

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN PROTOTIPO DE ANCLA DE GAS.
APLICACIÓN CAMPO ESCUELA COLORADO UIS.**



**JULIO ALBERTO CASTILLO FERNÁNDEZ
MIGUEL ANGEL JAIMES VILLAMIZAR**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTADES DE INGENIERÍAS FISICOMECÁNICAS – FISICOQUÍMICAS
ESCUELAS DE INGENIERÍA MECÁNICA Y DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN PROTOTIPO DE ANCLA DE GAS.
APLICACIÓN CAMPO ESCUELA COLORADO UIS.**

JULIO ALBERTO CASTILLO FERNÁNDEZ

**Trabajo de grado presentado para optar al título de:
Ingeniero de petróleos**

MIGUEL ANGEL JAIMES VILLAMIZAR

**Trabajo de grado presentado para optar al título de:
Ingeniero Mecánico**

Directores UIS

EMILIANO ARIZA LEÓN

Ingeniero de Petróleos, M. Sc

DAVID FUENTES DIAZ

Ingeniero Mecánico, Dr.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTADES DE INGENIERÍAS FISICOMECÁNICAS – FISICOQUÍMICAS
ESCUELAS DE INGENIERÍA MECÁNICA Y DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

DEDICATORIA

A Dios, este trabajo es para su gloria, por haberme brindado las oportunidades y herramientas, que me han traído a este punto trascendental de mi vida.

A mis padres quienes incondicionalmente siempre me han apoyado y estoy seguro lo seguirán haciendo en cada paso que doy.

A Dianita, mi motivo para querer llegar muy lejos nunca ponerle límites a mis sueños.

A mi familia quienes siempre se han preocupado por mi bienestar y mi futuro.

Julio Castillo Fernández.

DEDICATORIA

Al creador del orbe quien siempre me acompaña y me guía.

A mis Padres por su apoyo incondicional, su paciencia y la fortaleza que me han dado para enfrentar cada reto de la vida.

A mi hermana por su valiosa colaboración.

A mi amada Lidia María quien ha llenado mi vida de fortaleza, compañía y amor.

A la familia Contreras Pinto, en especial a mi Amigo Nestor Javier, por todo el apoyo recibido.

Miguel Ángel

Agradecimientos

A Dios, por permitirme alcanzar este gran triunfo en mi vida, y acompañarme durante todo este proceso segundo a segundo.

A la Universidad Industrial de Santander, por haberme formado con excelencia académica y así permitirme ser un profesional competitivo.

A la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por brindarme las bases de mi carrera y así contribuir con mi gran sueño, ser Ingeniero de Petróleos.

A Deivy, Isaias, Miguel y demás amigos que contribuyeron a través de sus enseñanzas durante la carrera a mi buen desempeño académico.

Julio Castillo Fernández.

Agradecimientos

A Dios, porque gracias a él todo es posible.

A la Universidad Industrial, por permitirme formarme como un profesional integral.

A la Escuela de Ingeniería Mecánica, porque a través de todos los que la integran me permitieron exigirme, fortalecerme y crecer como ingeniero.

A mi amigo de proyecto de Grado, Julio, por su amistad y colaboración durante el desarrollo del proyecto.

Miguel Ángel

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCION	23
1. PRODUCCION DE HIDROCARBUROS	25
1.1 MECANISMO DE EMPUJE POR GAS EN SOLUCIÓN	25
1.2 SISTEMAS DE LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL CONVENCIONALES.	29
1.2.1 Bombeo mecánico	33
1.3 PROBLEMAS OPERATIVOS CUANDO HAY PRESENCIA DE GAS EN EL SISTEMA DE BOMBEO MECANICO.	37
1.3.1 Interferencia por gas	37
1.3.2 Golpe de gas.	37
1.3.3 Bloqueo por gas.	37
1.3.3.1 Bloqueo de gas Tipo 1	39
1.3.3.2 Bloqueo de gas Tipo 2.	42
1.3.4 Soluciones para el bloqueo de gas	44
1.3.5 Efecto del gas libre en la bomba de subsuelo	45
1.4. ANCLA DE GAS EN BOMBA DE FONDO	46
1.4.1. Definición ancla de gas.	47
1.4.2 Funcionamiento del ancla de gas	48
1.4.3 Clasificación de anclas de gas.	49
1.4.3.1 Ancla de Gas Simple	50
1.4.3.2 Ancla de gas simple modificada	52
1.4.3.3 Ancla de gas tipo empaque.	52
1.4.3.4 Ancla de gas niple perforado (Poorboy).	54
1.4.3.5 Ancla de gas tipo copas	54
1.4.3.6 Ancla de gas tipo Multicopas.	54
1.5. PARÁMETROS DE DISEÑO DE ANCLA DE GAS	57

1.5.1 Velocidad Terminal de Burbuja de Gas.	57
1.5.2 Área del Ancla de Lodo	59
1.5.3 Área del Tubo de Inmersión	60
1.5.4 Longitud de Tubería de Inmersión.	60
1.5.5 Ancla de Gas / Perforaciones de la Tubería de Inmersión.	61
1.5.6 Cálculos de Caída de Presión	62
1.6 PROCEDIMIENTO DE IMPLEMENTACIÓN DEL ANCLA DE GAS	64
2. CAMPO ESCUELA COLORADO	67
2.1 GENERALIDADES DEL CAMPO ESCUELA COLORADO	67
2.1.1 Ubicación	67
2.1.2 Descripción Geológica.	68
2.1.3 Historia de Desarrollo y Producción	71
2.1.4 Tipo de yacimiento	72
2.2 SELECCIÓN DE UN POZO REPRESENTATIVO PARA DISEÑAR EL PROTOTIPO DE ANCLA DE GAS.	73
2.2.1 Pozo seleccionado: Colorado 11	74
2.2.1.1 Datos básicos	74
2.2.1.2 Historia de perforación	75
2.2.1.3 Historia de producción y recompletamientos.	76
3. MODELOS DE FLUJO	80
3.1 ECUACIONES DE TRANSPORTE	80
3.1.1 Ecuación general de conservación	80
3.3.1.1 Ecuaciones de gobierno para el flujo y la transferencia de calor.	85
3.2 MECÁNICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL (CFD)	87
3.2.1 Ventajas e inconvenientes	87
3.2.2 Desarrollo y empleo de códigos	90
3.2.3 Códigos CFD:	91
3.2.3.1 Preproceso	93

3.2.3.2 Solver:	94
3.2.3.3 Postproceso:	94
3.2.4 CFD: Estrategia de utilización.	95
3.2.4.1 Método de volúmenes finitos.	96
3.2.4.2 Precisión, consistencia, estabilidad y convergencia.	98
3.2.4.3 Dependencia de la malla.	100
3.2.4.4 Criterio de convergencia para la solución iterativa	102
3.2.4.5 Estabilidad numérica.	105
3.3 MODELO DEL FLUJO TURBULENTO	108
3.3.1 ¿Qué es la turbulencia?	108
3.3.2 La naturaleza de la turbulencia.	109
3.3.3 Escalas de la turbulencia: la cascada de energía	113
3.3.4 Aproximaciones numéricas para el tratamiento de la turbulencia	118
3.3.4.1 El problema del cierre turbulento.	119
3.3.4.2 Simulaciones directas.	123
3.3.4.3 Promediados de las ecuaciones (técnicas LES y modelos RANS).	126
3.3.5 Modelos de turbulencia para las ecuaciones RANS.	130
3.3.5.1 Filtrado temporal. Propiedades.	131
3.3.5.2 Ecuaciones de Navier-Stokes promediadas temporalmente: ecuaciones RANS.	133
3.3.5.3 Hipótesis de Boussinesq.	135
3.3.5.4 Modelos de viscosidad artificial (Eddy Viscosity Models, EVM)	138
3.3.5.5 Modelo k-épsilon ($k-\epsilon$).	141
3.3.5.6 Modelos de transporte para las tensiones de Reynolds (RSM).	146
3.3.5.7 El problema de la pared: tratamiento de la capa límite	153
3.4 MODELADO DEL FLUJO MULTIFÁSICO	155
3.4.1 Elección del modelo multifase apropiado	158
3.4.2 Modelo de Euler.	162
3.4.3 Patrones de flujo en el ancla de gas y el tubo de inmersión.	163
3.5 METODOLOGÍA DE SOLUCIÓN	164

3.5.1 Primer Paso: Preproceso.	165
3.5.2 Segundo Paso: Solucionador	165
3.5.3 Tercer Paso: Postproceso.	166
4. DISEÑO DEL ANCLA DE GAS	168
4.1 MODELAMIENTO	168
4.2 METODOLOGÍA CFD- BUBBLE COLUMN	179
4.2.1 Capacidades del solucionador BubbleFoam.	180
4.2.2 Limitaciones del solucionador BubbleFoam	180
4.2.3 Procedimiento de solución.	181
4.2.4 Ecuaciones de Gobierno para el solucionador BubbleFoam	181
4.3 CASOS DE ESTUDIO	186
4.3.1 Selección del tipo de ancla de gas.	187
4.3.2 Geometría de los puertos de entrada	188
4.3.3 Longitud del Ancla de Gas.	190
4.3.3.1 Longitud del Diptube	192
4.3.4 Modelo Escogido	199
5. DISEÑO DEL PROTOTIPO	201
5.1 PARTES DEL PROTOTIPO	201
5.2 DESCRIPCIÓN Y FUNCIONAMIENTO	202
5.3 VALORACIÓN CUALITATIVA	203
6. RESULTADOS	209
6.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS	219
7. CONCLUSIONES	222
8. RECOMENDACIONES	224

BIBLIOGRAFÍA	225
ANEXO	230

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Datos básicos de las propiedades de las arenas	70
Tabla 2. Datos básicos del yacimiento	70
Tabla 3. Producción de crudo y gas de algunos pozos en campo Colorado.	73
Tabla 4. Propiedades de los fluidos, Pozo Colorado 11.	74
Tabla 5. Intervalos Cañoneados, Pozo Colorado 11.	75
Tabla 6. Definición de variables y coeficientes en la ecuación general de conservación para obtener las distintas ecuaciones de gobierno.	86
Tabla 7. Valores de S_c en función del tipo de pared	145
Tabla 8. Valores de S_p en función del tipo de pared	146
Tabla 9. Clasificación y características de modelos multifase	161
Tabla 10. Parámetros del análisis dimensional para el caudal de gas	169
Tabla 11. Parámetros del análisis dimensional para la caída de presión en el ancla	172
Tabla 12. Cálculos del número de Reynolds	176
Tabla 13. Condiciones de la bomba de fondo, Colorado 11.	192
Tabla 14. Calculo de la longitud apropiada del Diptube.	192
Tabla 15. Datos de la bomba del pozo Colorado 11	209
Tabla 16. Resultados de la simulación sin Ancla. (Condiciones actuales)	209
Tabla 17. Resultados de la simulación con Ancla corta de Puertos circulares	211
Tabla 18. Resultados de la simulación con Ancla larga de Puertos cuadrados	213
Tabla 20. Resultados de la simulación con Ancla larga de Puertos Circulares	218
Tabla 21. Comparación de resultados de los 4 prototipos evaluados.	220

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Comportamiento del GOR y Presión cuando se tiene empuje por gas en solución	26
Figura 2. Esquema típico Bombeo Mecánico	35
Figura 3. Bloqueo de gas tipo 1.	42
Figura 4. Bloqueo de gas tipo 2.	43
Figura 5. Eficiencia volumétrica bomba vs Presión de entrada bomba	46
Figura 6. Ancla de Gas Simple.	51
Figura 7. Esquema de ancla de gas con empaque.	53
Figura 8. Esquema de ancla de gas tipo PoorBoy.	55
Figura 9. Esquema de ancla de gas con copas.	56
Figura 10. Localización del Campo Colorado	68
Figura 11. Columna Estratigráfica de Valle Medio del Magdalena	69
Figura 12. Historia de Producción del campo Colorado.	72
Figura 13. Estado mecánico actual del pozo colorado 11	78
Figura 14. Prueba de nivel efectuada en el pozo colorado 11 el día 31/07/12.	79
Figura 15. Carta dinamométrica del pozo colorado 11 tomada el día 31/07/12.	79
Figura 16. Volumen de control	80
Figura 17. Diagrama de flujo de una aplicación típica	91
Figura 18. Estructura de un código CFD comercial	95
Figura 19. Discretización de un dominio unidimensional	96
Figura 20. Discretización unidimensional por volúmenes finitos	97
Figura 21. Requisitos de las discretizaciones numéricas	100
Figura 22. Efecto dependencia de la malla	101
Figura 23 (a) Convergencia de la solución (b) Evolución del residuo	105
Figura 24 (a) Traza de velocidad en flujo turbulento (b) Nivel de turbulencia instantánea	112

Figura 25 Escalas de la turbulencia y proceso de cascada de energía. (a) Esquema conceptual de Richardson (b) Idea intuitiva de Leonardo	114
Figura 26. Espectro de energía turbulenta	118
Figura 27. Fluctuación de velocidad en un flujo turbulento	120
Figura 28. Tipos de aproximaciones recomendadas en función del número de Reynolds	130
Figura 29. Promediado muestra a muestra (ensamble) de varias trazas de velocidad	133
Figura 30. Tratamiento de la pared en función de la densidad de malla	154
Figura 31. Clasificación de modelos de turbulencia	155
Figura 32. Patrones de flujo bifásico en ancla de gas	164
Figura 33. Modelo geométrico y condiciones de frontera	179
Figura 34. Anclas de Gas tipo Natural, Poorboy y de Empaquetadura	187
Figura 35. Prototipo de ancla seleccionada (Tipo Poorboy)	188
Figura 36. Ancla Tipo Poorboy Puertos Circulares (Perforaciones de $d=0.3$ in)	189
Figura 37. Ancla Tipo Poorboy Puertos Rectangulares (Perforaciones de $L=0.65$ in por 0.12 in)	189
Figura 38. Ancla Tipo Poorboy Puertos cuadrados (Perforación de $L=0.27$ in)	190
Figura 39. Ancla Tipo Poorboy (Corta)	191
Figura 40. Ancla Tipo Poorboy (Larga)	191
Figura 41. Partes del Prototipo.	202
Figura 42. Anclas larga y corta tipo Poorboy con puertos de entrada circular.	204
Figura 43. Ancla Poorboy con puertos de entrada cuadrados	205
Figura 44. Ancla Poorboy con puertos de entrada rectangulares	205
Figura 45. Sistema sin ancla de gas	206
Figura 46. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de orificio circular	206
Figura 47. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de orificio cuadrado	207
Figura 48. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de Orificio Rectangular	207

LISTA DE CUADROS

	pág.
Cuadro 1. Principales sistemas de levantamiento artificial	29
Cuadro 2. Ventajas e inconvenientes de las técnicas CFD	88
Cuadro 3. Valores de \emptyset en la ecuación general de transporte	92
Cuadro 4. Prototipo de campo	199
Cuadro 5. Prototipo de laboratorio	200

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Planos del Prototipo de Ancla de Gas	230

RESUMEN

TITULO: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN PROTOTIPO DE ANCLA DE GAS. APLICACIÓN CAMPO ESCUELA COLORADO UIS*

AUTORES: JULIO ALBERTO CASTILLO FERNANDEZ
MIGUEL ANGEL JAIMES VILLAMIZAR**

PALABRAS CLAVES: Ancla de Gas, Separador de Fondo, Bombeo Mecánico, Diseño, Campo Maduro.

