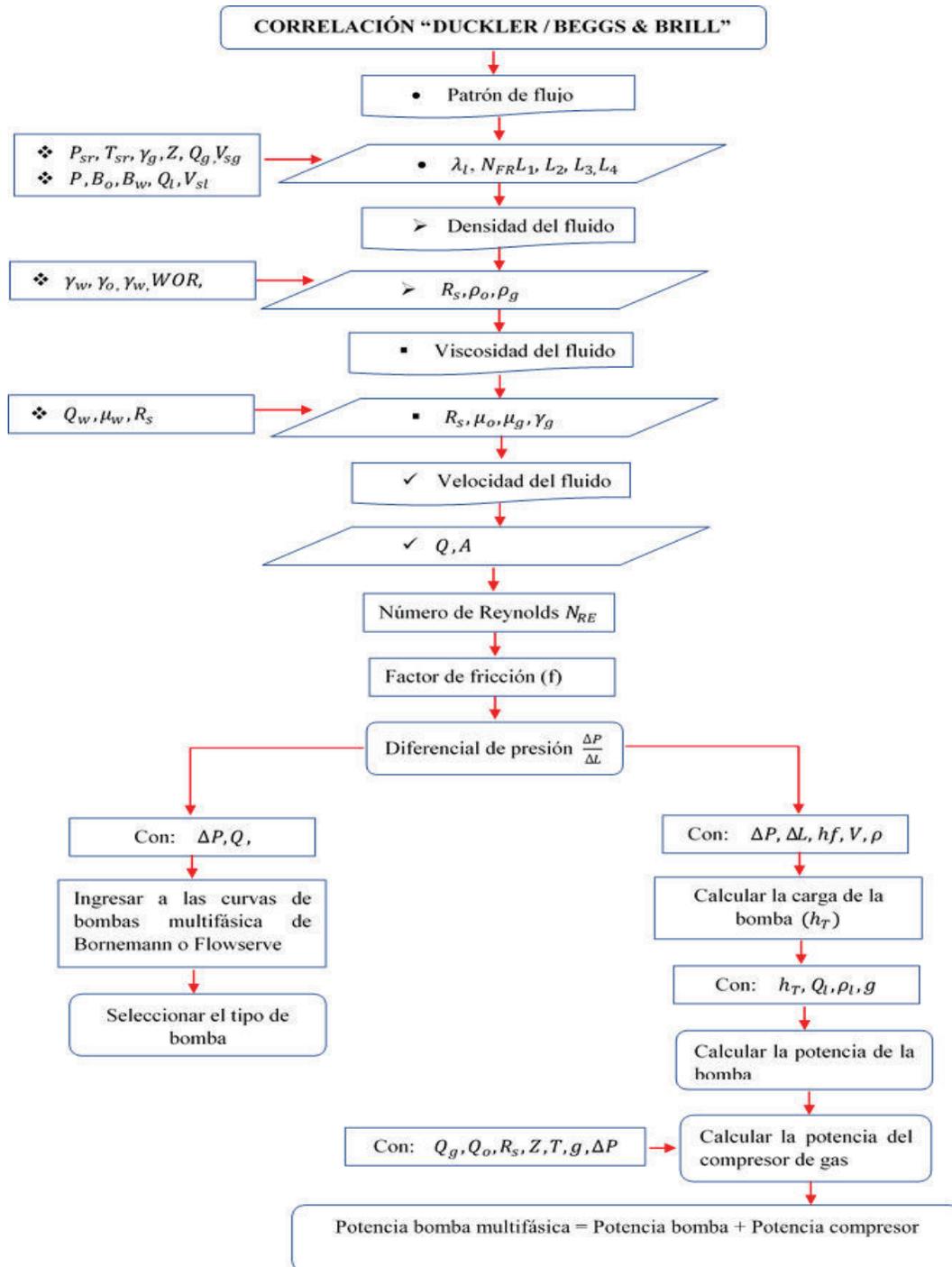


Figura 3. 2.-Metodología (correlaciones de Duckler, Beggs & Brill)

Realizado por: Alex David Cabascango, 2017

La implementación de un procedimiento para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico en el Oriente Ecuatoriano, es necesario debido a los diversos

problemas suscitados como: rotación continua de personal en la empresa Petroamazonas EP, falta de conocimiento de la ingeniería básica y de detalle por parte de personal nuevo, entre otros, por lo anteriormente mencionado, es necesario la implementación de dicho procedimiento con la finalidad de dar solución a los problemas actualmente presentados a la hora de implementar un sistema de bombeo multifásico.

La implementación de dicho procedimiento, facilitara tanto al personal antiguo como nuevo tener una noción clara de la ingeniería básica y de detalle al momento de implementar un sistema de bombeo multifásico, por medio del cual se busca que cualquier persona que tenga conocimientos básicos de ingeniería pueda tener criterio para la implementación adecuada de dicho sistema de bombeo.

3.1 SELECCIÓN DEL CAMPO (APAIKA-NENQUE)

El método de bombeo multifásico puede ser aplicado a cualquier Campo del Oriente Ecuatoriano que así lo requiera, pero teniendo en cuenta los fines de este estudio se ha tomado como muestra, el Bloque 31 Campo Apaika-Nenque el mismo que se encuentra ubicado en la provincia de Orellana, Cantón Aguarico, Parroquias: Capitán Augusto Rivadeneira, Cononaco, Eden y dentro del Parque Nacional Yasuní, (véase figura 3.3) en el cual se implementara el procedimiento para la especificación y selección de un sistema de bombeo multifásico.

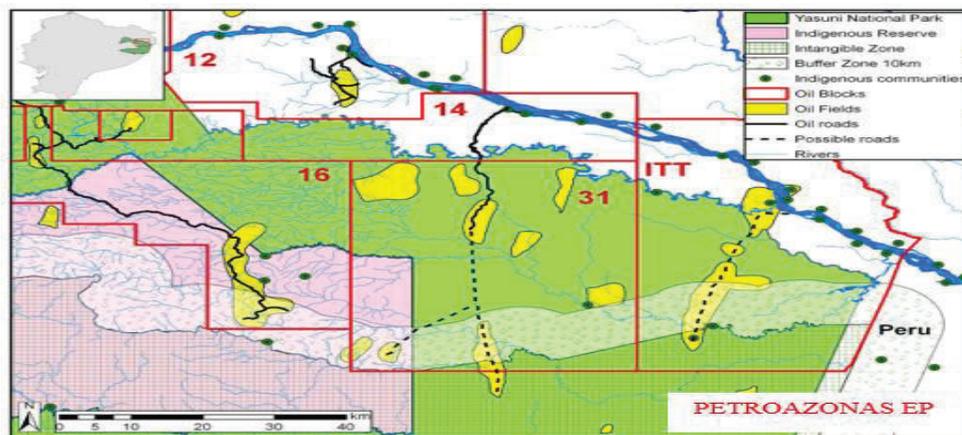


Figura 3. 3.-Bloque 31 Oriente Ecuatoriano

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento de Facilidades de superficie

3.2 ADQUISICIÓN DE LA INFORMACIÓN DE CAMPO

La información básica, necesaria para la implementación de un sistema de bombeo multifásico en cualquier campo del Oriente Ecuatoriano a ser interferido se detalla a continuación:

Tabla 3. 1- Información para la implementación del sistema de bombeo multifásico

INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO		
Presión de reservorio	Pws	Psi
Presión de fondo fluyendo	Pwf	Psi
Presión de burbuja	Pb	Psi
API	-	-
Temperatura	T	^a F
Densidad	P	<i>lb/ft³</i>
Viscosidad	M	Cp
Factor volumétrico del petróleo	Bo	BY/BN
Relación gas-petróleo	GLR	
Caudal de petróleo	Qo	BPPD
Caudal de agua	Qw	BAPD
Caudal de gas	Qg	PC/S
Corte de agua	BSW	-

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento de Facilidades de superficie

Para la implementación del sistema de bombeo multifásico en el Bloque 31 Campo Apaika-Nenque se lo realizó mediante cuatro escenarios diferentes (véase anexo 1), se considerarán treinta pozos en total, de los cuales veinte pozos son de la plataforma APAIKA y diez pozos para NENKE, véase (figura 3.4), cabe resaltar que al inicio de la ejecución del proyecto se produce únicamente de la plataforma APAIKA (véase anexo 1), los cuales presentan las siguientes propiedades:

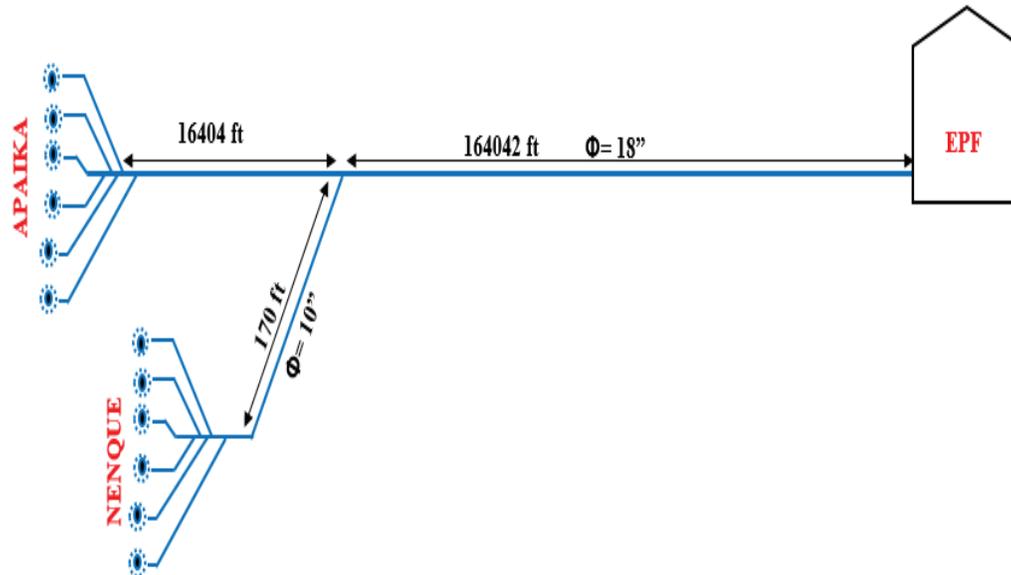


Figura 3. 4.-Esquema de flujo APAIKA-NENQUE

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Tabla 3. 2.- Propiedades de la plataforma APAIKA Inicio del proyecto

INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO		
Propiedad	Cantidad	Unidades
Presión de cabeza	137	Psi
Presión de burbuja	520	Psi
API	18	
Temperatura de fondo	185	°F
Densidad	59,56	<i>lb/ft³</i>
Viscosidad	23,79	Cp
Factor volumétrico del petróleo	1,0150	BY/BN
Relación gas-petróleo	68	<i>ft³/bbl</i>
Caudal de petróleo	10000	BPPD
Caudal de agua	10000	BAPD
Caudal de gas	0,8554	PC/S
BSW	0,5	%

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Tabla 3. 3.- Propiedades de la plataforma NENQUE proyecto en ejecución

INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SISTEMA DE BOMBEO MULTIFÁSICO		
Propiedad	Cantidad	Unidades
Presión de cabeza	77	Psi
Presión de burbuja	320	Psi
API	15,2	
Temperatura de fondo	194	°F
Densidad		<i>lb/ft³</i>
Viscosidad		Cp
Factor volumétrico del petróleo	1,054	BY/BN
Relación gas-petróleo	51	<i>ft³/bbl</i>
Caudal de petróleo	16200	BPPD
Caudal de agua	3800	BAPD
Caudal de gas		PC/S
BSW	0,87	%

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

3.3 ANÁLISIS DE LA INFORMACIÓN

El análisis de la información es un parámetro muy importante para la implementación de un sistema de bombeo multifásico, en esta fase es donde se analiza la producción de agua, gas y petróleo respectivamente del campo seleccionado, para posteriormente realizar una relación de costo-beneficio y de esta manera definir si la implementación del sistema de bombeo multifásico es viable, por lo tanto, es necesario que la producción del campo seleccionado sea alta, la cual garantice la recuperación de la inversión a corto/mediano plazo.

Para la implementación del bombeo multifásico en el bloque Bloque 31 Campo APAIKA-NENQUE, presenta un pronóstico de producción de 10.000 BPD, 10.000 BAPD dado una producción total de 20.000 BFPD, (véase Anexo 1), debido a su alta productividad este campo es considerado viable para la implementación del sistema de bombeo multifásico.

3.4 SELECCIÓN DE LOS POZOS CANDIDATOS A LA APLICACIÓN

Una vez seleccionado el campo, el siguiente paso es realizar un estudio minucioso y detallado de los pozos que cumplan con las condiciones idóneas para la implementación del sistema de bombeo multifásico, en donde se analizan las siguientes variables:

- El factor más importante a considerar es la fracción volumétrica del gas (GVF), debido a que influye directamente en el diseño y eficiencia de la bomba multifásica, si se tiene valores de GVF por encima de 95%, la eficiencia de la bomba disminuye, y por lo tanto, existe más regreso de fluido (gas) a la entrada de la bomba, y la velocidades es más baja por lo que existe incrementos de presión lo que trae como consecuencia un incremento del deslizamiento lo que afecta directamente la eficiencia volumétrica.(Pemex, 2008)
- Las tasas de producción de agua, gas y petróleo (Q_w , Q_g , Q_o) respectivamente deben ser evaluadas, ya que son variables importantes para posteriormente diseñar una bomba que se ajuste a estas características, debido a que las características de diseño están directamente relacionadas con el costo de adquisición de la bomba.
- Presión de cabeza (P_{wh}) es una de las variables más importantes a tener en cuenta, debido a que puede variar dependiendo del tipo de levantamiento artificial que se esté utilizando en los diferentes pozos seleccionados, esta presión posteriormente será la presión con la se succionara la bomba multifásica.
- Relación gas-petróleo (GLR) es un parámetro que se debe tomar en cuenta para cuantificar la cantidad de gas que se está produciendo por cada pozo, esta variable es de suma importancia debido a que es esencial para el diseño de la bomba multifásica, como se mencionó anteriormente las diferentes bombas multifásica dependiendo del tipo de fabricante manejan diferentes rangos de cantidad de gas, (véase tablas 2.5,2.6 y 2.7).

- Velocidad del fluido (v) esta variable ayuda a determinar la velocidad a la cual está fluyendo el fluido al interior de la tubería, la misma que es función de la presión es por ello que es de suma importancia, esta velocidad es con la cual esta succionando la bomba.

3.5 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE BOMBAS MULTIFÁSICAS

Para la selección de la bomba multifásica se realiza una comparación cualitativa entre una bomba multifásica de doble tornillo y una rotodinámica helico-axial independientemente de la empresa fabricante, se toman como muestra estos dos tipos de bombas debido a que son las que utiliza la empresa PETROAZONAS EP, en las cuales se analiza su principio de funcionamiento como se muestra a continuación:

Tabla 3. 4.- Comparación cualitativa bomba de Doble torillo vs Helico-axial

COMPARACIÓN CUALITATIVA BOMBA MULTIFÁSICA DOBLE TORNILLO VS HELICOAXIAL		
CARACTERISTICA	DOBLE TORNILLO	HELICO-AXIAL
Presión de descarga	La eficiencia volumétrica disminuye levemente con el aumento de la presión de descarga.	Debido a su comportamiento dinámico al aumentar la presión de descarga el caudal impulsado disminuye notablemente
Viscosidad	No afecta el rendimiento de este tipo de bomba, maneja fluidos con altas viscosidades	El rendimiento se ve afecta directamente cuando se maneja fluidos muy viscosos
Velocidad de rotación	No superan los 3000 RPM	Alcanzan hasta 4000 RPM (requiere caja de engranajes y variador de frecuencia)
Arranque de la bomba	Arranca con la mínima presión diferencial, generalmente se logra con la recirculación del fluido.	Arranca con una alta presión diferencial, usualmente se logra abriendo una válvula de descarga parcialmente.

Rango de operación en caudal	Los modelos estándar alcanzan los 300000 BPD en las condiciones de succión, el caudal es directamente proporcional a la velocidad de rotación de la bomba que depende de la potencia del motor, pero es independiente de la presión de descarga.	Los modelos estándar alcanzan los 500000 BPD en las condiciones de succión, el caudal es proporcional a la velocidad de rotación de la bomba, pero es dependiente de la presión de descarga.
Protección por alta presión	Requieren de una válvula de seguridad en la descarga para la protección.	No requieren protecciones adicionales en la descarga, siempre y cuando el sistema aguas abajo este protegido para la máxima presión de succión.
Fracción volumétrica del gas	Puede alcanzar hasta un FGV del 100% para cortos periodos de tiempo, el funcionamiento continuo garantizado que pueden alcanzar de un FGV =95%	Pueden alcanzar un FGV del 100% en periodos cortos de tiempo siempre y cuando se instale un estabilizador aguas arriba de la succión, el funcionamiento continuo garantizado que pueden alcanzar es FGV entre el 70-90%
Tensión de corte	Trabajan con bajas tensiones de corte	Trabajan con altas tensiones de corte lo que implica la probabilidad de formación de emulsiones.
Presencia de solidos	Es capaz de manejar solidos sin problemas, pero cabe resaltar que la presencia de solidos produce un desgaste superficial en los tornillos provocando una disminución en el rendimiento volumétrico de la bomba	Es menos adecuada al manejo de solidos debido a sus características de diseño, la presencia de solidos produce un desgaste superficial en los impulsores.
Presión diferencial	Trabajan con presiones diferenciales de hasta 1100 Psi	Trabajan con presiones diferenciales de hasta 1600 Psi
Tiempo medio de fallas	En base a la experiencia se ha determinado que el tiempo medio de fallas es posterior a los 3 años	En base a la experiencia se ha determinado que el tiempo medio de fallas es aproximadamente 3 años.

Fuente: (Erazo & Zurita, 2010); Bornemann Pumps; Petroconsultant S.A

3.6 CONDICIONES OPERACIONALES ESTIMADAS CAMPO APAIKA-NENQUE BLOQUE 31

Una vez realizada la comparación cualitativa de las bombas de doble tornillo y helicoidal, se procede a la realización del cálculo de las condiciones operacionales estimadas (véase anexo 6), estas condiciones fueron calculadas utilizando las correlaciones de Duckler y Beggs & Brill.

Además, se debe tener en cuenta la distancia a la cual se debe instalar dicha bomba, para ello es necesario verificar que la presión de vapor de agua sea menor a la presión de succión de la bomba con esto se garantiza que no exista cavitación de la misma, además que la compresión del gas se realizara únicamente en un proceso poli trópico debido a que es el que más se adapta a las condiciones reales de los gases.

A continuación, se presentan las condiciones operacionales en distintos escenarios que se conseguirían con la implementación de una bomba multifásica de doble tornillo (véase tabla 3.5).

Tabla 3. 5.- Condiciones operacionales estimadas

Propiedad	Unidad	CASO 1	CASO 2	CASO 3	CASO 4
Temperatura de succión	° F	185	185	185	185
Viscosidad del líquido @185 °F	Cp	6,12	5,163	4,94	5,03
Gravedad específica del gas		0,88	0,88	0,88	0,88
Gravedad específica del agua		1,02	1,02	1,02	1,02
Densidad de la mezcla	<i>lb/ft³</i>	81,20	46,69	54,14	44,27
API		19,2	19,2	19,2	19,2
Contenido de sólidos	Arena
CO2 en la fase de vapor	% moles	1,72	1,72	1,72	1,72
H2S en la fase de vapor	% moles

Fluido total	BFPD	20000	105958	176441	154902
Petróleo	BPPD	10000	85848	158797	134765
Agua	BAPD	10000	20137	17644	20137
Gas	MMPC	1,8	0,1725	0,28	0,25
Corte de agua	%	0,5	0,81	0,9	0,87
GOR	PC/BL	90	90	90	90
GVF	%	86,53	88,15	89,1	89,75
Presión de succión	Psi	31	25	21	19
Presión de descarga	Psi	254,929	262,079	263,15	245,079
Diferencial de presión	Psi	90,22	97,37	98,45	80,37
Velocidad	ft/s	0,8143	5,0242	8,89	7,89
Capacidad de la bomba	HP	44,64	226,20	387,14	346,15

Realizado por: Alex Cabascango, 2017

3.7 SELECCIÓN DE LA BOMBA MULTIFÁSICA

Bajo las consideraciones presentadas en la tabla 3.4, en donde se detalla en forma global las características cualitativas de las bombas multifásicas de doble tornillo y las bombas multifásica rotodinámica helicoaxiales, de estas dos alternativas presentadas, se realizó la comparación relativa de cada una de sus características, de acuerdo a las condiciones que presenta la plataforma Apaika-Nenque Bloque 31 se determinó que para la implementación de este proyecto la bomba multifásica de doble tornillo es técnicamente más aceptable que la bomba rotodinámica helico-axial, debido a que se adapta de mejor manera a las condiciones presentadas por el campo.

Posteriormente se toma las curvas de bombas de los fabricantes Bornemann (véase anexo 4) y Flowserve (véase anexo 5) respectivamente, se tomó estas dos marcas de bombas debido a que son las más utilizadas dentro de la industria petrolera para la implementación de este tipo de bombeo

3.8 COMPARACIÓN TÉCNICA /ECONÓMICA DE BOMBAS DE DOBLE TORNILLO

Para la comparación técnica/económica de bombas de doble tornillo, se ha tomado información de proveedores de bombas multifásicas como Bornemann y Flowserve como se muestra en la tabla 3.6 en donde se indica los modelos, alcance, precio, potencia del motor y tiempo de fabricación de cada una de estas.

Tabla 3. 6.-Comparación técnica/económica de bombas de doble tornillo

MARCA/TECNOLOGÍA	MODELO	ALCANCE	POTENCIA DEL MOTOR	PRECIO APROXIMADO	PLAZO DE FABRICACIÓN
BORNEMANN/DOBLE TORNILLO	MPC 335	140000 BPD	335HP	2223000	28 SEMANAS
BORNEMANN/DOBLE TORNILLO	MPC 400	365000 BPD	335HP	3334500	32 SEMANAS
FLOWSERVE/DOBLE TORNILLO	MP1-275	98000 BPD	300HP	1664438	48-50 SEMANAS
FLOWSERVE/DOBLE TORNILLO	MP1-380	18000 BPD	300HP	1126597	48-50 SEMANAS

Fuente: Bornemann., Flowserve. Catálogo de bombas multifásicas

De los estudios realizados de bombas existentes en el mercado de los diferentes proveedores de este tipo de equipos, para el caso de estudio en Campo Apaika-Nenque, la empresa Petroamazonas EP escogió la bomba multifásica de doble tornillo de la empresa fabricante Bornemann, ya que se adapta de mejor manera a las condiciones presentadas por el campo.

3.9 IMPLEMENTACIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE BOMBEO MULTIFÁSICO

Seguidamente después de analizar las variables involucradas para succión y descarga de un sistema de bombeo multifásico, se procede a la implementación de esta tecnología, para eso se necesita interactuar entre los departamentos de facilidades de superficie y el departamento de producción de la empresa PETROAZONAS EP.

Para la implementación de la tecnología de bombeo multifásico en cualquier campo del Oriente Ecuatoriano el departamento de facilidades de superficie entrega las condiciones que requeridas en la descarga de la bomba multifásica al departamento de producción, el cual analiza las condiciones máximas que cada pozo puede generar.

Posteriormente, el departamento de producción entrega la información que cada pozo puede entregar a su máxima capacidad al departamento de facilidades, en caso de que las condiciones propuestas entre los dos departamentos no se tiene un mutuo acuerdo se realiza un ajuste de las condiciones tanto a la succión como a la descarga, para finalmente llegar a un mutuo acuerdo entre las dos entidades y poder entregar dichas condiciones de diseño al fabricante de bombas multifásica.

CAPÍTULO IV

4.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS CON LA FORMULACIÓN DEL SISTEMA

Para el análisis de los resultados obtenidos de la implementación de la tecnología de bombeo multifásico en el campo Apaika-Nenque Bloque 31, se utilizó toda la información disponible de los diferentes fabricantes de bombas multifásicas, cabe recalcar que para esta evaluación no se enfocó en un fabricante en particular, esto se realizó con la finalidad de garantizar el éxito del proyecto.

La evaluación de los distintos escenarios (véase tabla 3.5) se realizó con la ayuda de una hoja de cálculo con macros en Excel, con el objetivo de determinar las condiciones operacionales estimadas de las bombas multifásicas, así también, la información que proporción este simulador sirve para entregarle al fabricante para el diseño de la bomba a implementarse.

Como se puede observar en la tabla 3.5 de Condiciones operacionales estimadas, las bombas multifásicas estarán operando bajo las siguientes condiciones para los cuatro casos:

La temperatura a la cual funcionaran las bombas multifásicas es a 185°F, la máxima temperatura de operación puede alcanzar 195°F que es límite de calentamiento al cual son sometidos los aceites previos al proceso de tratamiento, esto facilitará la deshidratación y se aprovechará la energía suministrada en las bombas transformada en forma de calor, por otro lado, esta temperatura está dentro de los rangos razonables en los cuales producen algunos pozos en condiciones normales.

El grado API que presenta este campo es de 19,2 lo que quiere decir que es un crudo pesado, el cual contiene grandes concentraciones de hidrocarburos de peso molecular mediano que dificultan de forma moderada su transporte.

La relación gas- petróleo (GOR) indica la cantidad de gas que se encuentra en cada barril de crudo a condiciones estándar (60 ° F y 14,7 Psi), este campo presenta un GOR de 90 PC/BL.

A continuación, se analizará los resultados caso por caso:

CASO 1

El campo Apaika-Nenque presenta las siguientes propiedades:

Tabla 4. 1.- Condiciones operacionales iniciales Apaika-Nenque

Propiedad	Unidad	CASO 1
Temperatura de succión	° F	185
Viscosidad del líquido @185 °F	Cp	6,12
Gravedad específica del gas		0,88
Gravedad específica del agua		1,02
Densidad de la mezcla	<i>lb/ft³</i>	81,20
API		19,2
Petróleo	BPPD	10000
Agua	BAPD	10000
Gas	MMPC	1,8
Corte de agua	%	0,5
GOR	PC/BL	90

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Bajo las propiedades presentadas en la tabla 4.1 se realizó la simulación para este caso obteniendo los siguientes resultados:

La ubicación de la bomba es función de la presión de succión, densidad del fluido y de la temperatura de succión de la bomba para este caso se asentará la bomba a 180 ft de distancia desde el cabezal de producción.

La presión de succión estará operando en el rango de (25-35) Psi en promedio para este caso, como la presión de vapor de agua es de 10,07 Psi para este caso, con el rango de presión indicado para la succión aseguramos que no exista cavitación de la bomba.