DESCRIPCION

La presencia de gas en un sistema de bombeo mecánico es un problema serio para la bomba de fondo, ya que esta no está diseñada para trabajar con fase gaseosa. En el Campo Colorado, el gas se encuentra en solución con el aceite, y al producirse un cambio en el gradiente de presión, se produce la liberación de gas y ocasiona que tanto en la carrera ascendente como descendente el émbolo trabaje en un espacio muerto de expansión y compresión gaseosa que disminuye el transporte del crudo y conlleva a un mal funcionamiento de la unidad de bombeo.

El campo cuenta con algunos separadores de fondo, estos consisten básicamente en tubos con perforaciones a través de los cuales se separa el gas, pero que no guardan una relación ingenieril óptima que permita establecer un perfil de orificios preciso que incremente la eficiencia de separación gas - Aceite. Plantear un diseño de ancla de gas repercute directamente en el uso eficiente de la energía, la manipulación y el transporte de fluidos, ya que para las mismas condiciones de operación, se puede incrementar la eficiencia de la bomba de fondo, lo cual se refleja en la reducción de costos de producción.

Al simular el proceso de separación Gas - Aceite a través de la herramienta informática para mecánica de fluidos conocida como OpenFoam, y en base a las propiedades de los fluido en el yacimiento, se consigue definir un perfil de orificio óptimo y el Área total de los puertos de entrada al ancla de gas obteniendo así resultados coherentes de eficiencia.

* Proyecto de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Facultad de Ingenierías Fisicomecánicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Escuela de Ingeniería Mecánica. Tutor: M.Sc. Emiliano Ariza, Dr. David Fuentes.

ABSTRACT

TITLE: DESIGN AND BUILDING OF A PROTOTYPE OF GAS ANCHOR. APPLICATION COLORADO SCHOOL FIELD.*

AUTHORS: JULIO ALBERTO CASTILLO FERNANDEZ
MIGUEL ANGEL JAIMES VILLAMIZAR**

KEY WORDS: Gas Anchor, Downhole Separator, Sucker Rod Pump, Design, Mature Field.

DESCRIPTION

The presence of gas in a Sucker Rod Pump system is a serious problem for the downhole pump, because this is not designed to work with the gas phase. In Colorado field, the gas is in solution with the oil, and upon a change in the pressure gradient, the gas is released and causes that in both upward and downward stroke the plunger work in an empty space of gaseous expansion and compression decrease transport of oil and gets into a mal function of the pump unit.

There are some downhole Separators in field, these are basically tubes with perforations through which gas is separated, but these do not keep an optimum relationship to establish a holes profile to increase the efficiency in Oil – Gas separation. Proposing a gas anchor design directly affects the efficient use of energy, handling and transporting fluids, because to the same operating conditions, the downhole pump will increase the efficiency, which is seen in decreases of production costs.

By simulating the process of gas – liquid separation through the software tool for fluid mechanics known as OpenFoam, and based on the properties of the fluid in the reservoir, a profile is achieved by defining optimal orifice and the total area of the input port soft he gas anchor thus obtaining consistent results inefficiency.

* Degree Project.

** Faculty of Engineering Physical Chemistry. Faculty of Engineering Physical Mechanical. School of Petroleum Engineering. School of Mechanical Engineering. Tutor: M.Sc. Emiliano Ariza, Dr. David Fuentes.

INTRODUCCION

El campo Escuela Colorado es un campo maduro cuyo principal método de levantamiento artificial es el bombeo mecánico y que a través de su vida productiva ha tenido problemas tales como deposición de orgánicos, presencia de gas en forma libre o solución que afectan la eficiencia del sistema. Este último se incrementa con la variación de las condiciones en el fondo del pozo, cambio de presión, temperatura, volumen de fluidos, entre otros, que facilitan la liberación de gas, e influye en la operación y comportamiento de la bomba de subsuelo.

La presencia de dos fases (gas y líquido) en los yacimientos de petróleo y la posibilidad de liberar gas cuando las condiciones de bombeo lo permiten, hacen que la eficiencia de la bomba se reduzca notablemente y afecte severamente la producción y rentabilidad económica de explotar el crudo. Para combatir dicho efecto existen una serie de dispositivos denominados anclas de gas los cuales se diseñan a partir de la velocidad de ascenso de burbuja, las densidades y viscosidades de los fluidos en cuestión, las condiciones físicas del pozo, entre otras, pero que debido a la complejidad del fenómeno bifásico y el perfil geométrico del orificio que se presenta en un ancla de gas, es todavía objeto de estudio la elaboración de un diseño óptimo, por lo que basados en la metodología de la mecánica de fluidos computacional y con la ayuda de los métodos numéricos, se puede desarrollar un modelo y simulación de la condición dinámica de flujo bifásico, del factor geométrico de los orificios, del diámetro y longitud del ancla de gas, y a través de un prototipo físico rentable en el cual evaluar y probar cualitativamente el desempeño del separador.

Particularmente para el campo escuela Colorado se han utilizado algunos separadores de gas de fondo que no guardan un diseño ingenieril óptimo. Con este

proyecto de grado se busca, hacer un estudio basado en el proceso de modelado y simulación de un prototipo de ancla de gas, que permita identificar un tipo de geometría adecuada y en especial un patrón de agujeros, que se refleje en el aumento de la eficiencia de la bomba.

1. PRODUCCION DE HIDROCARBUROS¹

La energía que tiene un yacimiento de hidrocarburos se debe a tres mecanismos principalmente: gas en solución, capa de gas y empuje por agua. En el Campo Colorado la energía que contribuye a la producción es proporcionada por el mecanismo de gas en solución.

1.1 MECANISMO DE EMPUJE POR GAS EN SOLUCIÓN

El empuje por gas en solución es el principal mecanismo para aproximadamente un tercio de todos los yacimientos de petróleo del mundo. La saturación de agua promedio dentro del volumen poroso está cerca al valor irreducible.

La presión inicial del yacimiento puede estar en el punto de burbuja o por encima. Si se asume que la presión inicial está sobre la presión del punto de burbuja, con la producción, declinará rápidamente hasta el punto de burbuja. Durante este periodo, todo el gas en el yacimiento permanece en solución y suministra la energía necesaria para empujar los fluidos dentro del pozo productor.

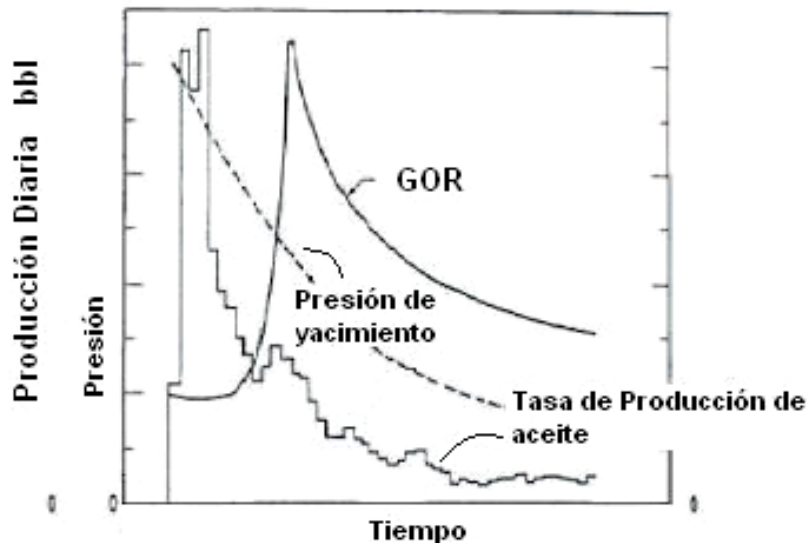
Una vez que la presión ha declinado hasta la presión del punto de burbuja, la producción adicional causará que ésta decline por debajo del punto de burbuja con la consiguiente evolución del gas libre en el yacimiento. Después que la saturación de gas excede la saturación crítica, éste se hace móvil.

¹Presentación técnica sobre yacimientos de Oil production. (En línea). Página web versión HTML. (citado 20 de Enero). Disponible en internet: </www.oilproduction.net/>.

Para que no se forme una capa de gas, la permeabilidad vertical debe ser pequeña. Sobre esta base el gas libre fluirá en el yacimiento y permitirá que se incremente la relación Gas-Aceite observado en los pozos. El mecanismo principal se debe al empuje del gas y a la expansión del petróleo. El efecto de la expansión del agua y de la roca es pequeño si se compara a la energía de un gas libre altamente expansible. La eficiencia de recuperación sobre el punto de burbuja está normalmente en el rango de 3% o menos.

La recuperación de petróleo por gas en solución usualmente está en el rango de 5 a 15 % del petróleo original en sitio. Los factores que tienden a favorecer la recuperación incluyen alta gravedad API del crudo (baja viscosidad), alto GOR de solución y homogeneidad de la formación.

Figura 1. Comportamiento del GOR y Presión cuando se tiene empuje por gas en solución



Fuente: Modificado de presentación técnica sobre yacimientos de petróleo. (En línea).
Página web versión HTML. (Citado 27 de Abril). Disponible en internet:
<<http://www.lacomunidadpetrolera.com/>>.

- **Regímenes de flujo en la tubería de producción.** ² Las posibles configuraciones de las fases de gas y líquido en la sarta de flujo se describen a continuación.

P_{wf} : Presión de fondo fluyendo.

P_{sat} : Presión de saturación.

P : Presión

Q_T : Caudal total

Q_o : Caudal de aceite

$P_{wf} > P_{sat} \rightarrow$ Todo el fluido es líquido $\rightarrow Q_T = Q_o$

$P > P_{sat} \rightarrow$ Todo el flujo es líquido $\rightarrow Q_T = Q_o$.

$P < P_{sat} \rightarrow$ Se forman burbujas de gas y disminuye la presión. Éste régimen de flujo en el que las burbujas de gas se dispersan en un medio líquido continuo se conoce como flujo de burbujas $\rightarrow Q_T = Q_o$.

$P \ll P_{sat} \rightarrow$ El fluido continua subiendo por la tubería de producción y las burbujas de gas aumentan de tamaño y se vuelven más numerosas.

$P \lll P_{sat} \rightarrow$ Las burbujas más grandes aumentan de tamaño cuando alcanzan y arrastran a las burbujas más pequeñas, llegando a una etapa donde las burbujas casi son del diámetro de la tubería de producción. Se maneja flujo a baches de

²BRICEÑO, C. Diana. Y JARAMILLO, J. Johana. Herramienta multimedia para el estudio y diseño de métodos de producción en la industria de los Hidrocarburos. UIS. Tesis de grado. 2011.

aceite debido a que la película de aceite está pegada a la tubería; esta condición se conoce como flujo por baches.

$P \lll P_{sat}$ → Las bolsas de gas aumentan de tamaño y se expanden a tal grado que logran atravesar los baches de aceite más viscoso, formando una fase continua (Gas) cerca del centro de la tubería, llevando hacia arriba pequeñas gotas de aceite. A lo largo de la tubería existe una película de aceite que se mueve hacia arriba denominándose flujo anular.

$P \llll P_{sat}$ → la presión continúa bajando, teniendo como resultado un incremento del volumen de gas (fase continua). El gas viaja más rápido que el aceite y arrastra las gotas más pequeñas de aceite quedando con una película de aceite más delgada hasta que desaparece, dando como resultado flujo de niebla. No todos estos regímenes de flujo ocurrirían simultáneamente en una sarta de tubería de producción, pues la caída de presión que se requeriría en la tubería de producción sería mucho mayor que la que se encuentra en la práctica.

- **Definición de Gas Oil Ratio (GOR).**³ La relación Gas – Aceite inicial (GOR) indica que tanto gas hay por cada barril de crudo, todo en condiciones estándar (60 °F; 14,7 psi). El volumen del gas se mide en pies cúbicos estándar (SCF), mientras que el crudo se mide en barriles en tanque de almacenamiento (STB).

Ecuación 1.

$$GOR = \frac{\text{Volumen gas a condiciones estandar}}{\text{Volumen Petróleo a condiciones estándar}} = \frac{SCF}{STB}$$

³Presentación técnica sobre Propiedades de los fluidos de Slideshare. (En línea). Página web versión HTML. (citado 20 de Enero). Disponible en internet: <http://www.slideshare.net/>.

1.2 SISTEMAS DE LEVANTAMIENTO ARTIFICIAL CONVENCIONALES.

En el cuadro 1 se muestran los principales sistemas de levantamiento artificial, principio, ventajas y desventajas de su implementación. ⁴.