La presión de descarga es función de la topografía del campo, de la caída de presión, del volumen de producción que se esté manejando la cual estará en el rango operacional de

(250-260) Psi en promedio, con lo que se garantiza que el fluido bombeado llegue a la estación de tratamiento (EPF).

El factor volumétrico del gas (VGF) se encuentra por encima del 80 % desde el inicio de la vida productiva del campo debido a que se produce 1,8 MMPC de gas, pero esto no es una condición severa ya que la mayor parte de fabricantes elaboran bombas que manejan hasta un 99,5% de VGF. Es decir, las bombas multifásicas están diseñadas hasta para comprimir la producción de gas si así fuera el caso en un tiempo no mayor a 16 minutos en promedio.

La densidad de la mezcla es relativamente alta se encuentra en un rango de (80-85) lb/ft^3 , esto se debe a que el crudo es pesado de un API de 19,2. Lo cual no es un problema, debido a que existen bombas en el mercado que pueden manejar con mucha facilidad este tipo de fluidos.

El diferencial de presión que se obtuvo con la simulación es de 90 Psi aproximadamente este parámetro es de suma importancia debido a que ayuda para la selección del tipo de bomba como se muestra en el anexo 4, para este caso se recomienda seleccionar una bomba MPC 268 del fabricante Bornemann véase figura 4.2 o una bomba MP1-150 del fabricante Flowserve como se muestra en la figura 4.1.

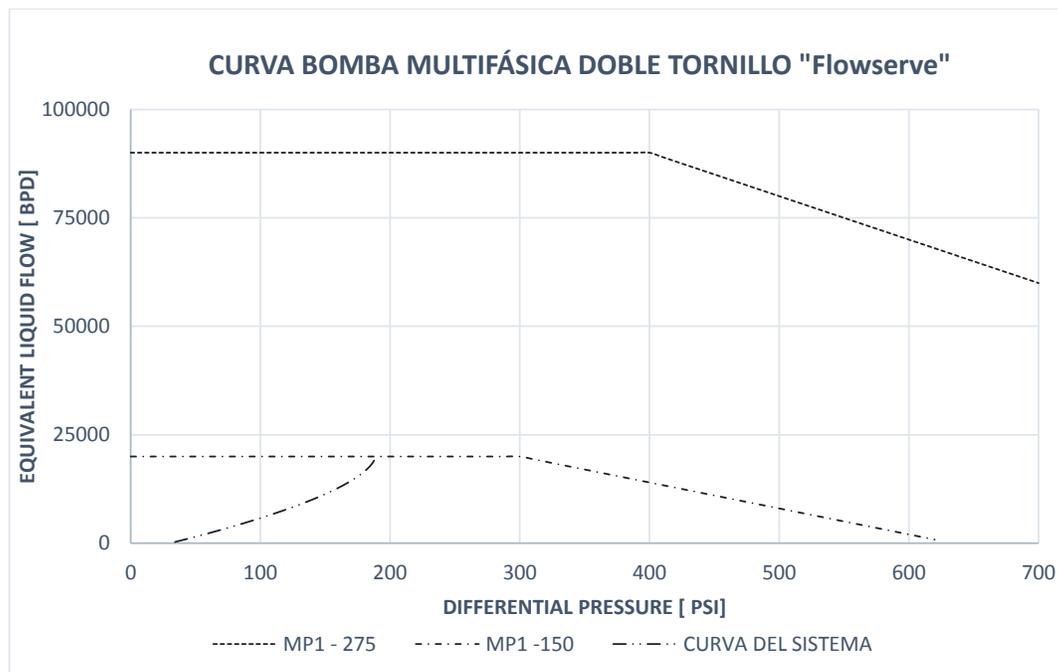


Figura 4. 1 Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 1

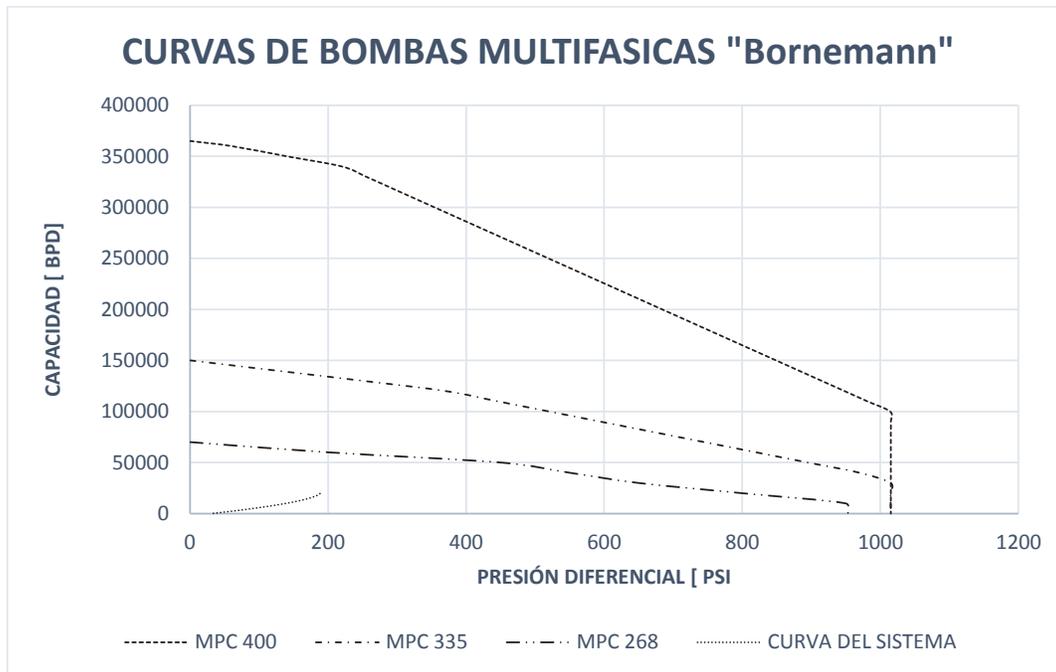


Figura 4. 2.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 1

La potencia de la bomba está en función de la cantidad de fluido que debe manejar en la descarga, esta depende de la cantidad de gas y líquido que se tiene en la succión de la bomba, para este caso en particular se requieren de bombas que con capacidad de manejar de 45 HP.

CASO 2

Tabla 4. 2.- Condiciones operacionales 13 meses de producción Apaika-Nenque

Propiedad	Unidad	CASO 1
Temperatura de succión	° F	185
Viscosidad del líquido @185 °F	Cp	5,163
Gravedad específica del gas		0,88
Gravedad específica del agua		1,02
Densidad de la mezcla	lb/ft ³	46,69
API		19,2
Petróleo	BPPD	85848
Agua	BAPD	20137

Gas	MMPC	0,1725
Corte de agua	%	0,81
GOR	PC/BL	90

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Bajo las propiedades presentadas en la tabla 4.2 se realizó la simulación para el caso 2 obteniendo los siguientes resultados:

La ubicación de la bomba es función de la presión de succión, densidad del fluido y de la temperatura de succión de la bomba para este caso se asentará la bomba a 320 ft de distancia desde el cabezal de producción.

La presión de succión estará operando en el rango de (20-30) Psi en promedio para el caso 2, como la presión de vapor de agua es de 10,07 Psi para este caso, con el rango de presión indicado para la succión aseguramos que no exista cavitación de la bomba.

La presión de descarga es función de la topografía del campo, de la caída de presión, del volumen de producción que se esté manejando la cual estará en el rango operacional de (260-270) Psi en promedio, con lo que se garantiza que el fluido bombeado llegue a la estación de tratamiento (EPF).

Se estima que el factor volumétrico del gas (VGF) a los 13 meses de producción sea del 88 %, como se puede observar en la tabla 3.5 en relación a las condiciones iniciales existe un incremento aproximado del 2%, por lo que se podría considerar despreciable este aumento.

La densidad de la mezcla disminuye significativamente a un rango de (45-55) lb/ft^3 , a pesar que no ha variado el API, pero si existe una disminución de la viscosidad, razón por la cual existe la disminución de la densidad.

El diferencial de presión que se obtuvo con la simulación es de 97 Psi aproximadamente este parámetro es de suma importancia debido a que ayuda para la selección del tipo de bomba como se muestra en el anexo 6, para este caso se recomienda seleccionar una bomba MPC 335 del fabricante Bornemann véase figura 4.4 o una bomba MP1-275 del fabricante Flowserve como se muestra en la figura 4.3.

CASO 3 y CASO 4**Tabla 4. 3.-** Condiciones operacionales 25 meses de producción Apaika-Nenque

Propiedad	Unidad	CASO 1
Temperatura de succión	° F	185
Viscosidad del líquido @185 °F	Cp	4,94
Gravedad específica del gas		0,88
Gravedad específica del agua		1,02
Densidad de la mezcla	<i>lb/ft³</i>	54,14
API		19,2
Petróleo	BPPD	158797
Agua	BAPD	17644
Gas	MMPC	0,28
Corte de agua	%	0,9
GOR	PC/BL	90

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Tabla 4. 4.- Condiciones operacionales 31 meses de producción Apaika-Nenque

Propiedad	Unidad	CASO 1
Temperatura de succión	° F	185
Viscosidad del líquido @185 °F	Cp	5,03
Gravedad específica del gas		0,88
Gravedad específica del agua		1,02
Densidad de la mezcla	<i>lb/ft³</i>	44,27
API		19,2
Petróleo	BPPD	134765
Agua	BAPD	20137
Gas	MMPC	0,25
Corte de agua	%	0,87
GOR	PC/BL	90

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

A continuación, se analizará el caso 3 y 4 de manera simultánea debido a que las características que presentan estos dos casos son semejantes, en la tabla 4.3 y 4.4 se muestran las condiciones para realizar la simulación en cada uno de los casos obteniendo los siguientes resultados:

La ubicación de la bomba es función de la presión de succión, densidad del fluido y de la temperatura de succión de la bomba para este caso se asentará la bomba a 280 ft de distancia desde el cabezal de producción para los casos 3 y 4.

La presión de succión estará operando en el rango de (20-30) Psi en promedio para el caso 3 y 4, como la presión de vapor de agua es de 10,07 Psi para este caso, con el rango de presión indicado para la succión aseguramos que no exista cavitación de la bomba.

La presión de descarga es función de la topografía del campo, de la caída de presión, del volumen de producción que se esté manejando la cual estará en el rango operacional de (260-270) Psi en promedio, con lo que se garantiza que el fluido bombeado llegue a la estación de tratamiento (EPF).

El factor volumétrico del gas (VGF) a los 25 meses de producción y los 31 meses de producción se encuentra entre el 89 %, como se puede observar en la tabla 3.5 en relación a las condiciones iniciales existe un incremento aproximado del 3%, por lo que se podría considerar despreciable este aumento.

La densidad de la mezcla permanece casi constante en relación al caso 2, la misma que se encuentra en un rango de (45-55) lb/ft^3 para los casos 3 y 4 respectivamente.

El diferencial de presión que se obtuvo con la simulación es de 98 Psi aproximadamente este parámetro es de suma importancia debido a que ayuda para la selección del tipo de bomba, con el caudal proporcionado y la variación de presión calculada por medio del simulador se recomienda seleccionar una bomba MPC 400 del fabricante Bornemann véase figura 4.7 y 4.8 para el caso tres y cuatro respectivamente o una bomba MP1-380 del fabricante Flowserve como se muestra en las figuras 4.5 y 4.6.

Con el diferencial de presión y caudal ingresamos a las curvas de las bombas multifásicas y seleccionamos el tipo de bomba.

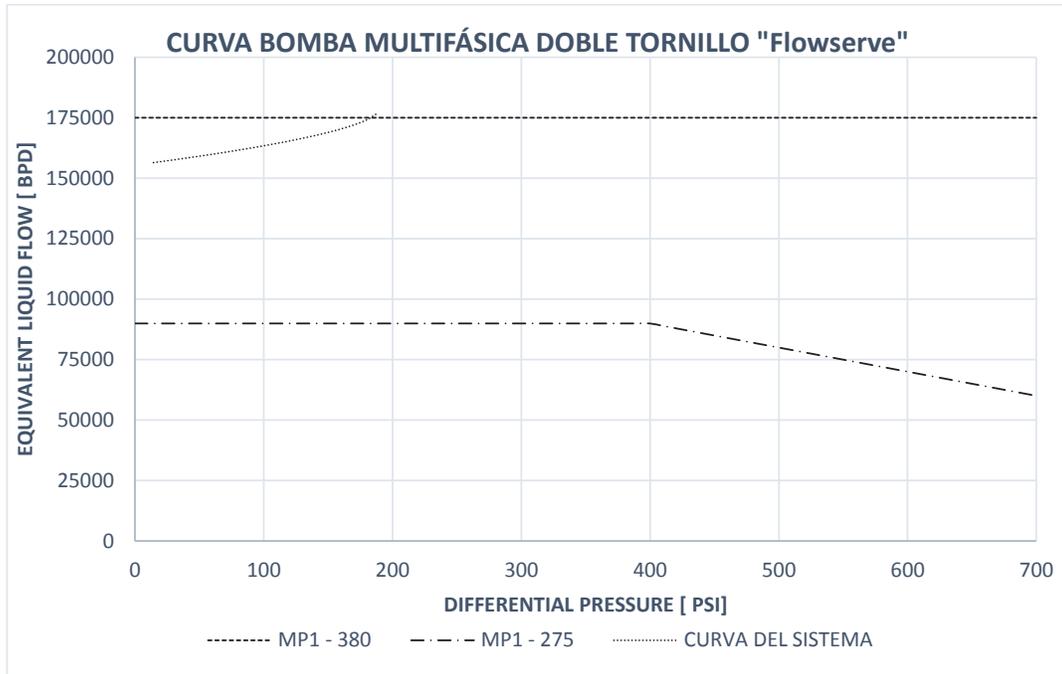


Figura 4. 5.- Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 3

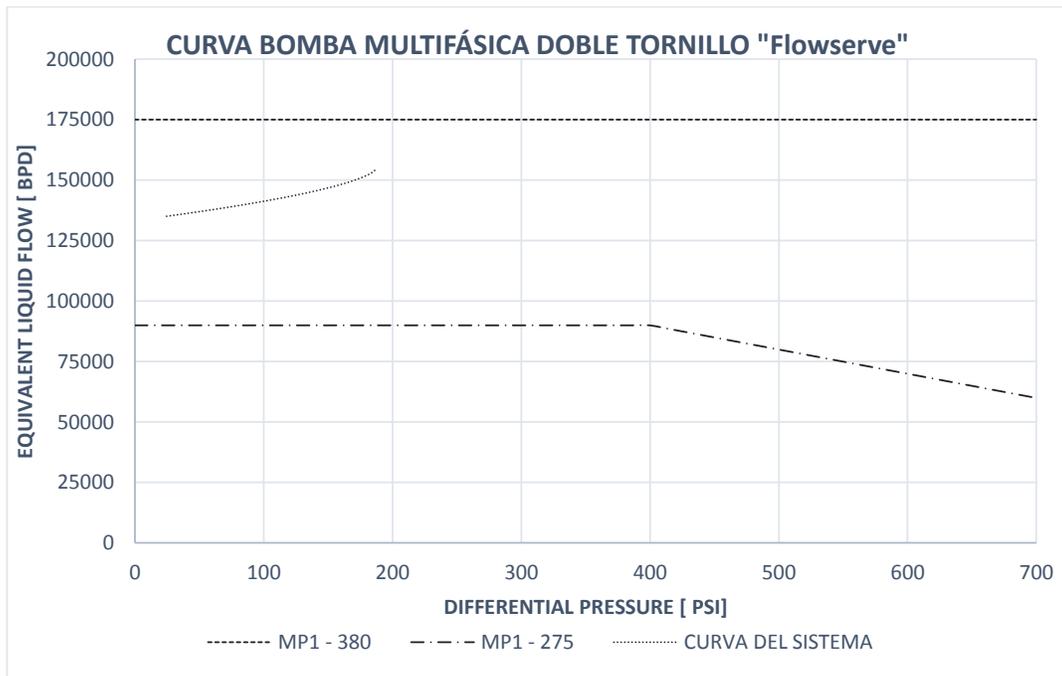


Figura 4. 6.- Curvas de la bomba doble tornillo “Flowserve” y curva del sistema Caso 4

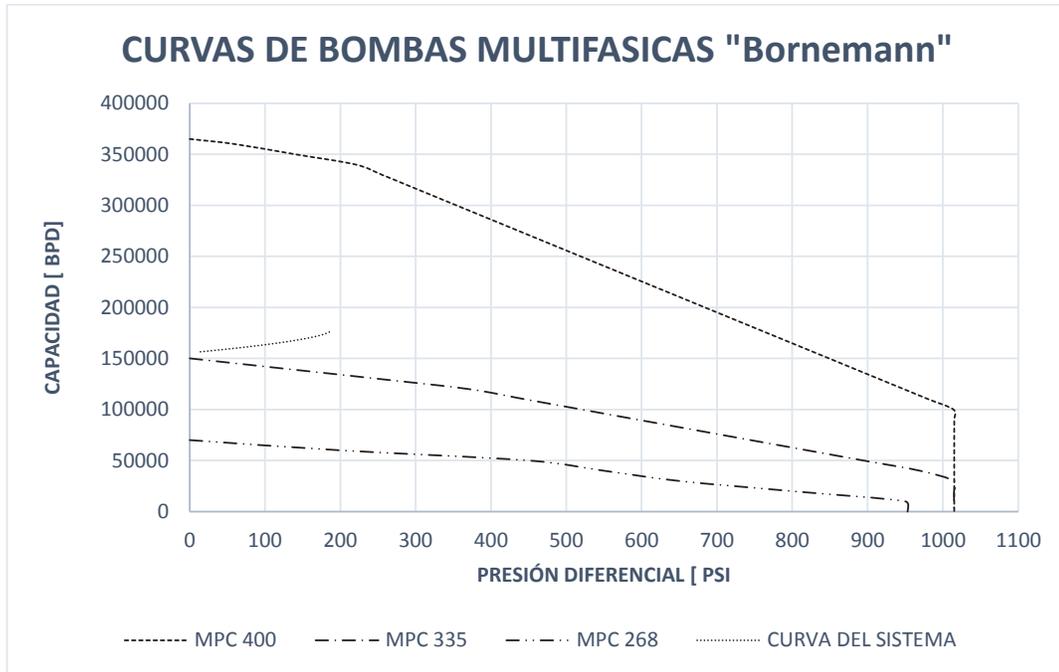


Figura 4. 7.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 3

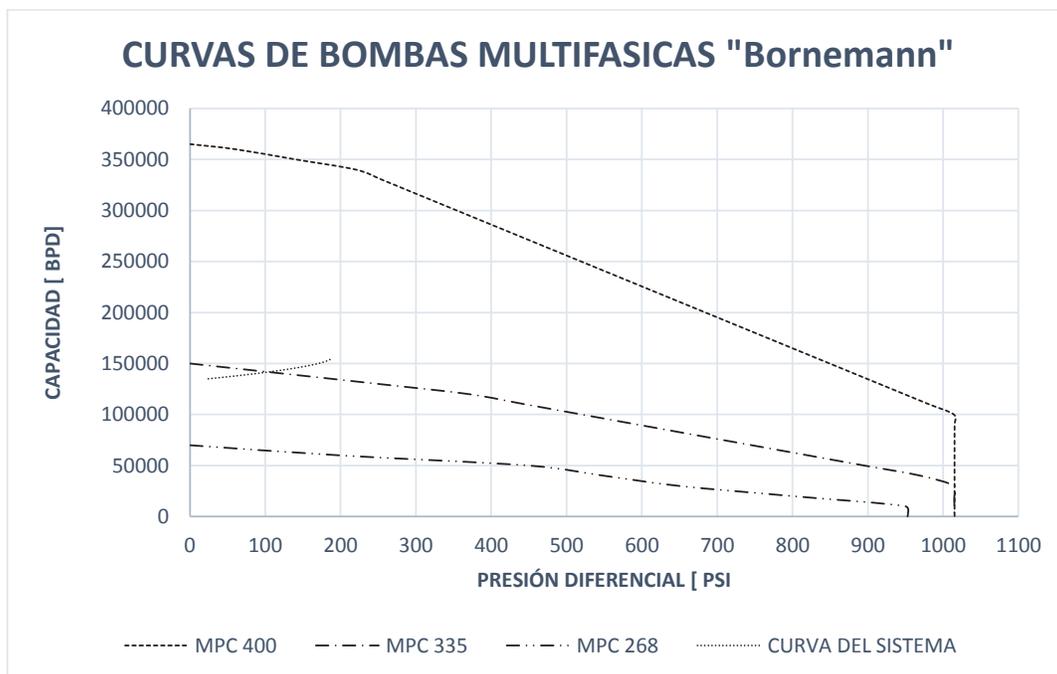


Figura 4. 8.- Curvas de la bomba compresora “Bornemann” y curva del sistema Caso 4

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

Analizando los dos sistemas de producción, el sistema de bombeo multifásico y el sistema de bombeo convencional de procesamiento de hidrocarburo, se concluye:

- Se determinó la viabilidad del uso de la tecnología de bombeo multifásico en superficie en el Campo Apaika-Nenque, se constituye en una opción técnica, operacional y ambientalmente viable.
- Es importante realizar un correcto dimensionamiento de las líneas de flujo, debido a que de este depende las condiciones operativas que se le entrega al fabricante para el diseño de la bomba multifásica.
- La caída de presión está en función de la topografía del campo, tipo de fluido transportado, longitud de la tubería, diámetro interno de la tubería, a mayor longitud existirá mayor caída de presión.
- El factor volumétrico del gas (VGF), está en función de la relación gas-líquido y este a su vez en función de la presión y temperatura del fluido, a menor presión mayor VGF.
- El corte de agua es función de la cantidad de agua y petróleo producido por el pozo, a mayor corte de agua las pérdidas de presión en el sistema disminuyen.
- Al incrementar la relación gas petróleo (GOR) incrementa la caída de presión del sistema debido a que existe mayor cantidad de gas lo que hace que las partículas de gas se compriman generando un aumento de manera drástica la caída de presión.

- La implementación de bombeo multifásico genera beneficios en el aspecto ambiental al disminuir las emisiones de CO₂ a la atmosfera, reduciendo el efecto invernadero.
- Comparando los costos de operación entre un sistema de bombeo convencional y un sistema de bombeo multifásico se determinó que la tecnología multifásica presenta un menor costo al no ser necesario implementar plataformas de separación de crudo; reduciendo el número de personal y mantenimiento de los equipos, es decir, se reducen los costos operativos.

5.2 RECOMENDACIONES

- Realizar un estudio para determinar si el gas asociado a la producción de hidrocarburo en el bloque 31 Campo Apaika-Nenque puede ser aprovechado para generación de energía eléctrica.
- Capacitar al personal operativo nuevo sobre el mantenimiento y operación de un sistema de bombeo multifásico, debido a que esta tecnología se está implementando recientemente en los campos del Oriente Ecuatoriano, lo que ayudaría en el caso de tener alguna eventualidad que pueda comprometer con la seguridad de las instalaciones y el personal operativo.
- Realizar un simulador para determinar las condiciones de succión de la bomba multifásica en superficie para las diferentes condiciones que presentan los pozos como son: tipo de completación, levantamiento artificial, etc., con lo que se disminuiría el tiempo de respuesta del departamento de producción para tener las condiciones finales de diseño de la bomba.
- Utilizar bombas multifásicas de doble tornillo para el manejo de producción en superficie debido a que se adaptan de mejor manera a las condiciones operativas como topografía del campo, declinación de la producción, y pueden manejar pequeñas cantidades de sólidos sin problema.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ATECYR (2012). Guía técnica de selección de equipos de fluidos. Asociación Técnica Española de Climatización y Refrigeración (ATECYR). Madrid España Depósito legal: M-22207-2012.
- Bensakhira, Peysson y Antonini, (2004). Oil and Gas Science Technology. Experimental Study of the Pipeline Lubrication for Oil Transport. Institutut Francais du Pétrole. (Vol 59(2004), No. 5 pp. 523-533)
- Bornemann. (2008). Bombas multifásicas. Argentina.: Recuperado de: <http://www.bornemann-ar.com/assets/Downloads/Broschueren/MP-Broschre-spanisch.pdf> Cita de texto: (Bornemann,2008)
- Brown, K. & Beggs, H. (1977). The Technology of Artificial Lift Methods. Pennwell Publishing company. Library of congress catalogue card number 76-53201. Vol 1.
- Colfax Fluid Handling (2013) Sistema de bombeo multifásico de doble tornillo. Recuperado de: http://www.colfaxfluidhandling.com/admin/modules/article_manager/uploads/Multifase_Dos_Tornillo.pdf Cita de texto: (Colfax Fluid Handling, 2013)
- Colmenares, J. (2001) Métodos no visuales para caracterizar patrones de flujo gas/líquido viscoso, tubería horizontal (Tesis de Postgrado). Universidad Simón Bolívar.
- Cooper, P. Schiavello, B. Marolles, C. Salis, J. Prang, A. Broussard, D. (1996) Tutorial on Multiphase gas-liquid pumping. Recuperado de: <http://turbolab.tamu.edu/proc/pumpproc/P13/P13159-174.pdf>

- Dibyasa (2009). Bombas de doble tornillo. México.: Recuperado de www.dibyasa.com/dost.php. Cita de texto: (Dibyasa, 2009).
- Díaz, A. (2010). Bombeo multifásico, una alternativa a la separación, bombeo y compresión convencionales en campos del activo integral aceite terciario del golfo (Tesis de Pregrado). Universidad Autónoma de México.
- Erazo, D. Zurita, A. (2010). Estudio para la instalación de una bomba multifásica y línea de transferencia para el transporte de fluidos desde un well pad hasta la estación de producción de un campo del distrito amazónico (Tesis de Pregrado) Escuela Politécnica Nacional.
- Estrada, R. (2011). Hidráulica, Mecánica de fluidos. Recuperado de: <https://raulsmtz.wordpress.com/author/raulsmtz/page/22/>
- Estupiñan, A. Jiménez, E. Piedra, E. Prieto, O. (2012). Transporte por ductos. Universidad Pedagógica y Tecnológica de Colombia. Recuperado de: https://es.slideshare.net/alvin_palos/transporte-por-ductos-14809803
- Fernández, P. (2003). Bombas Centrifugas y Volumétricas. Universidad de Cantabria. Ingeniería Energética. Recuperado de: <http://personales.ya.com/universal/TermoWeb/Bombas/Index.html>
- Flowserve (2013). Bomba multifásica de doble tornillo. Recuperado de: <http://www.flowserve.net/files/Files/Literature/ProductLiterature/Pumps/ps-60-2-sa4.pdf> Cita de texto: (Flowserve, 2013)
- Gayón J, González, A & Vargas, P (2011). Uso de Imágenes de Videos Digitales para determinar el Hold-up en Tuberías Verticales y Reconocer Los Patrones de Flujo. Recuperado de: <https://es.scribd.com/document/212202068/Hold-up-de-Liquido-en-Tuberias-Verticales-y-Paterones-de-Flujo>

- Hemeida, A & Sumait, F. (2009) Improving the Lockhart Martinelli Two-Phase Flow Correlation By SAS. King Saud University. Saudi Arabia.
- Heyl, B. (2008, February 18). Texas A&M University. International Pump Users Symposium (“Multiphase Pump”, 2008)
- International Conference on Environment Science and Engineering (2012, January 14). Potential Application of Multiphase Pumps in Oil and Gas Exploration and Production, (Vol.32, pp.84-88)
- ITT Bornemann GmbH (2010) Producción de crudos pesados con tecnología de bombeo multifásico. Recuperado de: <http://www.oilproduction.net/files/inglotechho.pdfpdf>

Cita de texto (Bornemann GmbH,2010)

- Jáuregui, J & Galvis, S (2011). Evaluación Técnica de la Aplicación del Método de Bombeo Multifásico en los Campos Marginales de Petróleo. (Tesis de Pregrado). Universidad Industrial de Santander.
- Jiménez, C. (2009). Optimización de los procesos en las facilidades de producción en el campo Sachas, Estación Sacha Central. (Tesis de Pregrado). Escuela Politécnica Nacional.
- Leiry, A. (2013). Mecánica de fluidos. Correlación de Eiton-Colaboradores recuperado de: <https://es.scribd.com/document/129242535/Correlacion-de-Eaton>
- López, C. (2011). Patrones de flujo. Facilidades de superficie. Universidad del Zulia
- Manning, F & Thompson, R (1991). Oilfield Processing of Petroleum Volume one: Natural Gas. Pennwell Publishing Company, Tulsa Oklahoma 74101. Vol 1.