Cuadro 1. Principales sistemas de levantamiento artificial

GAS LIFT	Su principio de operación es la inyección de gas a través de la más profunda de una serie de válvulas (Gas Lift Valves: GLV) ubicadas a lo largo de una tubería de producción; el efecto de este gas inyectado es el de disminuir la densidad de los fluidos producidos permitiéndole llegar hasta superficie con la tasa de producción deseada. Este sistema es una prolongación del flujo natural del pozo.
VENTAJAS	<ul style="list-style-type: none">• Es un sistema seguro de operar.• Presenta alta tolerancia a los sólidos.• Habilidad para manejar altas tasas de producción.• Requiere de poco espacio en superficie. Generalmente puede ser reacondicionado con wireline.• Acceso completo a través de la tubería de producción a las GLV inferiores.• No es limitado por la desviación de los pozos.• Relativamente resistente a la corrosión.• Muy flexible, se puede convertir de flujo continuo a intermitente a medida que declina el yacimiento.• La fuente de potencia puede ser ubicada en locaciones remotas. Fácil de obtener presiones y gradientes en profundidad.• No es problema en pozos con empuje de gas.

⁴GIL, H. Julián. Y ROLON, H. Jose. Selección, diseño y prueba de nuevos sistemas de Levantamiento Artificial. Aplicación al Campo Colorado. UIS. Tesis de grado. 2009.

Cuadro 1. (Continuación)

<p>DESVENTAJAS</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Ineficiente en sistemas de bajo volumen, debido a los costos capitales de compresión y tratamiento del gas. • Requiere de un volumen de gas para su arranque, el cual no siempre está disponible. • Presenta dificultad para manejar crudos pesados y viscosos o emulsionados. • Potencial para la formación de hidratos en superficie o en las GLV. • Requiere monitoreo continuo, optimización y reparación técnica, así como supervisión ingenieril. • Usualmente se ve limitado por una profundidad de levantamiento máxima. • Posible necesidad de casing y tubing muy fuertes debido a las altas presiones de gas en el anular. • Problemas con líneas sucias en superficie. • Puede presentar problemas de seguridad si se manejan presiones de gas muy altas.
<p>BOMBEO ELECTRO-SUMERGIBLE</p>	<p>El principio de este sistema de bombeo es la operación continua de una bomba centrífuga multietapa cuyos requerimientos de potencia se suministran por medio de un motor eléctrico de inducción, alimentado desde la superficie a través de un cable de potencia por una fuente de tensión primaria. Una vez se transforma la tensión primaria, la energía requerida es transmitida a través del cable de potencia hasta el motor de subsuelo desde el transformador. El motor genera la fuerza para que transmita a la bomba, compuesta por etapas cada una de las cuales consta de un impulsor que rota y difusor estacionario los cuales imparten un movimiento rotacional al líquido para llevarlo hasta superficie.</p>

Cuadro 1. (Continuación)

VENTAJAS	<ul style="list-style-type: none">• Permite el levantamiento de volúmenes extremadamente altos sin dificultad, y a bajo costo.• Elevado aporte de energía al fluido.• Presenta una alta eficiencia (70%).• El sistema no se ve afectado por la desviación.• Sistema fácil de controlar.• No ocupa grandes espacios en superficie. Igualmente es aplicable a plataformas costa afuera.• Permite una fácil aplicación de tratamientos contra la corrosión e inhibidores de escamas.• Disponibilidad de unidades de diversos tamaños.
DESVENTAJAS	<ul style="list-style-type: none">• Tolerancia limitada a la arena.• Baja tolerancia a las altas relaciones Gas-Líquido (sin separador).• Se requiere de taladro o estructura en caso de falla.• Posibles fallas eléctricas, principalmente asociadas al cable.• El cable eléctrico puede ocasionar problemas con la tubería.• Tolerancia limitada a las altas temperaturas.• No aplicable a completamientos múltiples.• Poco práctico en pozos someros.• Solo es aplicable con energía eléctrica, y para tal caso, requiere de altos voltajes.• Las unidades son costosas, para ser remplazadas a medida que el yacimiento declina.• Presenta cierto grado de limitación por profundidad, debido a costos de cable y capacidad de la bomba.

Cuadro 1. (Continuación)

<p>BOMBEO POR CAVIDADES PROGRESIVAS</p>	<p>Su operación está basada en la acción continua de una bomba de cavidades progresivas estilo tornillo sin fin, cuyos requerimientos de potencia se suministran por medio de un motor eléctrico de superficie o subsuelo. Cuando el motor está ubicado en la superficie la transmisión de energía a la bomba se da a través de un eje y/o varillas que comunican el motor y la bomba desde la superficie hasta el subsuelo. Pero cuando el motor está en el fondo, se lleva un cable desde superficie el cual les proporcionará la energía al motor para que opere y mueva la bomba. La bomba está compuesta por un rotor y un estator. El rotor gira dentro del estator formando cavidades que progresan desde el extremo de succión hasta el extremo de descarga de la bomba que, ayudado por el sello continuo entre las hélices del rotor y el estator mantienen el fluido en movimiento permanente, a una velocidad fija directamente proporcional a la velocidad de rotación de la bomba.</p>
<p>VENTAJAS</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Alta tolerancia a la producción de sólidos. • Buena eficiencia energética. • Bajos costos capitales y de operación. • Buen manejo de fluidos viscosos y de crudos con elevadas relaciones gas/líquido. • Bajo perfil en superficie. • Fácil instalación a corto plazo. • No posee válvulas internas ni trampas de gas. • Instalación sencilla y operación silenciosa del equipo.
<p>DESVENTAJAS</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Tasa de producción limitada. • Baja tolerancia a altas temperaturas. • Se requiere de una unidad de workover para el mantenimiento del equipo de subsuelo. • No es compatible con CO₂, ni demás fluidos de tipo ácido. • Difícil detección de fallas en subsuelo.

1.2.1 Bombeo mecánico⁵. El levantamiento por bombeo mecánico es el sistema más empleado en el mundo. Este sistema consiste en el levantamiento del fluido a través de una sarta de varillas las cuales se mueven por medio de la transmisión de potencia de una bomba reciprocante con dos válvulas cheque (una viajera y la otra estacionaria) (ver figura 2). Básicamente, el equipo de levantamiento artificial para bombeo mecánico consta de los siguientes componentes:

- **Equipo de superficie:**

- Base de la unidad.
- Generador de potencia.
- Convertidor de potencia.
- Balancín.
- Unidad de contra balance.
- Barra lisa.
- Instalación de la barra lisa.
- Equipo de cabeza de pozo.

- **Equipo de subsuelo:**

- Varillas de bombeo.
- Bomba de subsuelo (consta de barril o cuerpo de la bomba, pistón, válvula fija y válvula viajera).
- Ancla de gas (opcional).

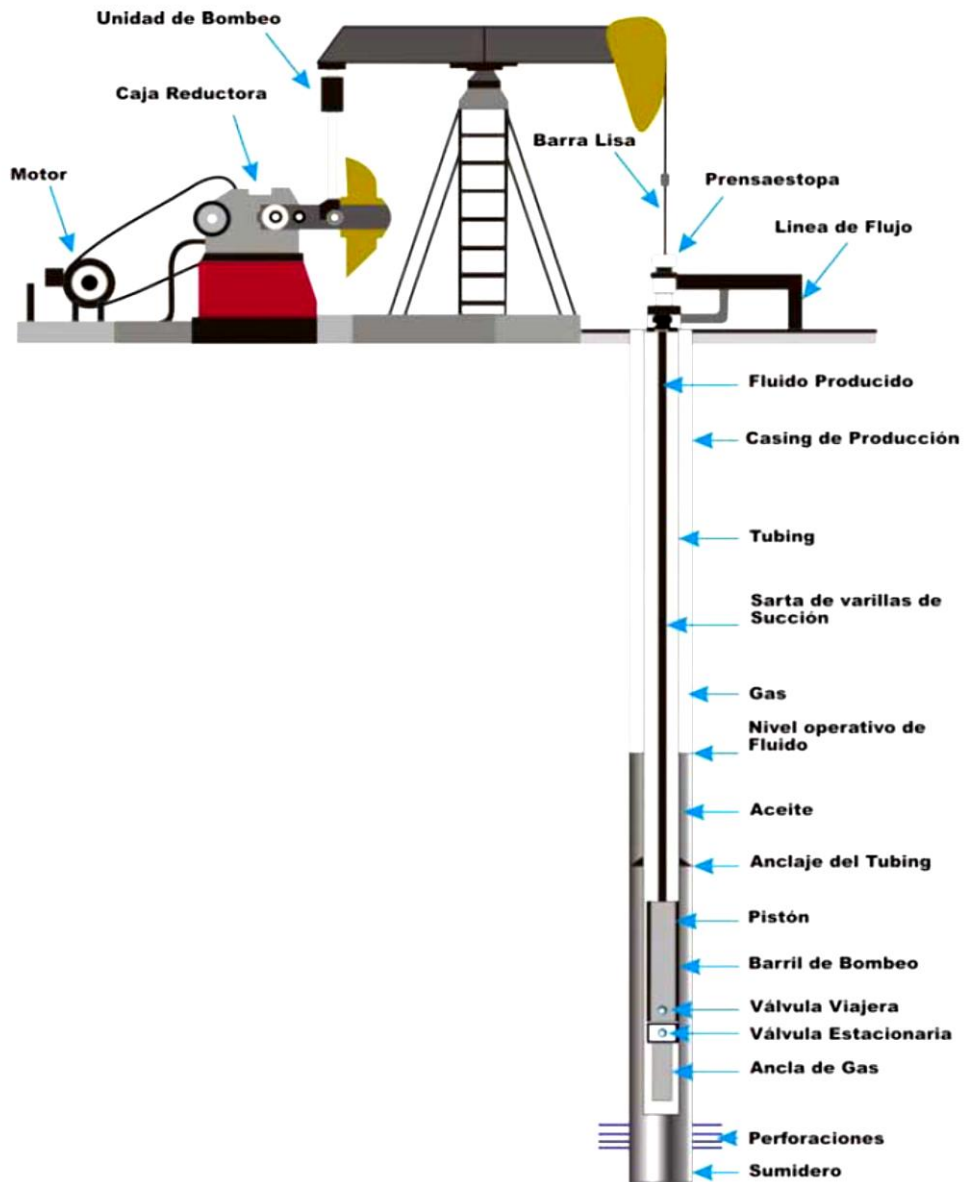
Las unidades de bombeo mecánico se clasifican según su geometría en tres tipos principales: Unidades convencionales, las cuales tienen el apoyo en el punto medio del balancín; unidades neumáticas, cuyo punto de apoyo se ubica en el

⁵GIL, H. Julián. Y ROLON, H. Jose. Selección, diseño y prueba de nuevos sistemas de Levantamiento Artificial. Aplicación al Campo Colorado. UIS. Tesis de grado. 2009.

extremo delantero del balancín; y las unidades MARK II, que tienen el apoyo en el extremo trasero del balancín.

El levantamiento del crudo se realiza mediante la acción de las bombas de subsuelo, las cuales se accionan por la sarta de varillas que les transmiten la potencia requerida, generada en superficie. Estas bombas consisten esencialmente de un pistón dentro de un barril con válvulas de entrada y salida de fluido, y pueden ser de acción simple o de acción doble. Las bombas de acción simple se usan generalmente en combinación con sistemas de empuje mecánico, mientras que las de acción doble se emplean con mayor frecuencia con sistemas de empuje hidráulico..

Figura 2. Esquema típico Bombeo Mecánico



Fuente: GIL, H. Julián. Y ROLON, H. Jose. Selección, diseño y prueba de nuevos sistemas de Levantamiento Artificial. Aplicación al Campo Colorado. UIS. Tesis de grado. 2009.

Ventajas

- Confiabilidad y bajo mantenimiento.

- Alto conocimiento en todas las aplicaciones (Crudos pesados y livianos).
- Facilidad para ajustar la tasa de producción en superficie.
- Permite alcanzar un alto grado de depleción.
- Varias alternativas para la fuente de poder (motor diesel o eléctrico).
- Operación, análisis sencillos y fácil reparación técnica.
- Tolera altas temperaturas.
- Facilidad para el intercambio de unidades entre pozos.
- Aplicable a huecos estrechos y completamiento múltiples.
- Permite el levantamiento de crudos con viscosidades relativamente altas.
- Fácil aplicación de tratamientos contra la corrosión y la formación de escamas.
- Disponibilidad de diferentes tamaños de unidades.

Desventajas

- Los caudales que permite bombear son relativamente bajos.
- Requieren de gran espacio en superficie, siendo poco recomendable en plataformas costa afuera y en locaciones urbanas.
- Presenta mayor desgaste de las varillas en pozos desviados.
- Problemas de fricción en pozos tortuosos.
- Baja tolerancia a la producción de sólidos.
- Limitado por la profundidad.
- Baja eficiencia volumétrica en pozos con alta producción de gas.
- Susceptible a la formación de parafinas.
- El tubing no puede ser recubierto internamente para protegerlo contra la corrosión.
- Poca resistencia al contenido de H₂S.
- En pozos de diámetro pequeño, se limita el caudal a producir, por el tamaño de subsuelo.

1.3 PROBLEMAS OPERATIVOS CUANDO HAY PRESENCIA DE GAS EN EL SISTEMA DE BOMBEO MECANICO.

A continuación se explican los fenómenos que ocurren debido a la presencia de gas en el sistema de bombeo mecánico:

1.3.1 Interferencia por gas.⁶ Cuando la presión de fondo de pozo disminuye a valores suficientemente bajos, en la mayoría de los casos se liberan burbujas de gas presentándose así una fase gaseosa a la entrada de la bomba. La consecuencia inmediata de este fenómeno es la pérdida de eficiencia de la bomba debido a que parte de su cámara se ocupa con gas en cada viaje del embolo.

1.3.2 Golpe de gas. Si se incrementa el ingreso de gas libre a la bomba en cantidades suficientes, se pueden producir situaciones indeseables como la de golpe de gas que, aunque más suave que el golpe de fluido, puede dañar partes de la bomba. En situaciones como éstas se requiere implementar controles de pozo para optimizar la producción y evitar el daño de las partes de la bomba. También se recomienda la utilización de piezas especiales para el bombeo de gas, tales como válvulas antibloqueo de gas.