- Mature, N. (2006). Study of flow patterns and void fraction in horizontal two-phase flow. University of Pune
- Martin, R. & Salcedo, R. (2011). Mecánica de Fluidos. Tema 4. Transporte cantidad movimiento sólido-fluido. Universidad de Alicante. Recuperado de: https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/9/tema4_flujo%20externo.pdf
- Mosquera, L. Rodríguez, V. (2010). Optimización de las facilidades de producción del campo Cuyabeno. (Tesis de Pregrado) Escuela Politécnica Nacional.
- Narváez, P. (2000). Ecuaciones de Flujo para Líquidos: Desarrollo Histórico y Características Fundamentales. Recuperado de: <http://revistas.unal.edu.co/index.php/ingein/article/viewFile/21313/57094>
- Pabón, M. & Quiroga, E. (2008). Diseño de las facilidades de superficie para la captación y distribución del gas en un campo-caso práctico. (Tesis de Pregrado). Universidad Industrial de Santander.
- Parra, F. (2012). Curso de Hidráulica. Recuperado de: <http://hidraulicaucentral.blogspot.com/>
- Peñarreta, R. (2012). Determinación de los patrones de flujo en tuberías horizontales y selección optima de tuberías de producción para el Campo Libertador (Tesis de Pregrado). Universidad Central del Ecuador.
- Pozo, L. (2012). Captación y tratamiento del gas asociado al petróleo de los campos: Cuyabeno- Sansahuari, y VHR para su utilización como combustible en el sistema de generación eléctrica. (Tesis de Maestría) Universidad de Buenos Aires
- Pillon, F. Romano, C. Cocco, F. y Riverós, A. (2007). Hydrocarbons Condensation in gas Pipeline a Modeling Approach. Pipeline Simulation Interest Group. (PSIG 07B1)

- Redonda, C. (2013). Determinación de la eficiencia del separador en el flujo bache. (Tesis de Postgrado). Universidad Autónoma de México.
- Rincón, C. (2016). Bombas. Colombia. Recuperados de: <https://pt.slideshare.net/shinela7/bombas-57135439?nomobile=true>
- Rotating Right. (2015). Multiphase transfer pumps. Germany. Recuperado de: <http://www.rotatingright.com>. Cita de texto: (Rotating Right, 2015).
- Salas, A. & Urrestarazu, L. (2008). Principios de la Hidráulica. Open Course Ware. Universidad de Sevilla. Recuperado de: http://ocwus.us.es/ingenieria-agroforestal/hidraulicariegos/temario/Tema%201.Principios%20de%20Hidraulica/tutorial_05.htm.
- Sánchez, Y. Montbrun, J. Ortiz, M. Bouza, A. (1999). Método de determinación de patrones de flujo en tuberías verticales a través de lógica difusa. Universidad Simón Bolívar. Simposio Brasileiro de Automação Inteligente, Sao Paulo.
- Zapata, E. (2005). Impacto de la emergencia económica sobre la cadena de valor del gas natural. Centro de Estudios de la Actividad Regulatoria energética (CEARE).
- Zulzer. (2017). Bombas multifase. México. Recuperado de: <http://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Pumps-and-Systems/Multiphase-Pumps>

Anexo I.- Pronostico real de caudales de producción APAIKA-NENQUE

Caso	Descripción	APAIKA		NENQUE			TOTAL [BPD]			
		Tiempo	AGUA [BPD]	CRUDO [BPD]	BSW %	CRUDO [BPD]	AGUA [BPD]	BSW %	CRUDO Y AGUA [BPD]	
1	Arranque Apaika	-	10000	10000	50	0	0	-	20000	50
2	Apaika Máximo crudo	13 meses de producción	85848	20137	81	0	0	-	105985	81
3	Apaika Máximo Producción	31 meses de producción	158797	17644	90	0	0	-	176441	90
4	Apaika/Nenque Máximo crudo	25 meses de producción	134765	20137	87	16200	3800	81	174902	86
5	Apaika/Nenque Máximo Producción	31 meses de producción	158797	17644	90	19760	3487	85	199688	89

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Anexo 2.- Presión de vapor de agua en función de la temperatura

PRESION DE VAPOR DEL AGUA				
T °C	T ° F	P[mmHg]	P[Psi]	hvp
0	32	4,5840	0,0887	0,204531051
0,01	32	4,5878	0,0887	0,204700601
1	34	4,9286	0,0953	0,219906574
2	36	5,2954	0,1024	0,236272628
3	37	5,6861	0,1100	0,253705063
4	39	6,1021	0,1180	0,272266345
5	41	6,5449	0,1266	0,292023402
6	43	7,0158	0,1357	0,313034238
7	45	7,5164	0,1454	0,335370242
8	46	8,0482	0,1557	0,359098343
9	48	8,6130	0,1666	0,384298853
10	50	9,2123	0,1782	0,4110387
11	52	9,8483	0,1905	0,439416044
12	54	10,5220	0,2035	0,469475505
13	55	11,2370	0,2173	0,501377709
14	57	11,9930	0,2320	0,53510927
15	59	12,7950	0,2475	0,57089328
16	61	13,6420	0,2639	0,608685121
17	63	14,5390	0,2812	0,648707886
18	64	15,4870	0,2996	0,691006192
19	66	16,4890	0,3189	0,735713895
20	68	17,5460	0,3394	0,782875615
21	70	18,6630	0,3610	0,832714442
22	72	19,8410	0,3838	0,885274995
23	73	21,0850	0,4078	0,940780368
24	75	22,3950	0,4332	0,999230559
25	77	23,7760	0,4599	1,060848661
26	79	25,2310	0,4880	1,12576853

27	81	26,7630	0,5177	1,194124021
28	82	28,3760	0,5489	1,266093608
29	84	30,0710	0,5816	1,341721909
30	86	31,8550	0,6161	1,421321253
31	88	33,7300	0,6524	1,504980878
32	90	35,7000	0,6905	1,592879257
33	91	37,7690	0,7305	1,685194864
34	93	39,9420	0,7726	1,782150792
35	95	42,2210	0,8166	1,883836278
36	97	44,6130	0,8629	1,99056365
37	99	47,1210	0,9114	2,102466764
38	100	49,7500	0,9623	2,219768712
39	102	52,5060	1,0156	2,342737206
40	104	55,3910	1,0714	2,471461482
41	106	58,4130	1,1298	2,606298488
42	108	61,5770	1,1910	2,747471317
43	109	64,8860	1,2550	2,895113823
44	111	68,3490	1,3220	3,049627572
45	113	71,9680	1,3920	3,211101803
46	115	75,7490	1,4651	3,379804225
47	117	79,7090	1,5417	3,556493353
48	118	83,8340	1,6215	3,740544527
49	120	88,1470	1,7049	3,932983974
50	122	92,6480	1,7920	4,133811692
51	124	97,3430	1,8828	4,343295392
52	126	102,2400	1,9775	4,561792023
53	127	107,3500	2,0764	4,789792388
54	129	112,6700	2,1793	5,02716263
55	131	118,2300	2,2868	5,275241304
56	133	124,0100	2,3986	5,533136041
57	135	130,0300	2,5151	5,80173921

58	136	136,2900	2,6361	6,08105081
59	138	142,8200	2,7624	6,372409397
60	140	149,6100	2,8938	6,675368785
61	142	156,6700	3,0303	6,990375159
62	144	164,0200	3,1725	7,318320889
63	145	171,6500	3,3201	7,658759789
64	147	179,5900	3,4736	8,013030413
65	149	187,8300	3,6330	8,380686578
66	151	196,3900	3,7986	8,762620652
67	153	205,2800	3,9705	9,15927882
68	154	214, 51	4,1345	9,58333983
69	156	224,0900	4,3344	9,998552176
70	158	234,0300	4,5266	10,44205973
71	160	244,3300	4,7259	10,90162994
72	162	255,0200	4,9326	11,37860135
73	163	266,1100	5,1471	11,87342014
74	165	277,5900	5,3692	12,38564014
75	167	289,4900	5,5993	12,91659989
76	169	301,8200	5,8378	13,46674558
77	171	314,5800	6,0846	14,03607722
78	172	327,8000	6,3403	14,62593335
79	174	341,5800	6,6069	15,24077581
80	176	355,6300	6,8786	15,86766527
81	178	370,2800	7,1620	16,52132581
82	180	385,4300	7,4550	17,19729557
83	181	401,1000	7,7581	17,89646695
84	183	417,3000	8,0715	18,6192861
85	185	434,0400	8,3952	19,36619924
86	187	451,3300	8,7297	20,13765252
87	189	469,2100	9,0755	20,9354307
88	190	487,6700	9,4326	21,7590876

89	192	506,7300	9,8012	22,60951557
90	194	526,4100	10,1819	23,48760699
91	196	546,7200	10,5747	24,39380805
92	198	567,6800	10,9801	25,32901111
93	199	589,3100	11,3985	26,29410854
94	201	611,6100	11,8298	27,28910035
95	203	634,6100	12,2747	28,31532508
96	205	658,3400	12,7337	29,37412129
97	207	682,7800	13,2064	30,46459661
98	208	707,9800	13,6938	31,58898197
99	210	733,9500	14,1961	32,74772355
100	212	760,0000	14,7000	33,9100346
101	214	787,5700	15,2333	35,14016573
102	216	815,8600	15,7805	36,40242215
103	217	845,1200	16,3464	37,70795848
104	219	875,8600	16,9410	39,07953014
105	221	906,0700	17,5253	40,42745402
106	223	937,9200	18,1413	41,84855218
107	225	970,6000	18,7734	43,30668366
108	226	1004,4200	19,4276	44,8156802
109	228	1038,9200	20,0949	46,3550173
110	230	1074,5600	20,7843	47,94521945
111	232	1111,2000	21,4929	49,58004007
112	234	1148,7400	22,2191	51,2550173
113	235	1187,4200	22,9672	52,98085959
114	237	1227,2500	23,7376	54,75801311
115	239	1267,9800	24,5254	56,57532326
120	248	1489,1400	28,8031	66,44314333
125	257	1740,9300	33,6733	77,67762703
130	266	2026,1000	39,1890	90,40147514
135	275	2347,2600	45,4010	104,7311419

140	284	2710,9200	52,4349	120,9570934
145	293	3116,7600	60,2847	139,0650519
150	302	3570,4800	69,0606	159,3093426
175	347	6694,0800	129,4776	298,6795848
200	392	11659,1600	225,5127	520,2138408
225	437	19123,1200	369,8814	853,2442907
250	482	29817,8400	576,7398	1330,426298
275	527	44580,8400	862,2873	1989,12872
300	572	64432,8000	1246,2660	2874,892734
325	617	90447,6000	1749,4470	4035,633218
350	662	124001,6000	2398,4520	5532,761246
360	680	139893,2000	2705,8290	6241,820069
365	689	148519,2000	2872,6740	6626,698962
366	691	150320,4000	2907,5130	6707,065744
367	693	152129,2000	2942,4990	6787,771626
368	694	153960,8000	2977,9260	6869,49481
369	696	155815,2000	3013,7940	6952,235294
370	698	157692,4000	3050,1030	7035,99308
371	700	159584,8000	3086,7060	7120,429066
372	702	161507,6000	3123,8970	7206,221453
373	703	163468,4000	3161,8230	7293,709343
373,946	705	165452,0000	3200,1900	7382,214533

Anexo 3.- Constantes A, B, C, n para la ecuación exponencial que da la capacidad calorífica en función de la temperatura, para hidrocarburos.

$$C_p = A + B e^{\left(-\frac{C}{T^n}\right)}$$

COMPUESTO	A	B	C	n	INTERVALO	ERROR %
Metano	7.8234	22.2871	2295.4564	1.1411	A	0.06
Etano	9.2796	41.7753	862.2394	1.0230	A	0.09
Pro ano	11.0166	5904196	653.8562	0.9992	A	0.10
Butano	15.0558	74.3464	726.7993	1.0180	A	0.06
Isobutano	13.3201	76.7211	560.6888	0.9843	A	0.06
Pentano	18.3962	90.2419	733.3930	1.0223	A	0.06
ISO entano	17.1097	93.4971	647.0236	1.0046	A	0,07
Neo entano	16.4738	89.6083	738.5166	1.0408	a	0.06
Hexano-n	21.9241	105.7232	760.7426	1.0298	a	0.06
2,Metil- entano	20.1016	108.5226	578.1691	0.9926	b	0.05
3,Metil- entano	21.2075	109.0628	620.0953	0.9960	b	0.04
n-He tano	25.3038	121.7757	756.6982	1.0302	a	0.07
n-octano	28.8706	136.8702	788.7739	1.0380	a	0.07
n-nonano	32.1577	153.2757	768.9929	1.0346	a	0.06
n-decano	35.5614	169.1588	770.4296	1.0256	a	0-05
Etileno	6.8148	30,9908	502.8029	0.9570	a	0.06
Pro ileno	10.5707	46.2448	784.7216	1.0247	a	0.06
I -Buteno	12.3133	65-0506	549.35207	0.9791	a	0.06
Cis-2-Buteno	12.4742	62.8979	1025.0785	1.0715	a	0.06
Trans-2-Buteno	15.1451	61.1648	879.4893	1.0401	a	0.07
Isobuteno	13.9819	63.9818	515.8576	0.9735	a	0.09
I -Penteno	16.8598	78.5361	721.9314	1.0225	a	0.05
I -Hexeno	20.2060	94.4146	732.1141	1.0265	a	0.05
I -He teno	23.6333	110.2319	742.8954	1.0298	a	0.05

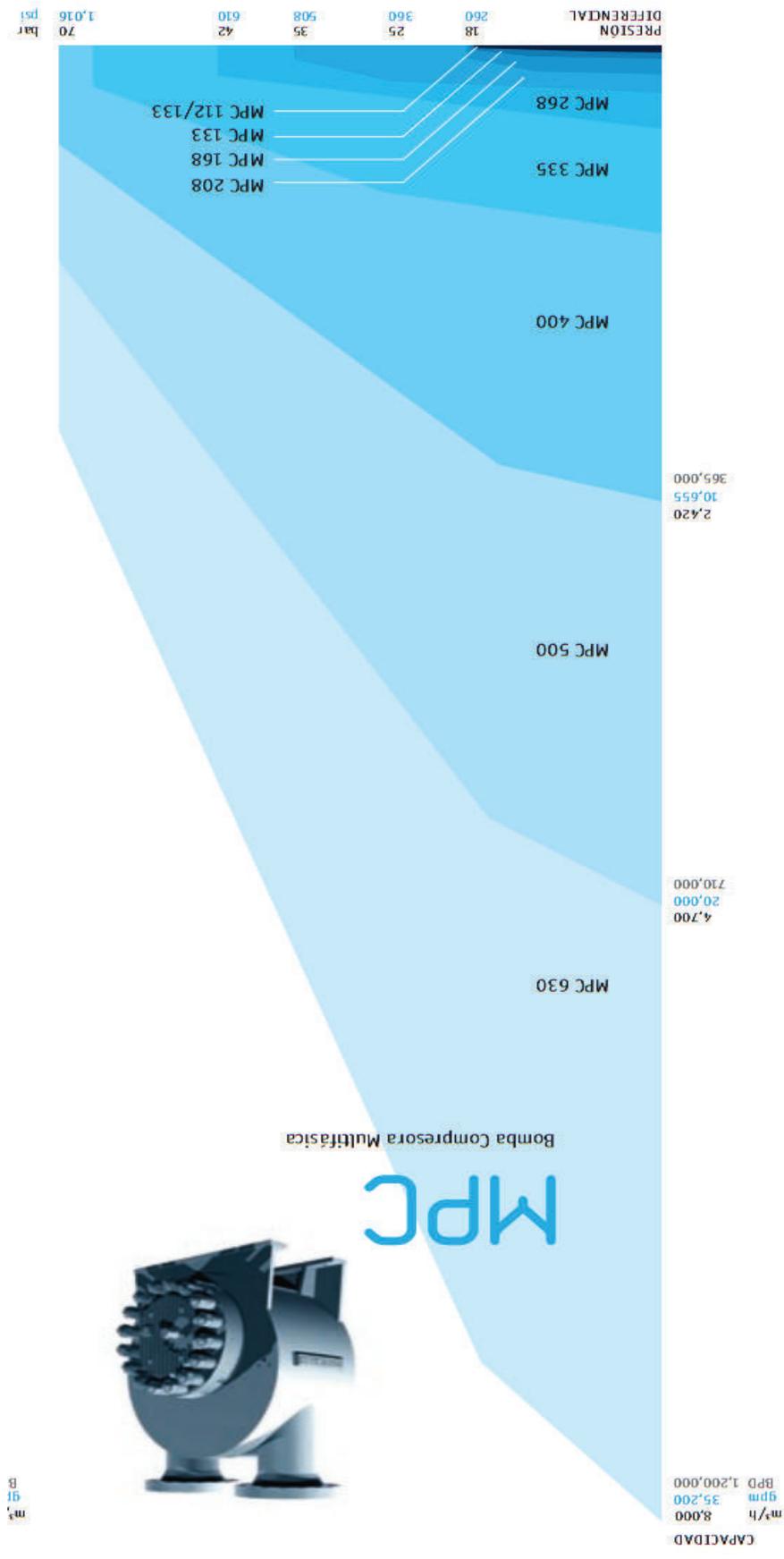
I -octeno	27.0380	126.1732	746.0431	1.0312	a	0.05
I -noneno	30.5697	141.4229	772.3539	1.0375	a	0.06
I -deceno	33.9468	157.4500	768.7377	1.0372	a	0.06
Pro anodieno	8.1666	37.0551	287.2123	0.8872	a	0.06
I ,2-Butadieno	12.9593	50.9527	599.9481	0.9919	a	0.08
I , 3 -Butadieno	3.3213	62.9571	134.8699	0.8030	a	0.07
I ,4-Pentadieno	13.2687	72.6558	301.1033	0.8931	a	0.09
2,3-pentadieno	16.9651	66.4852	756.7935	1.0237	a	0.13
ISO prefio	5,4860	83.6929	120.8342	0.7757	a	0.09
Cicio-Pentano	9.5592	87.1846	1258.0838	1.1192	a	0.05
MetilCiclopentano	13.4355	102.9302	1040.8363	1.0906	a	0.06
Etil-ciclo-Pentano	9.2432	140.4183	312.1951	0.9010	a	0.31
n-propilciclo-Pentano	13.0206	155.2966	357.1634	0.9220	a	0.27
n-butilciclo-Pentano	16.4443	171.3332	382.0032	0.9323	a	0. 24
Ciclo-Hexano	15.8683	96.9281	3775.8227	1.9880	a	0.09
Metilciclo-Hexano	19.5203	112.8656	2470.4850	1. 2344	a	0.08
Etilciclo-Hexano	22.9290	128.1843	2165.9117	1.2143	a	0.07
n-propilciclo-Hexano	25.3982	147.1091	1465.2225	1.1521	a	0.07
Ciclo-Penteno	10,0340	70.6869	1855.2097	1.1833	a	0.04
I,Metilciclo-penteno	14.6007	85.2222	1617.6131	1.1591	a	0.06
Etino	3.30769	24.8917	21.3585	0.5000	a	0.061
Propino	8.4757	37.0652	259.6021	0.8542	a	0.09
Butino	11.9250	54.0869	333.3507	0.9005	a	0.08
2-Butino	14.2544	49.0348	987.7639	1.0554	a	0.08
1-pentino	16.6695	66.9791	533.4160	0.9785	a	0.06
2-pentino	16.5586	67.3516	739.4708	1.0164	a	0.10

1-hexino	20.0834	82.7346	578.5180	1.9897	a	0.06
1-heptino	23.5438	98,4227	616.0149	1.0007	a	0.06
1-octino	26.9069	114.3607	633.4869	1.0060	a	0.06
1-nonino	30.4025	129.9376	661.5558	1.0135	a	0.06
1-decino	33.7729	145.8226	672.2178	L0166	a	0.06
Benceno	8.5813	65.2801	1167.4835	1,1377	a	0.03
Tolueno	13.1234	79.9036	1228.2582	1.1337	a	0.04
Etilbenceno	15.7065	96.7804	672.3475	1.0980	a	0.04
o-Xileno	20.0559	93.1940	1137.6065	1.1076	a	0.05
m-Xileno	18.2560	94.1667	1266.8220	1.1286	a	0.04
p-Xileno	18.9192	93.3095	1414.2979	1.1428	a	0.04
n-propilbenceno	21.0674	109.5709	1100.4569	1.1125	a	0.05
Cumeno	18.3165	113.1107	904.0361	1.0875	a	0.03
n-butilbenceno	23.6357	126.5265	1024.6444	1.1005	a	0.03
n-pentil benceno	27.0759	142.2571	999.7046	1.0952	a	0.03
Estireno	14.4976	85.0718	914.1901	1.0977	a	0.03

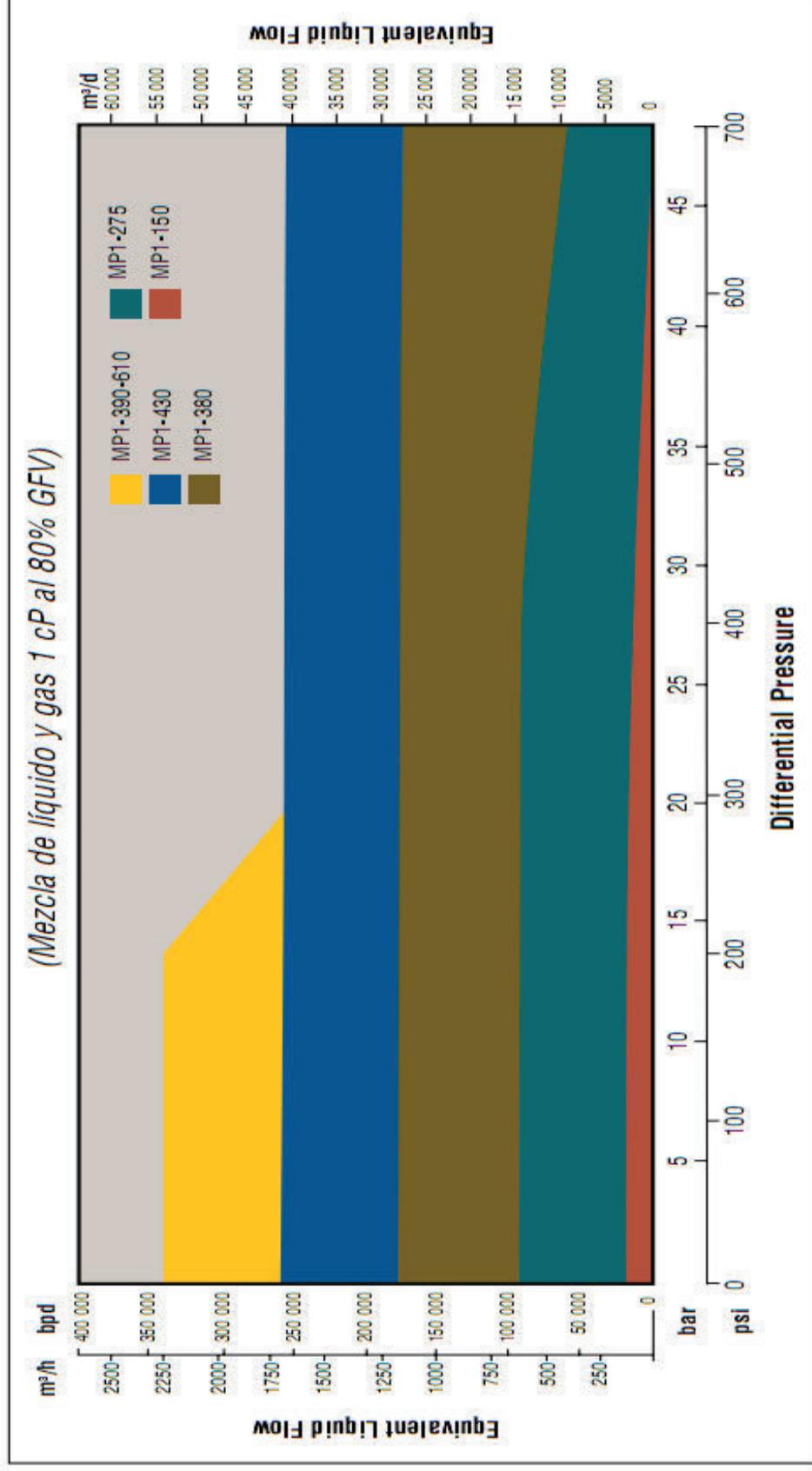
En la Tabla: a: 298 - 1500 K,

Fuente: Petroamazonas EP, Departamento: Gerencia de Proyectos

Anexo 4.- Curvas de la bomba multifásica “Bornemann”



Anexo 5.- Curvas de la bomba multifásica Doble tornillo “Flowserve”.



Anexo 6.- Ejemplo de cálculo para determinar las condiciones operativas de la bomba multifásica.