1.3.3 Bloqueo por gas. A medida que se incrementa el ingreso de gas libre a la bomba, puede ocasionarse una interrupción en la producción. Esto se debe a que la presión máxima del gas alcanzada durante la carrera descendente no es suficiente como para abrir la válvula viajera. A su vez, durante la carrera ascendente, la presión dentro de la bomba no se reduce lo suficiente como para que abra la válvula estacionaria. Por ende, dentro de la bomba sólo se comprime y descomprime gas en cada embolada, habiéndose suspendido la producción.

⁶Presentación técnica de Bolland. (En línea). Página web versión HTML. (citado 08 de Enero). Disponible en internet: <://www.bolland.com.ar/>.

Hay dos tipos comunes de bloqueo por gas.⁷

- Nivel de líquido a nivel de bomba (Tipo 1)
- Bloqueo por gas (Tipo 2).

Los dos tipos de bloqueo por gas exhiben los mismos síntomas y son extremadamente difíciles de diferenciar, ambos muestran una forma de elipse en las cartas dinamométricas. Dichos casos tienden a confundirse con una rotura profunda de varillas.

Se debe verificar primero si se trata de una rotura de varillas o formación de un agujero en la tubería de producción y revisar que el pistón se mueva libremente. Si este es el caso, no es necesario sacar la bomba. Moviéndolo a su máxima carrera usualmente se puede romper un bloqueo Tipo 2 pero no tendrá efecto en un bloqueo Tipo 1.

El bloqueo Tipo 1 ocurre cuando burbujas de gas de alta presión comienzan a pasar a través de la bomba empujando a ambas válvulas fuera de sus asientos durante la carrera ascendente y descendente. Este problema es menos frecuente que el Tipo 2, pero es común en pozos que tienen alta presión de formación y gran potencial de producir grandes volúmenes de gas. El uso de válvulas de bolas livianas agrava el problema. Este problema es más común en pozos nuevos o que han sido estimulados y es muy frecuente en pozos que han sido surgentes, especialmente durante el arranque de un pozo cuando el espacio anular se encuentra lleno de líquido es muy difícil hacerlo producir y bajar el nivel.

⁷Presentación técnica sobre gas de Oil production. (En línea). Página web versión HTML. (citado 08 de Enero). Disponible en internet: <www.oilproduction.net/>.

Para el bloqueo de Tipo 1, todo lo que se requiere es que alguna de las válvulas sea forzada a asentarse. La única válvula que puede ser manipulada desde superficie es la válvula viajera.

Bombeando desde superficie se puede forzar la bola viajera contra su asiento y el pozo podrá ser bombeado normalmente mientras se mantenga la presión. Este hecho ha llevado al uso extendido de válvulas de contrapresión como LA BAIRD instaladas en la salida de la tubería de producción. Las válvulas de contrapresión son efectivas para combatir este problema y no tienen efecto real sobre la eficiencia de la bomba. Sin embargo incrementan la carga sobre las varillas y la presión sobre la empaquetadura del vástago pulido.

1.3.3.1 Bloqueo de gas Tipo 1 Una de dos condiciones preceden el bloqueo de Tipo 1: Tiene que haber un nivel de fluido en el anular mayor de 1/8 de la profundidad total del niple asiento o cuando la instalación de tubing tiene un empaque sobre los punzados que da el mismo efecto. Cuando se tiene alguna de estas condiciones el bloqueo del Tipo 1 es muy probable. Burbujas de gas microscópicas y de alta presión encuentran su camino hacia el pozo y son atrapadas en el fluido tal como el gas carbónico en la soda o cerveza. Debido a la gran presión hidrostática del fluido en el anular estas burbujas microscópicas permanecen estáticas en el mismo, es decir, no se desplazan hacia arriba.

El fluido se puede mover debido a dos causas; ya sea por la gravedad o debido a presión diferencial. Cuando comienza a funcionar la bomba, el diferencial de presión provoca que el fluido se mueva aunque lentamente hacia ella. El gas es más susceptible a la presión diferencial y las burbujas microscópicas se desplazan hacia la zona de menor presión a medida que la bomba succiona fluido, expandiéndose algo en la zona de menor psi.

A medida que el fluido es succionado en la bomba lo mismo ocurre con las burbujas microscópicas. Estas burbujas empiezan a expandirse a medida que se mueven hacia la superficie. Cuanto más ascienden a la superficie más se reduce la presión hidrostática sobre ellas. En este punto las burbujas ya no son más microscópicas y empiezan a fusionarse en burbujas grandes.

Con poca presión por encima de ellas las burbujas comienzan a moverse, rápido hacia arriba llevando mucho del fluido que está por encima hacia fuera del pozo. El efecto de la primera corrida del gas fuera del tubing es bajar la presión hidrostática en el mismo y facilitar así el movimiento rápido de las burbujas que están por abajo en el tubing. Se suceden varias erupciones que vacían rápidamente una gran parte de la columna de tubing.

Dado que las burbujas estáticas en el anular tienen tendencia a migrar hacia zonas de menor presión son empujadas hacia la succión de la bomba debido a la menor presión en el tubing. Las bolas de las válvulas son levantadas de sus asientos por las burbujas que llegan y la bomba deja de bombear. La formación de una disminución de presión y más burbujas microscópicas son incorporadas al flujo. Este flujo viene de la formación y fluye a través del anclaje de fluido y llega a la bomba persistiendo sin importar lo tortuoso del trayecto.

En este punto se llega a un balance y la cantidad de fluido producido no reducirá el nivel del anular. La producción del fluido será probablemente menor que el 10% de la eficiencia de la bomba. La presión hidrostática en el anular iguala la presión de formación y la presión en el tubing es aún menor y por lo tanto las burbujas siguen viniendo.

La solución es por tanto asentar una de las válvulas de bola. Las jaulas tipo Snubber o de compresión o las válvulas de contrapresión lograrán esto. Aumentando la presión sobre la válvula de bola viajera ligeramente por arriba de la

presión de formación se puede disminuir el efecto de la corriente de burbujas. Una presión de alrededor de 300 psi. En superficie se recomienda inicialmente a pesar de que pueden ser necesarios ciertos ajustes. Una vez que el pozo comienza a bombear y el fluido baja considerablemente en el anular la contrapresión ya no será necesaria.

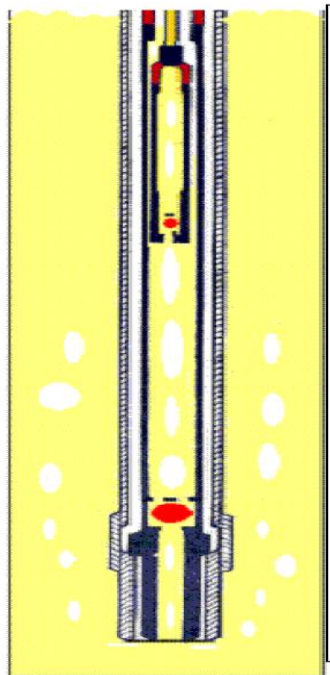
Algunos pozos son capaces de levantar un alto nivel de fluido cuando están parados por cierto tiempo. Estos pozos pueden necesitar contrapresión para bombear correctamente hasta que el nivel de fluido en el anular baja al punto tal que esa dirección se torna más atractiva al gas para escapar.

- **Surgencia a nivel de bomba (Tipo 1).** El efecto de surgencia se produce cuando las burbujas microscópicas de gas a alta presión se encuentran en la entrada del pozo y son atrapadas en el fluido de la misma forma que el dióxido de carbono lo hace en la soda o gaseosa. Debido al extremo peso anular, estas burbujas permanecen estáticas. Cuando la bomba es arrancada las burbujas microscópicas ingresan con el fluido y son transferidas al interior del tubing. Estas pequeñas burbujas comienzan a expandirse en su camino hacia la superficie, y se combinan formando grandes burbujas. Con la presión baja por encima de ellas, las burbujas aumentan su velocidad hacia la superficie arrastrando consigo al fluido.

Este efecto provoca una disminución de presión en el interior del tubing, favoreciendo un rápido movimiento de las burbujas que están a mayor profundidad, vaciándose de esta manera gran parte de la tubería. En estas condiciones, las burbujas que están estáticas en el anular, migran hacia menores presiones atravesando la bomba e ingresando al tubing (ver figura 3). Las bolas de las válvulas son levantadas de sus asientos por burbujas que pasan a alta velocidad, y la bomba ya no produce. En este estado de las cosas, la presión en el anular, que iguala a la de la formación, supera a la presión reinante en el tubing, favoreciendo así que las burbujas sigan migrando hacia el interior del tubing. En

este tipo de bloqueo por gas, la solución es forzar a una de las válvulas a cerrar en su asiento. K. E. Brown no considera a esta situación como bloqueo por gas, sino que lo llama “pozo agitador”.

Figura 3. Bloqueo de gas tipo 1.



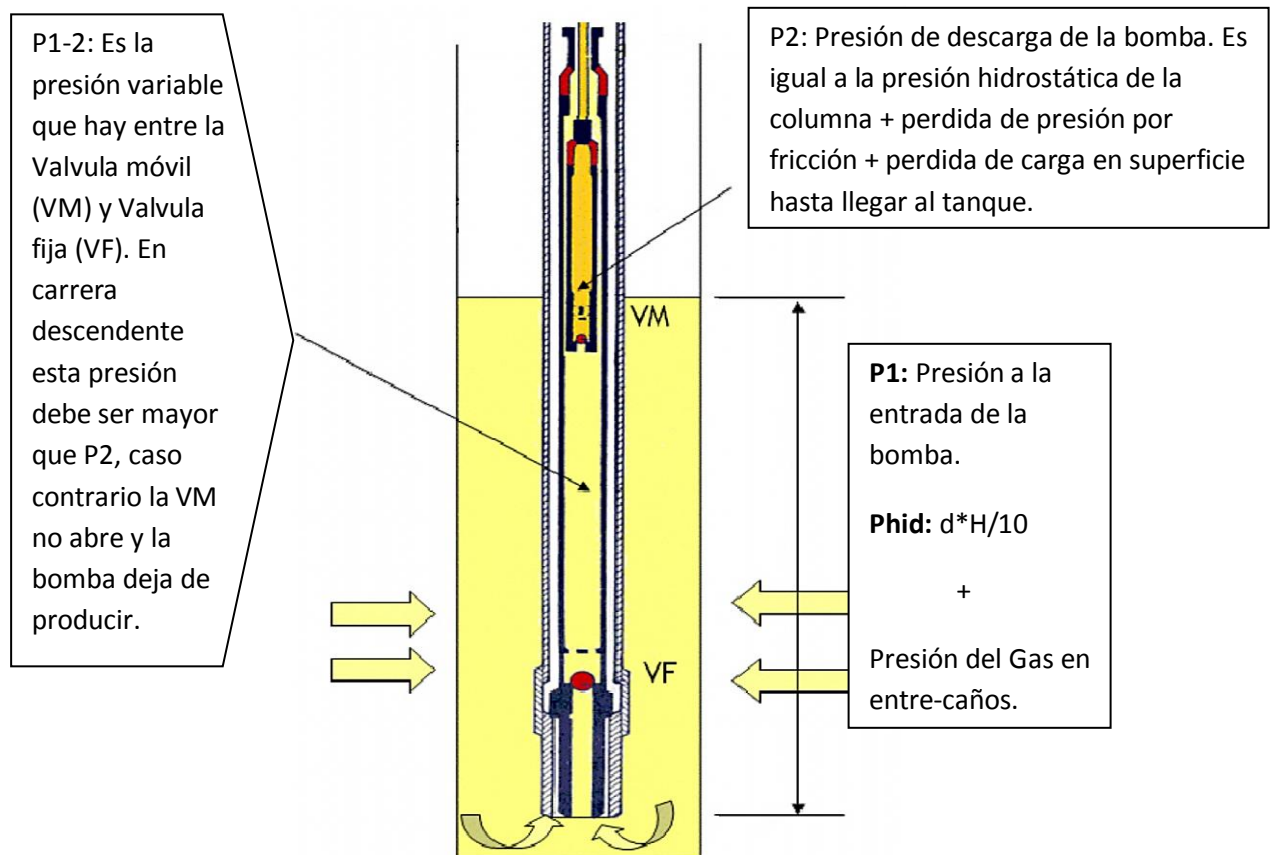
Fuente: Presentación técnica sobre gas de Oil production. (En línea). Pagina web versión HTML. (Citado 08 de Enero). Disponible en internet: <http://www.oilproduction.net/>.

1.3.3.2 Bloqueo de gas Tipo 2. Este bloqueo es fácil de explicar pero mucho más difícil de remediar, por lo tanto la descripción será corta pero la explicación de las posibles soluciones es más larga. Un bloqueo de Tipo 2 ocurre cuando un volumen de gas es atrapado entre válvulas dentro de la bomba. La presión máxima del gas atrapada en la carrera descendente no es suficiente para superar la hidrostática sobre la válvula viajera. Además esta presión no se reduce lo

suficiente en la carrera ascendente para permitir que se abra la válvula fija e ingrese nuevo fluido a la bomba.

Ambas válvulas se mantienen cerradas y la bomba deja de producir. Esto es lo opuesto al bloque de gas de Tipo 1 pero el resultado es el mismo. Como se mencionó anteriormente ambos tipos de bloqueo de gas exhiben los mismos síntomas y son difíciles de diferenciar de una rotura de varillas.

Figura 4. Bloqueo de gas tipo 2.



Fuente: Presentación técnica sobre gas de Oil production. (En línea). Pagina web versión HTML. (Citado 08 de Enero). Disponible en internet: <http://www.oilproduction.net/>.

1.3.4 Soluciones para el bloqueo de gas. Aunque los síntomas son los mismos la forma de solucionarlos es diferente. Obviamente si la presión del gas dentro de la bomba no puede superar la hidrostática sobre la válvula viajera la última cosa que habría que hacer es poner una válvula de contra-presión en el tubing. Esto sucede a veces cuando el problema es mal analizado.

Afortunadamente la naturaleza a menudo rompe este tipo de bloqueo. Dado que la bomba bloqueada no bombea, el nivel de fluido comienza a subir en el anular y continuará subiendo hasta que la presión hidrostática sea suficiente como para forzar la apertura de la válvula fija en el tope de la carrera ascendente. Entonces una pequeña cantidad de fluido entra en la bomba y la válvula fija cierra bajo el mismo y en la carrera descendente la compresión es suficiente como para abrir la válvula móvil y desplazar el gas de la bomba.

El efecto de esta forma de romper el bloqueo en forma natural puede ser bastante dramático para cualquiera que esté cerca del AIB. Cuando esto ocurre, el pistón de la bomba está descendiendo y encuentra poca resistencia por parte del gas atrapado en el interior de la bomba cuando de pronto encuentra el nivel de fluido. El impacto empuja fuera de su asiento a la válvula viajera y descarga el peso de la sarta de varillas sumergidas en un fluido en la válvula fija, o sea en el tubing. Esto es visto en superficie cuando el aparato se sacude sobre su base y se oye un gran ruido. Desafortunadamente este sonido de golpe usualmente es mal interpretado como que la bomba tiende a aprisionarse.

En algunos casos el bloqueo de Tipo 2 puede ser extremadamente obstinado. En estos casos el procedimiento usual es golpear la bomba a pesar de las protestas de sus fabricantes u analistas de bombeo mecánico. En otras palabras, una práctica que es universalmente condenada por todas las autoridades de bombeo mecánico parece ser una práctica aceptada en el campo.

1.3.5 Efecto del gas libre en la bomba de subsuelo. La eficiencia volumétrica de la bomba es definida como la relación entre el volumen de líquido bombeado y la capacidad volumétrica de la bomba.

Ecuación 2.

$$E_v = \frac{V_l}{V_p}$$

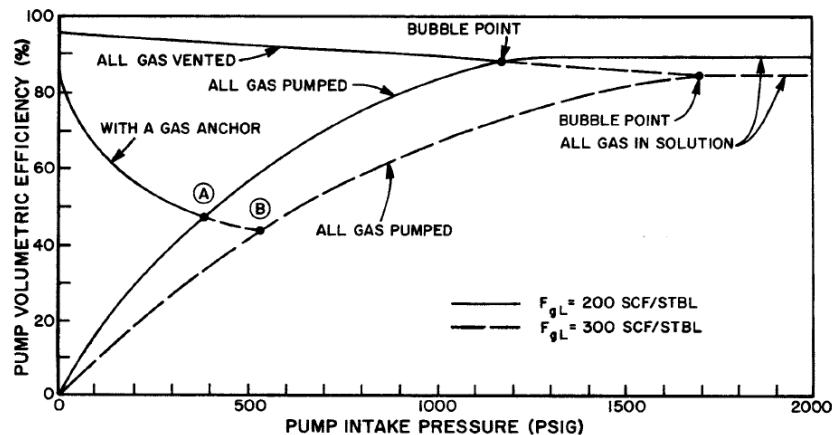
$$\frac{V_l = \text{volumen del liquido Bombeado (bbl)}}{V_p = \text{Capacidad volumetrica de la bomba (bbl)}}$$

En el caso de las bombas de subsuelo para bombeo mecánico convencional, conocidas como de varilla reciprocante, la eficiencia de las mismas se ve afectada por: el deslizamiento del fluido a través del pistón de la bomba, el espacio muerto entre la válvula viajera y la fija y por la interferencia del gas. Si se desprecia el desgaste del barril y las válvulas de la bomba de subsuelo están en buenas condiciones, el único factor inherente al que quedaría sometida la bomba sería el gas. Dicho fluido tiene dos efectos; ocuparía el espacio establecido para el líquido y debido a la compresibilidad del gas se podría generar un bloqueo tanto de la válvula viajera como de la fija. Si se revisa la figura 5, existe un punto denominado de burbuja a partir del cual la eficiencia de la bomba permanece constante y en un valor muy elevado, siempre y cuando las condiciones de presión a la entrada de la misma sean grandes en comparación con dicho punto. Un valor de presión menor al punto nombrado generaría una pérdida en la eficiencia de la bomba, consecuencia de que las burbujas de gas de la solución crecen y empiezan a separarse de la fase líquida, lo que genera que la bomba tenga que hacer más emboladas para extraer una misma cantidad de volumen de líquido.

La bomba de subsuelo debe ser ubicada en una profundidad tal que la presión en la entrada de la misma se aproxime al valor de presión en el punto de burbuja,

pero debido a que la tendencia del pozo con el tiempo es a disminuir la presión de fondo y por lo tanto se necesita un método artificial para extraer el crudo, se puede hacer uso de un elemento adicional denominado Ancla de Gas, el cual a pesar de que no evitará que todo el gas fluya a través de la bomba, a presiones de entrada de la anterior muy pequeñas y lejos del punto de burbuja generará eficiencias volumétricas de alrededor del 90 %.

Figura 5. Eficiencia volumétrica bomba vs Presión de entrada bomba



Fuente: SCHMIDT, Z., DOTY, D.R. y U. OF TULSA. System Analysis for Sucker-Rod Pumping. SPE Production Engineering. [Online]. Mayo 1989. Volume 4 No. 2. p. 125-130.

1.4. ANCLA DE GAS EN BOMBA DE FONDO⁸

La interferencia de gas es uno de los principales factores de la baja eficiencia de la bomba en pozos que producen por Bombeo Mecánico. El gas libre que entra en el

⁸DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander. Tesis de grado. 2007.

espacio entre la válvula viajera y la válvula fija reduce la eficiencia volumétrica de la bomba y los grandes volúmenes de gas libre que pasan a través de la bomba interfieren con la normal acción de las válvulas y reduce la eficiencia volumétrica de la bomba.

Por lo tanto, se vuelve deseable la separación en fondo del gas y el aceite para mejorar la eficiencia volumétrica cada vez que el pozo sea bombeado. Para separar el gas del aceite es necesario desviar el aceite hacia abajo a una tasa menor que la tasa de levantamiento de las burbujas de gas. Si se alcanza una separación de gas y líquido, todo el gas debería fluir por el anular entre el casing y el tubing y entraría al sistema de recolección en la cabeza de casing. El líquido desgasificado entraría a la succión de la bomba y sería producido hacia arriba del tubing. La separación actual de gas del aceite es realizada por gravedad. Las burbujas ascienden a través del aceite a una tasa que depende principalmente de la viscosidad del aceite relativa a la viscosidad del gas. La instalación de un sistema de ancla de gas correctamente diseñado en el fondo de la bomba de fondo permitirá que esta separación ocurra.

1.4.1. Definición ancla de gas.⁹ Es un dispositivo tubular perforado unido al fondo de una bomba de Reciprocante que ayuda a prevenir el candado de gas. El dispositivo funciona sobre el principio de que el gas, siendo más liviano que el aceite, asciende. Tan pronto los fluidos entran al ancla, el gas escapa del fluido y sale del ancla a través de perforaciones cerca del tope. Los líquidos restantes entran a la bomba a través de un tubo dentro del ancla que tiene una abertura cerca del fondo. De esta forma, todo o la mayor parte del gas escapa antes de que los fluidos entren a la bomba.

⁹DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander. Tesis de grado. 2007.

Las Bombas de varilla de succión, al igual que todas las bombas de pistón que trabajan con base en el principio del desplazamiento positivo, están diseñadas para bombear una fase líquida incompresible. Pero la mayoría de los pozos petroleros del mundo producen alguna cantidad de gas, junto con la fase líquida, ya sea como gas libre o como gas disuelto. El gas libre a una presión de succión reduce drásticamente la eficiencia volumétrica de la bomba y en casos más extremos se puede presentar un bloqueo por gas, lo cual hace detener completamente la acción de bombeo. Además, se pueden presentar otros problemas operacionales como fallas en las varillas y la bomba ocasionadas por el golpeteo del fluido y gas y las pérdidas de la producción de líquido. Por esta razón es que la interferencia del gas es considerada como uno de los mayores enemigos que enfrenta el ingeniero de producción al trabajar con Bombeo Mecánico.

Los separadores de gas de fondo utilizados en el Bombeo Mecánico con frecuencia se denominan segregadores de gas. Todos los segregadores de gas operan sobre el principio de la separación gravitacional. Los líquidos, que son más densos que el gas, fluyen hacia abajo, pero el gas dada su baja densidad específica, tiende a ascender en los líquidos por el anular entre el casing y el tubing.

1.4.2 Funcionamiento del ancla de gas. El ancla de gas trabaja así: La mezcla gas aceite fluye dentro de la cara de pozo de la formación productora a través de las perforaciones en el casing. Las burbujas más grandes tienden a subir directamente a la superficie y se separa como gas libre en el casing. Una porción de las burbujas medianas y pequeñas son sacadas dentro de las perforaciones del ancla de lodo por succión de la bomba. Como la mezcla es sacada a través del cuerpo del ancla de lodo, las burbujas tienden a ascender a la cima del ancla y revientan libremente como burbujas más grandes. Mientras más burbujas suban, el líquido descendente se vuelve menos agitado y las burbujas ascendentes más pequeñas y lentas tienen oportunidad de separarse del aceite. Esto quiere decir

que como el aceite desciende en el ancla, libera cada vez más gas, y si el ancla tiene suficiente capacidad de separación, la succión de la bomba a través del tubo de inmersión será aceite completamente libre de gas. Para realizar esto y separar gas del aceite, es primordial que la velocidad de ascenso de las burbujas sea mayor que la velocidad de descenso del aceite.

Si la velocidad de descenso del aceite es mayor que la velocidad de ascenso de las burbujas de gas, no ocurrirá separación y el gas será llevado dentro de la bomba. Por lo tanto es importante conocer la velocidad final de ascenso de las burbujas de gas en el líquido para que el ancla de gas se pueda diseñar y asegurarse de que la velocidad descendente del líquido sea menor que la velocidad ascendente del gas.

1.4.3 Clasificación de anclas de gas. Las anclas de gas son dispositivos especiales utilizados para mejorar la eficiencia de la bomba, desviando el gas libre a través del anular.

El espacio anular de la tubería de revestimiento ofrece una forma ideal para conducir el gas separado hasta la superficie.

La segregación de gas más eficiente y sencilla es la del segregador de Gas Simple (Ancla Simple). Este segregador utiliza la parte inferior del espacio anular de la tubería de revestimiento como un sumidero para la separación del gas. La característica más importante es que la bomba es colocada a corta distancia, por debajo del nivel de las perforaciones más inferiores de la tubería de revestimiento, quedando la succión de la bomba a una profundidad mucho mayor que en la cara de la arena, donde los fluidos de formación ingresan al pozo. El fluido del pozo, líquido y gas, deben moverse hacia abajo para ingresar a la bomba. Durante su trayectoria el líquido tiene una velocidad descendente mientras la velocidad del gas es dirigida hacia arriba haciendo que el gas continuamente suba por el

espacio anular por encima del nivel del fluido. El espacio anular se mantendrá abierto en superficie, para que el gas separado pueda salir del pozo, asegurando un proceso continuo de separación.

Las Anclas de gas, de acuerdo a su configuración, se clasifican en:

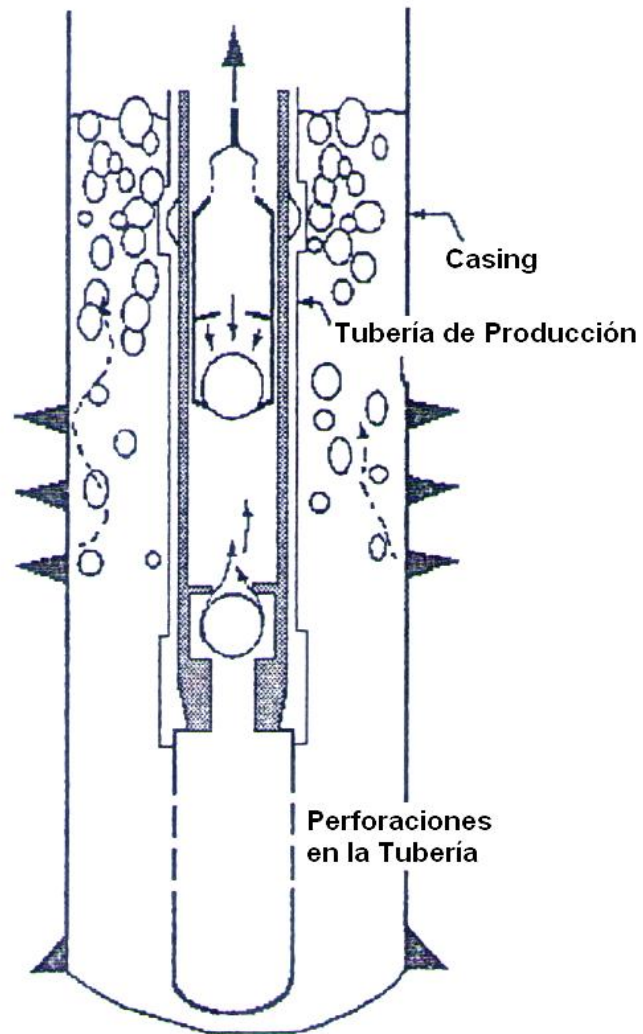
- Ancla de gas Simple
- Ancla de gas simple modificada
- Ancla de gas tipo empaque
- Ancla de gas niple perforado (POORBOY)
- Ancla de gas tipo copas
- Ancla de gas tipo multicopas

1.4.3.1 Ancla de Gas Simple. Se fundamenta en la profundización de la bomba y esto ayuda a que la presión de la columna hidrostática aumente, permitiendo que el gas escape fácilmente y el líquido por su densidad baje y entre en la bomba. En la figura 6 se observa un esquema de ancla de gas simple.