Datos:

Longitud del pozo al EPF (L) = 180446,2 ft

Diámetro interno (di) = 17,08 ft

Presión de reservorio (Pws) = 5000 Psi

Temperatura de reservorio (Tr) = 185 °F

Caudal de petróleo (Qo) = 10000 BPPD

Caudal de agua (Qw) = 10000 BAPD

Presión en el separador = 150 Psi

BSW=

API=19,2

Gravedad específica del gas (γ_g) = 0,88

Gravedad específica del agua (γ_w) = 1,02

1. Determinar la distancia a la cual puede ser asentada la bomba multifásica

Se debe cumplir que la presión de vapor de agua sea menor a la presión de succión de la bomba para evitar la cavitación de la misma

Presión de vapor de agua @ 185 °F = 8,39 Psi (Véase anexo 2)

Se considera un + 20% de la presión de vapor como margen de seguridad

$P_v = 10,0743$ Psi

Determinar presión de succión y la distancia de asentamiento de la bomba

Asumir distancias para interpolar en función de la presión de succión de la bomba

$$P_2 = P_1 - (L_1 * (L_2 - L_1))$$

Presión de succión de la bomba $P_s = 31$ Psi

Distancia pozo-succión de la bomba = 180 ft

2. Calcular Z, Rs, Bo, Bg, ρ_o , ρ_g

Determinar las condiciones pseudo-críticas y pseudo-reducidas

2.1 Presión pseudo-crítica

$$P_{cr} = 709,6 - 58,7 \gamma_g$$

$$P_{cr} = 657,944 \text{ Psi}$$

2.2 Temperatura pseudo-crítica

$$T_{cr} = 170,5 + 307,3 \gamma_g$$

$$T_{cr} = 440,92 \text{ °R}$$

2.3 Presión pseudo-reducida @ Presión de succión de la bomba

$$P_{sr} = \frac{P}{P_{cr}}$$

$$P_{sr} = 0,0482$$

2.4 Temperatura pseudo-crítica

$$T_{sr} = \frac{T}{T_{cr}}$$

$$T_{sr} = 1,53$$

2.5 Factor de desviación del gas (Z)

$$Z = A + BP_{sr} + (1 - A)e^{-C} - H \left(\frac{P_{sr}}{10} \right)^4$$

$$A = -0,101 - 0,36T_{sr} + 1,3868(T_{sr} - 0,919)^{0,5}$$

$$A = 0,3951$$

$$B = 0,021 + \left(\frac{0,04275}{T_{sr} - 0,65} \right)$$

$$B = 0,0736$$

$$C = P_{sr}(D + EP_{sr} + FP_{sr}^4)$$

$$C = 6,4917$$

$$D = 0,6222 - 0,224T_{sr}$$

$$D = 0,2945$$

$$E = \left(\frac{0,0657}{T_{sr} - 0,86} \right) - 0,037$$

$$E = 0,0720$$

$$F = 0,032 e^{(-19,53(T_{sr}-1))}$$

$$F = 0,0000038$$

$$H = 0,122e^{(-11,3(T_{sr}-1))}$$

$$H = 0,0007$$

$$Z = 0,99$$

2.6 Relación de solubilidad en el aceite (Rs)

$$R_s = \left(\left(\frac{P}{18.2} + 1.4 \right) \frac{10^{0.0125API}}{10^{0.00091T}} \right)^{1/0.83} \gamma_g, @ \text{ Presión de succión}$$

$$R_s = 4,011$$

2.7 Factor volumétrico del petróleo (Bo)

$$B_o = 0,9759 + 0,00012 \left\{ R_s * \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_o}} + 1,25 T \right\}$$

$$B_o = 1,0602$$

2.8 Viscosidad del petróleo

$$\mu_{OD} = 10^x - 1$$

$$X = yT^{-1.163}$$

$$y = 10^z$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023 API$$

$$\mu = A \mu_{OD}^B$$

$$A = 10.715 (R_s + 100)^{-0.515}$$

$$B = 5.44 (R_s + 150)^{-0.338}$$

$$\mu_o = 9,0147 \text{ cp}$$

2.9 Viscosidad del agua

$$\mu_w = e^{(1,003 - 1,478 * 10^{-2} * T + 1,982 * 10^{-5} * T^2)}$$

$$\mu_w = 0,3483 \text{ cp}$$

2.10 Viscosidad del liquido

$$\mu_l = \mu_o * f_o + \mu_w * f_w$$

$$\mu_l = 6,1259 \text{ cp}$$

2.11 viscosidad del gas

Determinar la viscosidad base

$$\mu_b = 0,00001709 - (0,000002062 * \gamma_g) * T + 0,008188 - (0,00615 * \log(\gamma_g))$$

$$\mu_b = 0,0114 \text{ cp}$$

2.12 Viscosidad del gas

$$\mu_g = e^{\frac{\ln\left(\frac{\mu_b}{\mu_l * T_{SR}}\right)}{T_{SR} * \mu_b}}$$

$$\mu_g = 0,0074 \text{ cp}$$

2.13 Viscosidad de la mezcla

$$\mu_m = \mu_l * \lambda_l + \mu_g * \lambda_g$$

$$\mu_m = 0,0043 \text{ cp}$$

2.14 Densidad del liquido

$$\gamma_l = \frac{((Q_o + Q_w) - Q_w) * \gamma_o + (Q_w * \gamma_w)}{Q_o + Q_w}$$

$$\gamma_l = 0,9795$$

$$\rho_l = \frac{62,4 \gamma_l + \frac{R_s + 0,0764 \gamma_g}{5,615}}{B_o}$$

$$\rho_l = 57,34 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

2.15 Densidad del gas

$$\rho_g = 0,0764 \gamma_g * \left(\frac{P}{14,7}\right) * \left(\frac{520}{T+460}\right) * \left(\frac{1}{Z}\right)$$

$$\rho_g = 0,1139$$

2.16 Porcentaje de líquido (λ)

$$B_w = (1 + \Delta V_w)(1 + \Delta V_{wp})$$

$$\Delta V_w = -(1,00010 \times 10^{-2}) + (1,33391 \times 10^{-4})T + (5,50654 \times 10^{-7})T^2$$

$$\Delta V_{wp} = -(1,95301 \times 10^{-9})pT - (1,72834 \times 10^{-13})p^2T - (3,58922 \times 10^{-7})p - (2,25341 \times 10^{-10})p^2$$

$$B_w : \text{bbl/STB}$$

$$T : ^\circ\text{F}$$

$$B_w = 1,0335$$

$$Q_l = 0,0000649 * ((Q_o + Q_w) - Q_w) * B_o + Q_w * B_w$$

$$Q_l = 1,3588$$

$$Q_g = 0,000000327 * \frac{((Q_o + Q_w) - Q_w) * (GOR - R_s) * (T + 460)}{P}$$

$$Qg = 0,0631 \frac{ft^3}{s}$$

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_g + Q_l}$$

$$\lambda = 1,048$$

2.17 Patrón de flujo

Determinar los parámetros L1, L2, L3, L4

Patrón de flujo	Límites
Flujo segregado	$\lambda_l < 0,4$ y $N_{FR} < L_1$
Flujo intermitente	$0,01 < \lambda_l \leq 1$ y $N_{FR} \leq L_1$
Flujo distribuido	$\lambda_l \geq 0,4$ y $N_{FR} \geq L_4$
Flujo Transitorio	$\lambda_l \geq 0,01$ y $L_2 < N_{FR} < L_3$

Determinar el número de Froude

$$NFR = \frac{vm^2}{g \cdot di}$$

$$NFR = 0,0145$$

$$L_1 = 316 * \lambda_l^{0,302}$$

$$L_1 = 320,5724$$

$$L_2 = 0,0009252 * \lambda_l^{-2,4684}$$

$$L_2 = 0,0008$$

$$L_3 = 0,1 * \lambda_l^{-1,4516}$$

$$L_3 = 0,0933$$

$$L_4 = 0,5 * \lambda_l^{-6,738}$$

$$L_4 = 0,3629$$

Patrón de flujo transitorio

2.18 Densidad de la mezcla (Correlación de Beggs & Brill)

$$H_L(O) = \frac{a\lambda^b}{N_{FR}^c}, \text{ hold up de líquido}$$

Patrón de Flujo	a	b	c
Segregado	0,98	0,4846	0,0868
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173
Distribuido	1,065	0,5824	0,0609

$$H_l = 1,4171$$

$$\rho_m = \rho_l * \frac{\lambda^2}{H_l} + \rho_g * \frac{(1-\lambda)^2}{(1-H_l)}$$

$$\rho_m = 81,20 \frac{lb}{ft^3}$$

2.18 Velocidad de la mezcla

$$A = \frac{\pi * d^2}{4}$$

$$A = 1,5911$$

$$V_{sm} = \frac{Q_l + Q_g}{A}$$

$$V_m = 0,8143 \text{ ft/s}$$

2.19 Numero de Reynolds

$$NRe_m = \frac{\rho_m V_m d_i}{\mu_m}$$

$$Nre = 34774149,5674$$

2.20 Factor de fricción

$$f_n = \left[2 * \log \left(\frac{NRE}{4,5223 * (\log NRE) - 3,8215} \right) \right]^{-2}$$

$$f_n = 0,0073$$

2.21 Gradiente de presión

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left(\frac{f_m * \rho_m * v_m^2}{2 * g_c * d_i} + \frac{\rho * \Delta v_m^2}{2 * g_c * \Delta L} \right)$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = 0,5639 \frac{Psi}{ft}$$

2.22 Diferencial de presión, para este caso $\Delta L = 180 \text{ ft}$

$$\Delta P = \Delta L * 0,5639$$

$$\Delta P = 90,229 \text{ Psi}$$

3. Presión de descarga de la bomba

$$P_{descarga} = \Delta P + P_{trabajo}$$

$$P_{descarga} = 254,92 \text{ psi}$$

$$P_{trabajo} = P_{sep} + P_{atm}$$

$$P_{trabajo} = 164,7 \text{ Psi}$$

4. Potencia de la bomba multifásica

$$P_{multifásica} = P_{gas} + P_{bomba}$$

$$h_T = h_d - h_s = (\Delta L) + \left(\frac{\Delta P}{\rho g}\right) + \left(\frac{V_s^2}{2g\alpha_s} - \frac{V_d^2}{2g\alpha_d}\right) + hf$$

$$h_T = 211,038 \text{ ft}$$

$$P_{bomba} = h_T * q_l * \rho_l * g$$

$$P_{bomba} = 40,58 \text{ HP}$$

$$P_{gas} = 0.0857 * Z * \left[\frac{qg^{-Rs}q_o}{106} * (T_s + 460)\right] * \left(\frac{g}{g-1}\right) * \left[\frac{Pd+14.7}{Ps+14.7}\right]$$

$$P_{gas} = 4,067 \text{ HP}$$

$$P_{multifásica} = 44,64 \text{ HP}$$

Anexo 7.- Hoja de cálculo en Excel

Inicio



Ingreso de datos

CAMPO ADAIKA- NENKE BLOQUE 31 "DAM-EP"

DATOS PVT:

YACIMIENTO	
Pws	5000 Psi
Pwfs	2412 Psi
Pb	520 Psi
Patm	14.1 Psi
P sep	150 Psi
Pwh	137 Psi
Qv	10000 BBL/DIA
Qo	10000 BBL/DIA
Tf	185 °F
Ts	85 °F
μ	23.79 cp
GLR	1.628 ft³/bbl
API	19.2
GGR	30 ft²/bbl
γg	0.88
rw	1.02 ft
re	1500 ft
rw	0.36 ft
K	5 md

DATOS DEL POZO			
	OD (pulg)	PESO (lb/ft)	ID (pulg)
Ø Liner	DOS, SIETE, OCHO	5.1	1.939
Ø Tubing	TRES, UN, MEDIO	7.7	3.068
Ø Pozo	SIETE	17	4.932
L (Pozo-Liner)			1,4765
hp	20	ft	
Profundidad	7353	ft	

SUPERFICIE		
OD	18	pulg
ID	17.08	pulg
L	55	Km
Patm	14.1	Psi
Temperatura	185	°F

CAÑONEO		
Lp	10.6	in
rp	2	in
ro	1.5	in
Densidad de tiro	10	TPP

Correlation de Beggs & Brill

CORRELACION DE BEGGS & BRILL

DATOS DE ENTRADA

Distancia pozo-separador	180446.2	ft
D Línea de transporte	17.08	pulg
Flowing tubing head pressure (p _u)	137	psi
Flowing tubing head temperature (t _u)	185	°F
Liquid production rate (q _L)	20000	bbl/dias
Water cut (WC)	0.50	
Oil gravity (API)	19.2	°API
Oil viscosity (cp)	23.79	cp
Production GLR (GLR)	1.628	scf/bbl
Specific gravity of water (γ _w)	1.020	H ₂ O=1
Gas specific gravity (γ _g)	0.88	aire = 1
Interfacial tensión (σ)	30	dynas/cm2

RESULTADOS

Área	1.5911 #2
Oil Specific Gravity	0.9390
Caudal de Gas	32557.2457 scf/day
Caudal de Agua	10000.0000 bbl/d
Liquid Specific Gravity	0.9795
Pcr	638.7322 PSI
Tcr	419.4544 °R
wat	1.0000
Densidad líquido	61.1193
vsf	0.8169
Caudal de flujo másico	6865857.8695

$$B_o = 0.9759 + 0.00012 \left(R_s \cdot \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_w} + 1.25 T} \right)$$