Es el tipo de ancla más comúnmente utilizado debido a la sencillez en su diseño, por lo general los resultados de la aplicación de este tipo de ancla son buenos en pozos cuya cantidad de gas producido puede ser manejado y segregado a través de las ranuras fabricadas en el ancla.

No se recomienda este tipo de dispositivo en pozos con producción de arena, pues puede ocurrir atascamiento del tubo del ancla y presenta dificultad para levantar la sarta de tubería, por otra parte, tampoco es eficaz cuando las presiones de fondo del pozo son muy altas, capaces de formar las burbujas.

Figura 6. Ancla de Gas Simple.



Fuente. THETA ENTERPRISES. Bombeo Mecánico. Optimización. Entrenamiento Levantamiento Artificial.

1.4.3.2 Ancla de gas simple modificada¹⁰. Es similar la manera de separación del gas que en un ancla sencilla, la diferencia estriba en las perforaciones del ancla las cuales se encuentran en la parte inferior del tubo.

Se utiliza en pozos donde la separación entre el fondo del pozo y las perforaciones del revestidor es crítica. A veces este dispositivo es más eficiente que el ancla de gas simple porque el tubo de succión instalado por debajo del niple de asentamiento de la bomba es de diámetro mucho menor, no se recomienda en pozos con producción de arena.

1.4.3.3 Ancla de gas tipo empaque. Consiste en un niple perforado en la parte superior y un tubo de succión, comunicado con el ancla revestidor en la parte inferior, a diferencia de las otras no lleva tubo de barro, sino que está instalada sobre un empaque.

La separación se realiza cuando el fluido pasa a través de la empaquetadura hasta la parte superior del tubo ranurado, las burbujas de gas suben y los líquidos pesados caen para llegar a la bomba, por medio del tubo de succión.

Este tipo de anclas se utiliza en pozos con alta producción de gas y no son recomendables cuando se produce arena debido a que esta tiende a depositarse en el empaque.

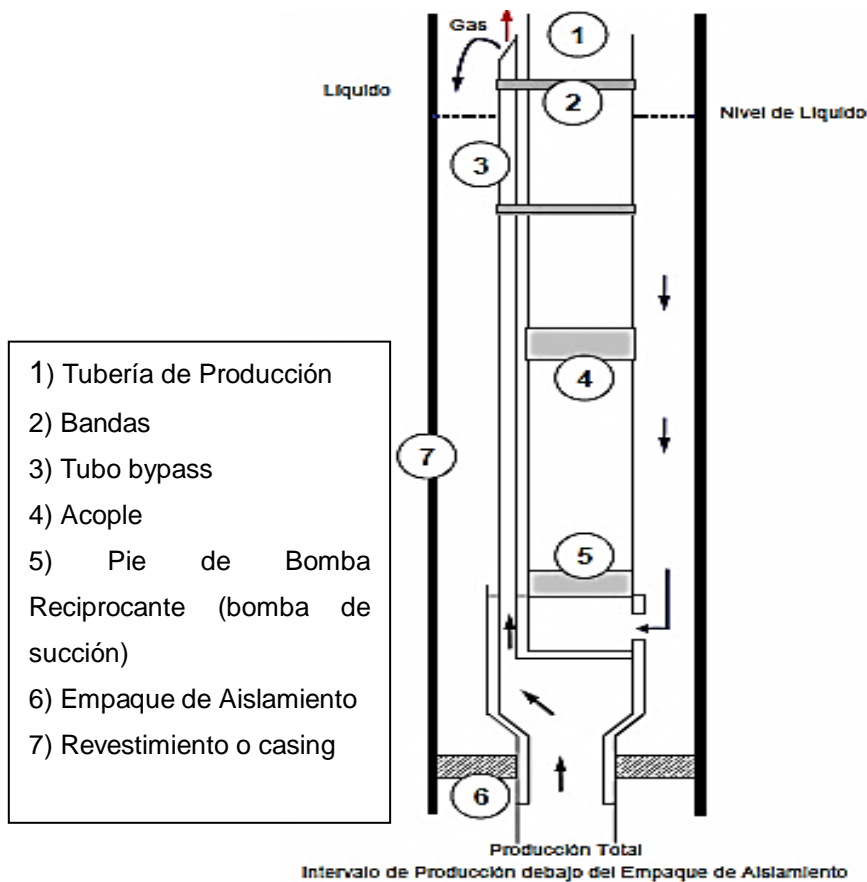
Es recomendable instalar este tipo de anclas por encima de las perforaciones para que exista separación antes de llegar a la bomba de subsuelo. El ancla se coloca con la entrada del tubo de succión hacia abajo y se instala en la parte inferior de la zapata de la bomba. A diferencia de las otras anclas, no lleva tubo de barro. En la parte de abajo, va instalada una empaquetadura del tipo "TIW".

¹⁰VELAZCO, Daniel. Estudio del método de producción de bombeo mecánico mediante varillas de succión en el Ecuador, Universidad Tecnológica Equinoccial, 2009.

Este tipo de ancla, tiene la desventaja de ser demasiada costosa con respecto a los otros tipos de ancla y limita la profundidad de colocación de la bomba hasta el tope de las perforaciones del casing ya que no puede bajarse dentro de él.

El petróleo y el gas fluyen a través de la empaquetadura y por un lado del tubo de succión. Al salir por las perforaciones el petróleo cae sobre la empaquetadura mientras el gas, por ser más liviano sube por el espacio anular. (Ver figura 7).

Figura 7. Esquema de ancla de gas con empaque.



Fuente. DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander, 2007.

1.4.3.4 Ancla de gas niple perforado (Poorboy). Este tipo de ancla consta de un niple perforado, con la adición de un tubo concéntrico para la succión y otro para la recolección de sedimentos (tubo de barro). Este tipo de ancla se usa frecuentemente en pozos ligeramente arenosos, donde el nivel de líquido está cerca del fondo del pozo; sin embargo, puede ser utilizada a cualquier profundidad. (Ver figura 8).

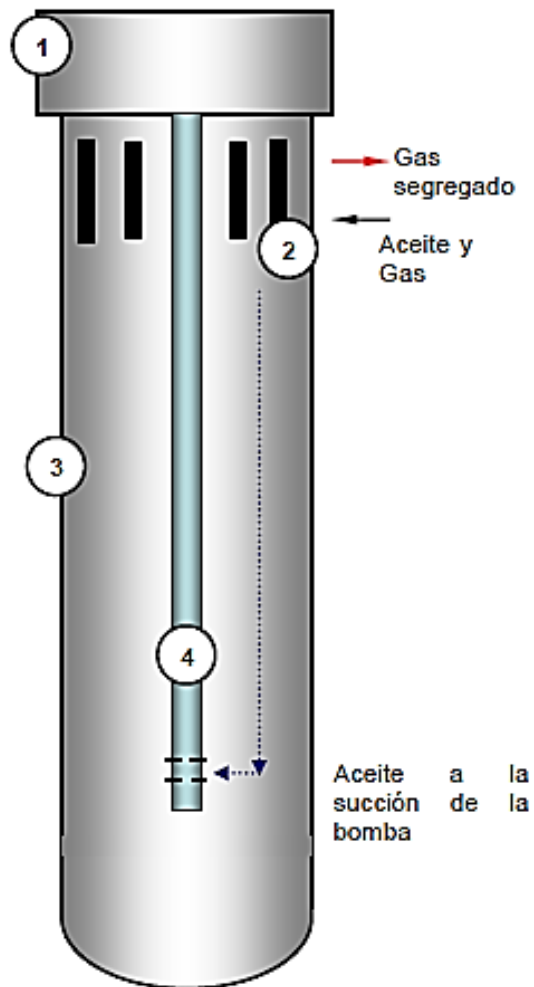
1.4.3.5 Ancla de gas tipo copas.¹¹El ancla Hague o de Copa (Figura 9) tiene un canal de metal soldado alrededor de la circunferencia de la pared del ancla inmediatamente debajo de cada juego de aberturas. A medida que el líquido y el gas se producen desde la formación, se mueven hacia el lado superior del agujero, y ésta es el área que tiene el mejor radio hidráulico. Las copas desvían el fluido para que pase por las aberturas de entrada del ancla. Pero el movimiento hacia arriba del líquido deberá detenerse finalmente y el líquido debe drenarse hacia abajo al lado inferior del agujero.

Durante este movimiento hacia abajo, el gas libre tiende a escapar hacia arriba y el líquido, libre de gas, es captado en los canales desviándose hacia el interior del ancla.

1.4.3.6 Ancla de gas tipo Multicopas. Consiste en un tubo y una serie de copas alrededor con orificios dentro de ellas; se diferencia de la anterior por poseer mayor número de copas y no requerir de tubo adicional de succión ya que el tubo principal hace las veces de éste. Se utiliza en pozos con alta producción de gas, y sin producción de arena, casos donde el ancla de copas no es efectiva.

¹¹DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander, 2007.

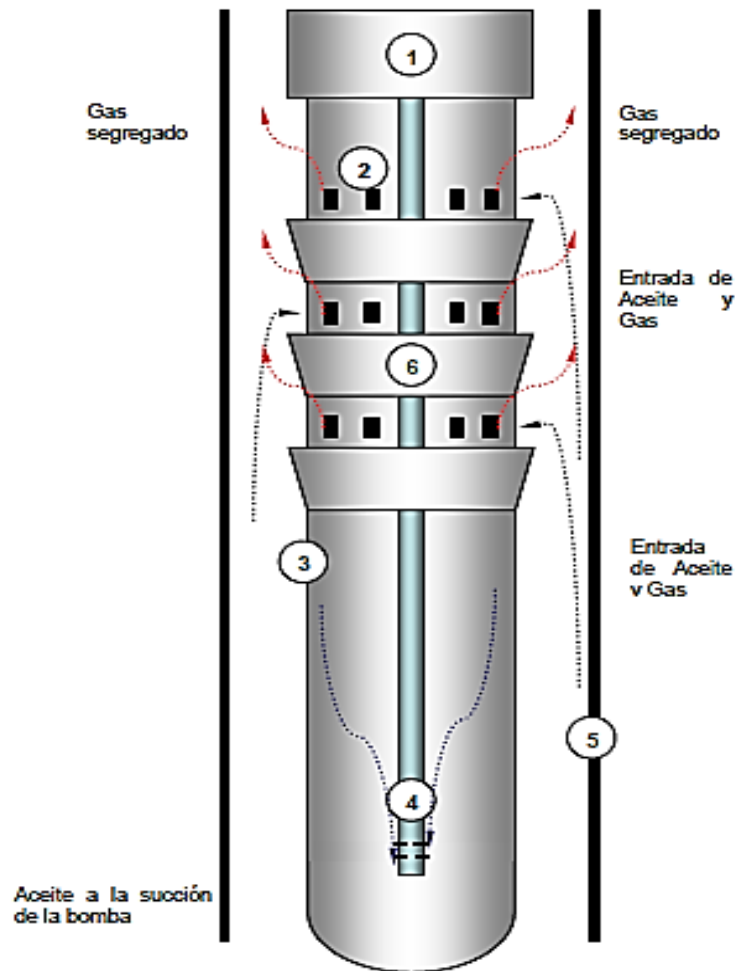
Figura 8. Esquema de ancla de gas tipo PoorBoy.



- 1) Cuello de tubería
- 2) Ranuras de 1/8 X 4 “
- 3) Tubería de 3/2” Ancla de lodo
- 4) Tubería de 1/4”. Ancla de Gas

Fuente. DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander, 2007.

Figura 9. Esquema de ancla de gas con copas.



- 1) Cuello de tubería
- 2) Ranuras de separación
- 3) Ancla de lodo
- 4) Tubo de inmersión
- 5) *Casing*
- 6) Copa

Fuente. DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander, 2007.

1.5. PARÁMETROS DE DISEÑO DE ANCLA DE GAS¹²

Los principales parámetros en un diseño de ancla de gas son:

- Velocidad de burbuja de gas.
- Diámetro del ancla de lodo.
- Longitud del tubo de inmersión o de mosquito (Diptube).
- Las caídas de presión asociadas con el sistema de ancla de gas.

La velocidad de burbuja de gas de 0,5 [ft/s] es una suposición si la gravedad API del líquido es mayor a 30, el flujo es turbulento y la temperatura es mayor a 100°F. Los principios detrás de la operación de un ancla de gas eficiente se presentan con sugerencias sobre cómo se pueden diseñar anclas de gas más eficientes para ingenieros de producción.

1.5.1 Velocidad Terminal de Burbuja de Gas. La velocidad Terminal de ascenso es la máxima velocidad hacia arriba que una burbuja de gas alcanzará en un líquido para un radio de burbuja dado, viscosidad de líquido, y densidad diferente entre dos fases. La velocidad Terminal de una burbuja de gas en un líquido está dada por la Ley de *Stokes* (Ecuación 3)

Ecuación 3.

$$U = \frac{2g \rho_1 - \rho_2 R_b^2}{9\mu}$$

Donde:

¹²DIAZ CABRERA, Jorge; LOPEZ URIBE, Juan. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite. Aplicación campo Payoa. Universidad Industrial de Santander, 2007.

U : Velocidad terminal de ascenso de burbuja, en estado estacionario, [ft / s]

g : Aceleración de la gravedad, 32,17 [ft / s²]

ρ_1 : Densidad del líquido, [lbm / ft³]

ρ_2 : Densidad del gas, [lbm / ft³]

R_b : Radio esférico equivalente de burbuja de gas, [ft]

μ : Viscosidad de líquido, [lbm / (ft –s)]

Todas las variables de la Ley de *Stokes* se pueden cuantificar fácilmente por datos PVT o uso de correlaciones, excepto por el radio esférico equivalente de burbuja de gas. Peebles y Garber determinaron de sus trabajos experimentales que un pequeño radio equivalente de gas estaría en el rango de 0,002 a 0,005 pies. Cuatro regiones distintas de movimiento en líquidos se identificaron: Flujo Laminar y Flujo Transitorio en el cual la velocidad terminal de burbuja de gas es función del radio equivalente de burbuja de gas, viscosidad del líquido, y la diferencia de densidad entre las dos fases y dos tipos de movimiento de burbuja correspondientes al flujo turbulento. En la tercera región la velocidad de burbuja es función de la tensión superficial, la densidad del líquido y el radio equivalente de burbuja de gas. La cuarta región, que es altamente turbulenta, es diferente de la tercera región porque la velocidad de burbuja no está en función del radio equivalente de burbuja de gas.

Los dos tipos de movimiento dentro de las regiones turbulentas resultan de la variación de la deformación de la burbuja de gas. En estas distintas regiones de flujo, el Número de Reynolds resultó ser la variable independiente primordial en la correlación de los datos experimentales.

Los límites de cada una de las cuatro regiones de comportamiento de las burbujas se determinaron como una función del número de Reynolds. Basados en los resultados experimentales, se desarrollaron cuatro ecuaciones para proveer estimaciones para la velocidad terminal de burbuja de gas para cada región.

Dependiendo de la región de flujo, que se determina por el número de Reynolds, una de estas cuatro ecuaciones se usa para determinar la velocidad terminal de la burbuja de gas en el líquido.

1.5.2 Área del Ancla de Lodo. Una vez que se determina la velocidad terminal de burbuja de gas, el área del ancla de gas debe calcularse usando la ecuación 4.

Ecuación 4.

$$AMA = \frac{0,00935 * QL}{(U * EV)}$$

Donde:

AMA: Área del ancla de lodo, [in²]

QL: Caudal, [STB / D]

U: Velocidad terminal de ascenso de burbuja, en estado estacionario, [ft / s]

EV: Eficiencia Volumétrica de Bomba

El área del ancla de lodo calculada de la ecuación 4 será bastante grande para que la velocidad hacia abajo del aceite, sea menor que la velocidad hacia arriba del gas, permitiendo así al gas separarse del aceite. Si la tasa de producción y la eficiencia de la bomba se asumen constantes, entonces la única forma para disminuir la velocidad hacia abajo es incrementar el área de flujo dentro del ancla de lodo. Se vuelve evidente que el separador de gas más perfecto posible sería uno con el área más grande paso abajo con las limitaciones de espacio del casing.

La aproximación más cercana a un separador ideal de gas ocurre en pozos donde es posible fijar la bomba en un punto de entrada de gas más bajo dentro del pozo. Cuando esto ocurre, el espacio anular entero entre el tubing y el casing se vuelve el área de paso hacia abajo del separador.

Infortunadamente, esta situación ideal es raramente posible porque, en muchos pozos, es indeseable correr tubería al fondo. También en la mayoría de los pozos, hay alguna entrada de gas a través de la sección perforada, y el bombeo cerca del fondo permitiría que entrara gas a la bomba. Es conveniente en muchos casos lograr la separación directamente debajo de la bomba así que el punto de entrada de gas en el pozo es de mínima importancia. El factor más importante es proporcionar un área tan grande como sea posible en el área de paso hacia abajo para reducir al mínimo la velocidad del líquido y eliminar el gas llevado dentro del tubo sumergido (tubo de alimentación)

1.5.3 Área del Tubo de Inmersión. En el diseño de ancla de gas, el diámetro de tubo sumergido debe ser tan pequeño como sea posible sin crear una considerable caída de presión mientras que el aceite se mueva hacia arriba dentro de la bomba. Manteniendo el diámetro del tubo de inmersión (tubo de alimentación) al mínimo, el área para la separación del gas y aceite dentro del ancla de lodo es maximizada. Por lo tanto, una tubería de pared delgada para el tubo de alimentación debe usarse.

Una regla en el pasado había sido usar una tubería de pared fina de una pulgada. Este tamaño de tubo puede ayudar a incrementar el área interna del ancla de lodo, pero puede perjudicar el proceso de separación por incremento de la caída de presión dentro del tubo de alimentación. El diámetro del tubo de inmersión se determina haciendo cálculos de diseño de ingeniería usando programas de computadora para hacer corridas para diferentes diámetros de tubería de inmersión, tasas de flujo y caídas de presión mientras se mantiene constante la longitud de la tubería de inmersión, la gravedad del aceite y la temperatura.

1.5.4 Longitud de Tubería de Inmersión. La longitud del tubo de inmersión debería ser sostenida en un mínimo para reducir la caída de presión. Por otra parte, la tubería de inmersión debe ser lo suficientemente larga para proporcionar

un volumen estacionario adecuado entre el fondo de las ranuras del ancla de lodo de modo que la separación del gas y el aceite tenga el tiempo adecuado de ocurrir. Realmente, la longitud vertical requerida normalmente no es muy grande, excepto donde el problema es de separación de espuma. Unos pocos pies son normalmente adecuados. En el pasado, una regla había sido usar dos volúmenes de bomba como volumen estático entre el fondo de las ranuras del ancla de lodo y el tope de las ranuras del tubo de inmersión. De acuerdo con este volumen y el área del ancla de lodo, la longitud del tubo de inmersión se puede calcular usando la ecuación 5:

Ecuación 5.

$$LTD = \frac{2 * SL * D^2 * 0.785}{AMA}$$

Donde:

LDT: Longitud del tubo de inmersión, [in]

SL: Longitud del Recorrido (Stroke) de la bomba, [in]

D: Diámetro de la bomba, [in]

AMA: Área del ancla de lodo, [in²]

Esta aproximación se tomó para asegurarse de que no se saca ningún líquido fuera del ancla antes de someterse al proceso de separación. Las caídas de presión asociadas con las longitudes de tubería de inmersión que eran calculadas para tasas de fluido realistas fueron absolutamente pequeñas, mientras que el diámetro del tubo de inmersión fue igual a, o mayor a, 1 pulgada.

1.5.5 Ancla de Gas / Perforaciones de la Tubería de Inmersión. El área de las perforaciones del ancla de lodo debe ser tan grande como sea posible. Otro

parámetro ha sido hacer esta área igual entre dos y cuatro veces el área del anular entre el ancla de lodo y la tubería de inmersión.

El área de las ranuras del tubo de inmersión debe tener un área igual a cuatro veces el área de la válvula fija. Lo más importante aquí es cerciorarse que el área es suficiente de modo que no ocurran caídas de presión a través de estas ranuras de las cuales se lance el gas. El área de las perforaciones en el tubo de inmersión fue maximizada aumentando la longitud del tubo. La caída de presión subsiguiente asociada con este incremento de longitud es pequeña.

1.5.6 Cálculos de Caída de Presión. El sistema de ancla de gas es dividido en tres partes para calcular la caída de presión y la cantidad de gas liberada en cada sección. Las correlaciones y ecuaciones fueron usadas para calcular las caídas de presión y la cantidad de gas en cada sección.

- **Sección 1.** Es la distancia del punto medio de las perforaciones en el casing al punto medio de las perforaciones en el ancla de lodo. Este segmento consiste en dos partes:

Sección 1a, es el flujo en el casing debajo del ancla de lodo y Sección 1b, el flujo entre el ancla de lodo y el casing. En la sección 1a, el diámetro del casing es usado para calcular el área de flujo. En la sección 1b, un diámetro hidráulico equivalente es sustituido por el diámetro para explicar el flujo entre el ancla de lodo y el casing. Sobre esta distancia una presión diferencial es calculada y entonces usada para determinar la cantidad de gas liberado con la caída de presión. En esta área, el diseño sugiere que la caída de presión sea tan grande como sea posible para que la salida de gas del pozo escape en el anular y se produzca a través del casing. Fijando la bomba encima del agujero tan lejos como sea posible, se puede aumentar la caída de presión. Sin embargo, el nivel de

fluido todavía debería estar lo suficientemente lejos arriba de la bomba para evitar el apagado de esta.

- **Sección 2.** Esta relaciona la caída de presión entre el punto medio de las perforaciones del ancla de lodo al punto medio de la perforaciones en el tubo de inmersión. Aquí el fluido está viajando hacia abajo y hay un incremento de presión mientras no se libera gas. También en este segmento, las caídas de presión a través las perforaciones en el ancla de gas y la tubería de inmersión se calcula para asegurarse de que no ocurra caída de presión y que no se libere gas.

El área de las perforaciones en el tubo de inmersión se ajusta igual a cuatro veces el área de la válvula fija que demostró ser adecuada de modo que no se liberó gasa través de las perforaciones de la tubería de inmersión.

- **Sección 3.** Esta es la distancia del fondo de la tubería de inmersión al fondo de la entrada de la bomba. Cualquier gas que se libera en el tubo de inmersión debe ser conducido por la bomba y por consiguiente disminuirá la eficiencia de la bomba. Para disminuir la caída de presión en el tubo, es necesario llevar al máximo el diámetro y minimizar la longitud del tubo de inmersión. Sin embargo, esto es perjudicial para el proceso de separación que está tomando lugar dentro del ancla de lodo. Maximizando el diámetro del tubo de inmersión decrece el área del ancla de lodo en el cual la separación ocurre.

Minimizando la longitud del tubo de inmersión, reduce al mínimo la longitud en el cual el proceso de separación tiene tiempo de ocurrir.

El diseño del Ancla de Gas es un problema de optimización en el cual una mínima caída de presión a través del tubo de inmersión es balanceada con su longitud y su área en una aproximación de ingeniería para permitir que el proceso de separación ocurra.

1.6 PROCEDIMIENTO DE IMPLEMENTACIÓN DEL ANCLA DE GAS

La implementación del sistema inicia con la búsqueda del pozo o los pozos, un análisis del pozo o pozos problema (pozos con diferida de producción) mediante una toma de dinagramas que revelarán el problema o problemas de gas en el equipo de subsuelo.

Una vez se ha determinado que la diferida de producción del pozo se debe a los problemas de gas, se determina cual es el mejor método de separación que se puede aplicar al pozo o pozos en cuestión, teniendo en cuenta además la producción de arena, ubicación de intervalos, etc.

La implementación del Ancla de Gas como tal, se realiza a través de un Well Service o mantenimiento de pozo con una unidad básica o Rig de Workover. Esta actividad de campo se describe a continuación:

1. Mueva el equipo de servicio a la localización del pozo.
2. Realice reunión pre-operacional sobre la actividad a realizar y los peligros potenciales de la operación.
3. Descargue el pozo al quemadero, hasta que la presión de cabeza de pozo ceda, permitiendo realizar el trabajo, si no es posible, cargar en el tanque aceite o agua (dependiendo del pozo) y bombear al pozo controlándolo y calculando los strokes necesarios para dejar una columna de 1000 pies por encima de los intervalos.
4. Desmante la “cara de caballo” con ayuda de la línea winche de la unidad.
5. Retire la Barra lisa y la stuffing box colocándola sobre los burros de varilla.
6. Proceda a retirar la Sarta de varillas en triples a la torre, recupere la bomba, envíela al taller para su revisión y reparación.

7. Retire el Flange de bombeo con mucho cuidado de no aumentar más de 15000 libras por encima de la tensión que tiene la tubería al llegar al pozo (calcule el peso).
8. Con el peso de la tubería, proceda a colocar en punto muerto, quitándole la tensión y con la llave hidráulica, comience a rotar la tubería 9 veces a la derecha para desasentar el ancla de tubería.
9. Una vez verificado que se desasentó el ancla de tubería, proceda a retirar la sarta de tubería en paradas a la torre, recupere el asiento de la bomba (Seating nipple), revise y calibre el diámetro interno (1780 milésimas para 2-3/8" y 2250 para 2-7/8").
10. Conecte con una botella de 3-1/2" a 2-7/8" la nueva ancla de gas a la sarta de tubería.
11. Proceda a bajar la tubería junto con el ancla de gas.
12. Instale el pumping flange o flange de bombeo.
13. Pruebe la bomba en superficie, si la prueba resulta OK, corra la sarta de varillas junto con la bomba en el pozo.
14. Monte la barra lisa y el stuffing box, sienta la bomba, deje caer el peso de la sarta de varillas sobre la tubería, realice conexiones de bomba, llene la tubería calculando la capacidad de esta con aceite o agua dependiendo del pozo.
15. Una vez llena la tubería, pare el bombeo, cierre las válvulas, conecte un pony rod de 4 pies a la barra lisa, mida el recorrido y con el bloque viajero, trabaje la sarta arriba y abajo, aumentando la presión en la tubería y probando la bomba y ésta al mismo tiempo. Aumente la presión hasta 600PSI, mantenga por 10 minutos, si la prueba resulta OK, siga al siguiente paso.
16. Verifique el recorrido, monte la cara de caballo, instale el carrier bar debajo de la grapa.
17. Ponga en funcionamiento la unidad, verificando que no quede con golpe la bomba de subsuelo, si esta queda golpeando, proceda a espaciar de nuevo la sarta.
18. Rigdown.

Cuando se termina la implementación física del ancla de gas se determina su efectividad mediante pruebas extensas de producción que comprueben que el pozo está produciendo el potencial esperado.

2. CAMPO ESCUELA COLORADO

2.1 GENERALIDADES DEL CAMPO ESCUELA COLORADO

El Campo Escuela Colorado es un convenio suscrito entre la Universidad Industrial de Santander y ECOPETROL S.A que tiene como fin el desarrollo científico, tecnológico e investigativo aplicado al área de los hidrocarburos. Además provee a los alumnos, un espacio físico para la aplicación práctica de sus conocimientos. El objetivo principal de este convenio, es que la Universidad Industrial de Santander incorpore un componente práctico a su oferta académica, y que la industria petrolera nacional disponga de un laboratorio para la experimentación y desarrollo de nuevas tecnologías orientadas a aumentar la producción de crudo en el país.

2.1.1 Ubicación. El Campo Colorado está localizado en la Cuenca del Valle Medio del Magdalena, en la provincia estructural del piedemonte occidental de la Cordillera Oriental, al sureste del municipio de Barrancabermeja (Santander), y al sur del Campo La Cira – Infantas, en el área de la antigua Concesión de Mares.