Standing

$$R_s = \left(\frac{P}{18.2} + 1.4 \right) \frac{10^{0.01254Z}}{10^{0.00097T}} \gamma_g$$

$$B_o = (1 + \Delta V_o) (1 + \Delta V_w)$$

$$\Delta V_o = -[1.00010 \times 10^{-2}] - [1.33301 \times 10^{-2}] T + [5.50654 \times 10^{-2}] T^2$$

$$\Delta V_w = -[1.90301 \times 10^{-2}] p T - [1.72834 \times 10^{-13}] p^2 T - [3.58922 \times 10^{-7}] p - [2.25341 \times 10^{-10}] p^2$$

B_o = bbl/STB
T = °F

Correlation de Duckler

DATOS DE ENTRADA

Distancia pozo-separador: 180446.2 ft
 Línea de transporte: 17.08 pulg
 Flowing tubing head pressure (p_{wh}): 137 psi
 Flowing tubing head temperature (T_{wh}): 185 °F

Liquid production rate (q_L): 20000 bbl/días
 Water cut (WC): 0.50
 Oil gravity (API): 19.2 °API
 Oil viscosity (cp): 23.79 cp
 Production GLR (GLR): 1,627862285 scf/bbl
 Specific gravity of water (γ_w): 1.020 H₂O=1
 Gas specific gravity (γ_g): 0.88 air = 1
 Interfacial tension (σ): 30 dynas/cm2

RESULTADOS

Área: 1.5911 ft²
 Oil Specific Gravity: 0.9390
 Caudal de Gas: 32557.2457 scf/day
 Caudal de Agua: 10000.0000 bbl/d
 Liquid Specific Gravity: 0.9795
 Pcr: 638.7322 PSI
 Tcr: 419.4544 °R
 ω: 0.5000
 Densidad líquido: 61.1193
 vsl: 0.8169
 Caudal de flujo másico: 6771229.7747

CORRELACIÓN DE DUKLER

$$R_s = 0.9759 + 0.00012 \left(R_s + \sqrt{\frac{p_g}{p_o} + 1.25 T} \right)$$

Standing

$$B_o = 1 + \Delta V_o \left(\frac{1}{V_o} + \Delta V_{w_o} \right)$$

$$\Delta V_o = - (1.00010 \times 10^{-2}) + (1.33391 \times 10^{-4}) T + (5.06564 \times 10^{-7}) T^2$$

$$\Delta V_{w_o} = - (1.96301 \times 10^{-3}) \ln T - (1.72834 \times 10^{-5}) \ln^2 T - (3.68922 \times 10^{-7}) \ln^3 T - (2.25341 \times 10^{-10}) \ln^4 T$$

$$B_w = \frac{0.0764 \gamma_g}{B_g}$$

$$f = 0.0056 + 0.5 \cdot NRE^{-0.12}$$

λ = $\frac{qL}{Q_o + Q_i}$

ρ_m = ρ_l $\frac{\lambda^2}{H_1} + \rho_g \frac{(1-\lambda)^2}{(L-H_1)}$

Q_g = Q_o * (RGL - R_g)

ρ_g = $\frac{0.0764 \gamma_g}{B_g}$

f = 0.0056 + 0.5 * NRE^{-0.12}

Resultados obtenidos Caso 1

DEPTH asumido	PRESIÓN PSIA	TEMPERATURA °F	Rs	Bo	Bw	Dens liquido lb/ft3	Dens gas lb/ft3	Dens mescl lb/ft3	oil viscosity cp
0	137	185	15.0060	1.0651	1.0334	57.2553	0.5150	86.2773	8.1467
20.00	125	185	13.6829	1.0645	1.0334	57.2658	0.4692	86.0888	8.2440
40.00	113	185	12.3841	1.0639	1.0334	57.2761	0.4236	85.8677	8.3417
60.00	101	185	11.1112	1.0633	1.0334	57.2862	0.3782	85.6049	8.4397
80.00	89	185	9.8666	1.0627	1.0335	57.2960	0.3332	85.2870	8.5376
100.00	77	185	8.6526	1.0622	1.0335	57.3056	0.2885	84.8929	8.6354
120.00	66	185	7.4723	1.0617	1.0335	57.3149	0.2441	84.3884	8.7324
140.00	54	185	6.3297	1.0612	1.0335	57.3239	0.2002	83.7125	8.8285
160.00	42	185	5.2301	1.0607	1.0335	57.3326	0.1567	82.7447	8.9228
180.00	31	185	4.1806	1.0602	1.0335	57.3408	0.1139	81.2076	9.0147
200.00	19	185	3.1926	1.0598	1.0335	57.3486	0.0721	78.2882	9.1029
220.00	9	185	2.2873	1.0593	1.0335	57.3557	0.0318	70.1872	9.1852

oil viscosity d	water viscosity cp	liquid viscosity cp	Tsr	Psr	ln(μg/μl Tpr)	viscosidad base cp	gas viscosity cp	A	B	C	D	E
9.3960	0.3483	5.5472	1.5377	0.2145	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.6121	1.5377	0.1957	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.6772	1.5377	0.1770	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.7425	1.5377	0.1583	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.8078	1.5377	0.1397	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.8730	1.5377	0.1212	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	5.9377	1.5377	0.1027	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	6.0017	1.5377	0.0844	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	6.0646	1.5377	0.0662	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	6.1259	1.5377	0.0482	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	6.1847	1.5377	0.0305	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000
9.3960	0.3483	6.2396	1.5377	0.0135	0.0000	0.0114	0.0074	0.4363	0.0692	0.2776	0.0599	0.0000

F	G	Z	GOR @	qg pie3/sec	qL	vsL ft/seg	vsg ft/seg	vsm ft/seg	GL lbm / seg-pie2	Gg lbm / seg-pie2	Gm lbm / seg-pie2	λ
0.0002	0.0623	0.9808	3.2557	-0.1774	1.3619	0.8559	-0.1115	0.7444	49.0074	-0.0574	48.9500	1.1498
0.0002	0.0566	0.9825	3.2557	-0.1728	1.3615	0.8557	-0.1086	0.7471	49.0027	-0.0510	48.9517	1.1454
0.0002	0.0510	0.9842	3.2557	-0.1676	1.3612	0.8555	-0.1053	0.7501	48.9980	-0.0446	48.9534	1.1404
0.0002	0.0454	0.9859	3.2557	-0.1615	1.3608	0.8552	-0.1015	0.7537	48.9935	-0.0384	48.9551	1.1347
0.0002	0.0400	0.9876	3.2557	-0.1543	1.3604	0.8550	-0.0970	0.7580	48.9890	-0.0323	48.9567	1.1279
0.0002	0.0345	0.9893	3.2557	-0.1455	1.3601	0.8548	-0.0914	0.7634	48.9847	-0.0264	48.9583	1.1198
0.0002	0.0291	0.9909	3.2557	-0.1343	1.3597	0.8546	-0.0844	0.7702	48.9805	-0.0206	48.9599	1.1096
0.0002	0.0238	0.9926	3.2557	-0.1194	1.3594	0.8544	-0.0751	0.7793	48.9764	-0.0150	48.9614	1.0963
0.0002	0.0186	0.9942	3.2557	-0.0980	1.3591	0.8542	-0.0616	0.7926	48.9725	-0.0097	48.9628	1.0777
0.0002	0.0135	0.9958	3.2557	-0.0631	1.3588	0.8540	-0.0397	0.8143	48.9688	-0.0045	48.9642	1.0487
0.0002	0.0085	0.9973	3.2557	0.0068	1.3585	0.8538	0.0043	0.8581	48.9652	0.0003	48.9655	0.9950
0.0002	0.0038	0.9988	3.2557	0.2367	1.3583	0.8537	0.1488	1.0024	48.9620	0.0047	48.9667	0.8516

NFR	viscos mezcla cp	(NRE) _{ns}	L1	L2	L3	L4	PATRÓN DE FLUJO	HL (0)	NRE	A	fn
0.0121	0.0043	16258.2008	329.6049	0.0007	0.0817	0.1952	TRANSICIÓN	1.5115	34023356.2278	1.5911	0.0075
0.0122	0.0043	16132.3316	329.2246	0.0007	0.0821	0.2003	TRANSICIÓN	1.5075	33804537.7230	1.5911	0.0075
0.0123	0.0044	16017.3031	328.7916	0.0007	0.0826	0.2063	TRANSICIÓN	1.5029	33613113.7633	1.5911	0.0076
0.0124	0.0044	15915.6990	328.2907	0.0007	0.0832	0.2134	TRANSICIÓN	1.4976	33456063.0441	1.5911	0.0076
0.0125	0.0044	15831.3057	327.6995	0.0007	0.0840	0.2222	TRANSICIÓN	1.4914	33343677.3266	1.5911	0.0076
0.0127	0.0044	15769.9689	326.9829	0.0007	0.0849	0.2333	TRANSICIÓN	1.4838	33291946.9490	1.5911	0.0076
0.0130	0.0044	15741.3262	326.0832	0.0007	0.0860	0.2481	TRANSICIÓN	1.4744	3327407.7541	1.5911	0.0076
0.0133	0.0044	15762.6884	324.8974	0.0007	0.0875	0.2691	TRANSICIÓN	1.4620	33498053.1676	1.5911	0.0076
0.0137	0.0044	15869.0034	323.2199	0.0008	0.0897	0.3020	TRANSICIÓN	1.4445	33901541.8398	1.5911	0.0075
0.0145	0.0043	16143.9767	320.5724	0.0008	0.0933	0.3629	TRANSICIÓN	1.4171	34774149.5674	1.5911	0.0075
0.0161	0.0041	16853.0352	315.5230	0.0009	0.1007	0.5171	TRANSICIÓN	1.3656	36876842.3726	1.5911	0.0075
0.0219	0.0036	19514.9204	301.0341	0.0014	0.1263	1.4760	TRANSICIÓN	1.2238	44720993.2209	1.5911	0.0074

f	hsp [ft]	hf [ft]	hvp[ft]	NPSH [ft]	PRESION DE VAPOR DEL AGUA [Psi]	P separador [Psi]	hA[ft]	GLR	VGf
0.0068	34.6540	0.0000	19.3662	15.2878	10.0743	150.0000	21.6548	1.9266	65.8301
0.0068	34.6540	0.0009	19.3662	15.2888	10.0743	150.0000	41.7064	2.0918	67.6562
0.0068	34.6540	0.0019	19.3662	15.2897	10.0743	150.0000	61.8255	2.2875	69.5822
0.0068	34.6540	0.0028	19.3662	15.2906	10.0743	150.0000	82.0370	2.5231	71.6156
0.0069	34.6540	0.0038	19.3662	15.2916	10.0743	150.0000	102.3777	2.8117	73.7647
0.0069	34.6540	0.0048	19.3662	15.2926	10.0743	150.0000	122.9061	3.1733	76.0380
0.0070	34.6540	0.0059	19.3662	15.2937	10.0743	150.0000	143.7211	3.6391	78.4443
0.0070	34.6540	0.0070	19.3662	15.2949	10.0743	150.0000	165.0043	4.2610	80.9922
0.0071	34.6540	0.0083	19.3662	15.2961	10.0743	150.0000	187.1327	5.1307	83.6887
0.0073	34.6540	0.0098	19.3662	15.2977	10.0743	150.0000	211.0358	6.4274	86.5384
0.0075	34.6540	0.0121	19.3662	15.2999	10.0743	150.0000	239.9131	8.5476	89.5261
0.0084	34.6540	0.0178	19.3662	15.3057	10.0743	150.0000	365.6684	12.5333	92.6108

POTENCIA DEL COMPRESOR [w]	POTENCIA DEL COMPRESOR [hp]	POTENCIA DE LA BOMBA [w]	POTENCIA DE LA BOMBA [hp]	POTENCIA MULTIFÁSICA [hp]	ASENTAMIENTO DE LA BOMBA [ft]	dP/dh	Ptrab	Diferencial de presion	P descarga bomba
1696.9600	2.2757	3298.9494	4.4240	6.6996	ASENTAR	0.5991412	164.700	#VALOR!	#VALOR!
1857.5297	2.4910	6339.7648	8.5018	10.9927	ASENTAR	0.5978314	164.700	0.0000	164.700
2015.6990	2.7031	9373.9354	12.5706	15.2737	ASENTAR	0.5962957	164.700	11.9259	176.626
2171.2533	2.9117	12400.3169	16.6291	19.5408	ASENTAR	0.5944704	164.700	23.7788	188.479
2323.9462	3.1165	15417.4441	20.6751	23.7916	ASENTAR	0.5922616	164.700	35.5357	200.236
2473.4926	3.3170	18423.3811	24.7061	28.0231	ASENTAR	0.5895244	164.700	47.1620	211.862
2619.5612	3.5129	21415.4722	28.7186	32.2315	ASENTAR	0.5860202	164.700	58.6020	223.302
2761.7700	3.7036	24389.9080	32.7074	36.4109	ASENTAR	0.5813256	164.700	69.7591	234.459
2899.7016	3.8886	27340.9857	36.8648	40.5534	ASENTAR	0.5746041	164.700	80.4446	245.145
3033.0165	4.0673	30260.5758	40.5800	44.5474	ASENTAR	0.5639313	164.700	90.2290	254.929
3162.1495	4.2405	33164.5867	44.4744	48.7149	ASENTAR	0.5436698	164.700	97.8606	262.561
3295.1763	4.4189	45317.8784	60.7722	65.1911	RECTIFICAR	0.4875388	164.700	97.5078	262.208