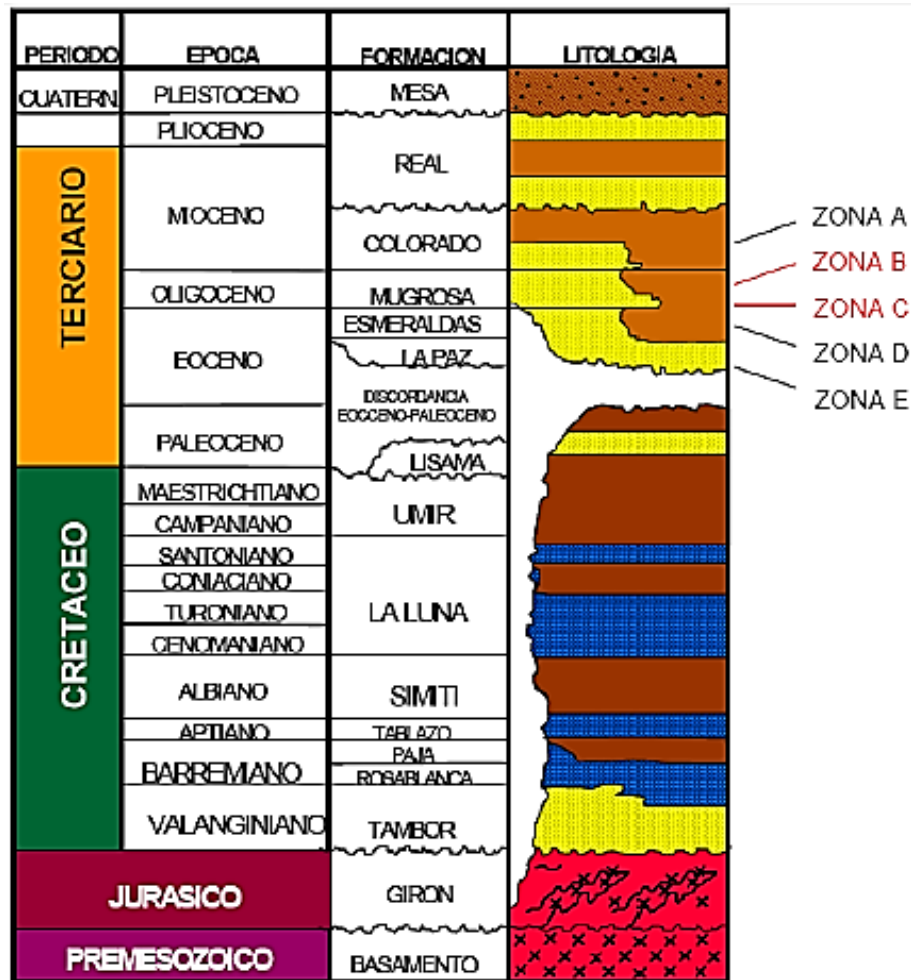
Figura 10. Localización del Campo Colorado



Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

2.1.2 Descripción Geológica. El petróleo del Campo Colorado se extrae principalmente de la Formación Mugrosa (Zonas B y C) y Esmeraldas (Zona D), de edad Oligoceno – Mioceno Inferior, depositada en un sistema fluvial meándrico, caracterizadas por intercalaciones de depósitos de areniscas y lodolitas continentales.

Figura 11. Columna Estratigráfica de Valle Medio del Magdalena



Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

La estructura del Campo Colorado está conformada por un anticlinal asimétrico en el cual se presenta un gran número de fallas que dividen al campo en seis bloques, con lo cual se asemeja un modelo geológico, que el Campo está compartimentalizado como se ilustra en la figura 11.

Las areniscas de la Formación Mugrosa se dividen en cuatro unidades operacionales en el Campo Colorado con una porosidad promedio de 12.9% para la Zona B1, 13.5 % para la Zona B2, 15.7 % para la Zona C1 y 19.6 % para la

Zona C2; con un espesor promedio de 42.3 pies en cada zona. En el Campo Colorado se han realizado una serie de estudios básicos, donde se han determinado las características del yacimiento, expuestas en las tablas.

Tabla 1. Datos básicos de las propiedades de las arenas

Parámetro	Arena B	Arena C	Arena D	Arena E	Unidad
Temperatura de Yacimiento	114	174	186	186	°F
API @ 60 °F	41.2	39.7	40.1	40.1	° API
Profundidad Promedio	1800	3500	4700	5600	Ft
Presión de Burbuja, Pb	648	2078	2958	2958	Psia
Viscosidad a Pb	1.64	0.462	0.441	0.442	Cp
Bo @ Pb	1.091	1.401	1.373	1.373	RB/STB
Porosidad	15.7	14.5	13	13	%
Saturación inicial de agua	40	40	50	50	%
Aceite Original	20.062	37.336	0.507	0.157	MMBls
Espesor promedio de arena	50	57	25	25	Ft
Área	634	1083	---	---	Acres

Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

Tabla 2. Datos básicos del yacimiento

Parámetro	Unidad
Espaciamiento	30 - 30 Acres
Pozos Perforados	75
Pozos Activos	7
Pozos Produciendo	4
Aceite original estimado, OOIP	59 MMBls
Reservas primarias producidas, Np	8.59 MMBls
Factor de recobro, % FR	14.6 %

Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

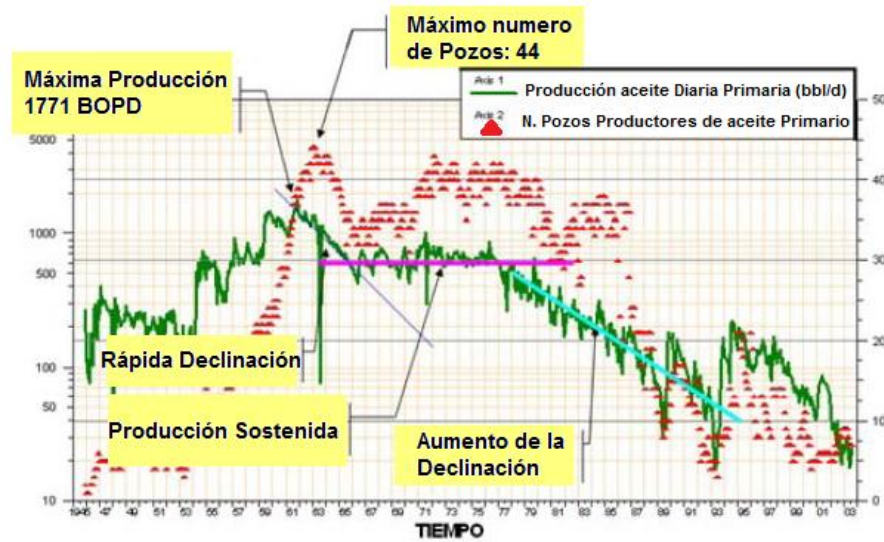
2.1.3 Historia de Desarrollo y Producción. La etapa de exploración del Campo fue realizada entre 1923 y 1932 por la compañía TROPICAL OIL COMPANY – TROCO, con la perforación de 7 pozos de los cuales todos, excepto el C-7, fueron abandonados por problemas mecánicos. Posteriormente, entre 1945 y 1946 la compañía inició una segunda fase exploratoria perforando un total de 8 pozos adicionales.

Entre los años de 1953 a 1964, ECOPETROL desarrolló completamente el campo, mediante la perforación de 60 pozos para un total de 75 pozos perforados en la estructura.

El Campo Colorado inició producción oficialmente en el año de 1945 con una tasa de 300 BOPD y alcanzó su producción máxima, en el año de 1961 con un caudal de 1771 BOPD, declinando rápidamente, llegando así a un caudal de 467 BOPD en el año de 1966, caracterizándose este período por la pérdida de pozos productores debido a diferentes problemas mecánicos, como el taponamiento de las líneas por parafinas.

A partir de 1966 y hasta el año 1976 se mantuvo con una producción promedio de 670 BOPD. Desde 1976 se empezó a notar un aumento en la declinación, pasando de 692 BOPD en 1976 a 47 BOPD en 1989, desde entonces se ha mantenido en un promedio de 20 a 30 BOPD. El máximo número de pozos activos simultáneamente se alcanzó en 1963 con un total de 44 pozos.

Figura 12. Historia de Producción del campo Colorado.



Fuente: GIL, H. Julián. Y ROLON, H. Jose. Selección, diseño y prueba de nuevos sistemas de Levantamiento Artificial. Aplicación al Campo Colorado. UIS. Tesis de grado. 2009.

Las producciones acumuladas de los 75 pozos perforados han sido muy pobres, donde solamente un pozo, ha producido más de medio millón de barriles y 20 pozos han producido más de doscientos mil barriles. De acuerdo al último reporte, el aceite original estimado es de 59 MMBls y las reservas primarias producidas son 8.59 MMBls con un factor de recobro actual de 14.6 %. Actualmente el campo tiene 5 pozos activos con una producción entre 20y 30 BOPD, a partir de los pozos COL 37, COL 38, COL 70, COL 75, COL 25; además se están realizando campañas de reacondicionamiento de los pozos con el fin de incrementar la producción en el campo.

2.1.4 Tipo de yacimiento. En el Campo Colorado existe un yacimiento de aceite liviano y gas con una gravedad entre los 36°API y 42 ° API. Se tiene reportada una presión inicial de 506 Psia en la Zona B a 1900 pies MD y 2208 Psia en la Zona C. La máxima producción fue de 1771 BOPD a Noviembre de 1961 hasta llegar a un

valor de 430 BOPD a Junio de 1966. A Diciembre de 2003 se habían extraído 857 MMBO con un corte de agua mínimo, el mecanismo de producción predominante en el Campo Colorado es empuje por gas en solución.

El aceite original estimado es 121 MMBO y las reservas primarias producidas son de 8.57 MMBO con un factor de recobro actual de 7.024%.

El yacimiento presenta poca continuidad lateral en los cuerpos arenosos, que unida a la baja energía del yacimiento y sus arenas delgadas (por debajo de los 20 pies de espesor), hacen que la producción acumulada de los pozos esté muy por debajo de los 300 MBO. El sistema de producción actual del Campo Colorado es de levantamiento artificial por Bombeo Mecánico, por lo cual se cuenta con una infraestructura de tuberías, varillas de producción, bombas de subsuelo y unidades de bombeo para la extracción del crudo.

2.2 SELECCIÓN DE UN POZO REPRESENTATIVO PARA DISEÑAR EL PROTOTIPO DE ANCLA DE GAS.

En la tabla 3 se muestra la producción de crudo y gas de algunos pozos a comienzos del año 2012:

Tabla 3. Producción de crudo y gas de algunos pozos en campo Colorado.

POZO	Qo - Tubing (Bbl/d)	Qg - Tubing (Mscf/d)	Qg - Anular (Mscf/d)
Col - 11	20	2	5
Col - 33	15	0	62
Col - 40	30	0	112
Col - 52	6	0	156
Col - 55	35	0	147
Col - 58	15	0	41

Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

Queda evidenciado en la tabla 3 que el pozo colorado 11 presenta producción de gas a través del tubing, lo cual no es conveniente para el buen funcionamiento de la bomba de fondo ya que con el tiempo puede conllevar al daño permanente de este crucial equipo debido al efecto de cavitación.

2.2.1 Pozo seleccionado: Colorado 11¹³

2.2.1.1 Datos básicos

Localización: N 1'241.926 E 1'038.906

Elevación terreno: 473 pies Inicio perforación: 8/Ene/1.946

Elevación rotaria: 483,01 pies Completado: 2/May/1.946

Profundidad total: 4.700 pies Taponado a: Sin tapón

Estado del pozo: activo

Acumulado de Petróleo: 101995 Bls

Acumulado de Gas: 101806 MPC

Acumulado de Agua: 32755 Bls

En la tabla 4 se muestran las propiedades del pozo seleccionado.

Tabla 4. Propiedades de los fluidos, Pozo Colorado 11.

Qo	20	Bbl/d
Qw	2	Bbl/d
QgTubing	2	Mscf/d
Qg Anular	5	Mscf/d
Gravedad Oil	40	°API
Densidad Oil	0.823	Kg/L
Densidad Oil	6.873	Lb/Gal
Gravedad Gas	0.72	(Air = 1)

Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

¹³Base de datos Campo escuela Colorado UIS; 2012.

2.2.1.2 Historia de perforación. Se perforó normalmente hasta 4700'. Corrieron registros Humble en el intervalo bruto 700'-3800' y eléctrico Schlumberger a 4700'. Tomaron muestras de zanja y 30 corazones entre 2275' y 4276'. La desviación del hueco se mantuvo durante la perforación a 1284' con 1/2° y a 3600' con 3°, como datos mínimo y máximo. Se efectuaron pruebas de formación DST con probador Johnston en hueco abierto cuando se perforaba a 2375', 2394', 2660' y 2665'. Se bajaron y sentaron los siguientes revestimientos: Superficie de 13 3/8" sentado a 315'. Producción de 6 5/8" sentado a 4696'. Se cañonearon con 314 tiros los siguientes intervalos de la zona C.

En la tabla 5 se muestran los intervalos cañoneados del pozo seleccionado.

Tabla 5. Intervalos Cañoneados, Pozo Colorado 11.

INTERVALOS	Nº TIROS
4598'- 4520'	80
4460'- 4485	26
4415'- 4390'	26
4345'- 4318'	28
4277'- 4255'	23
4194'- 4175'	20
4032'- 3999'	34
3982'- 3948'	35
3878'- 3860'	19
3823'- 3800'	23

Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

Todos los intervalos cañoneados se probaron selectivamente, resultando petrolíferos. Se bajó y sentó retenedor Baker a 4430'. Se probó, achicó y completó el pozo como productor de zona C. Producción inicial 187 BPD con 6.8% agua y 39.4 °API, fluyendo a través de un choque de 3/16".

2.2.1.3 Historia de producción y recompletamientos. Julio 24 de 1946. RECAÑONEO. Cuando la producción del pozo declinó a 86 BPD se recañonearon los intervalos abiertos con un total de 506 tiros: 4598'-4520' (79 tiros), 4485'-4460' (51 tiros), 4390'-4415' (51 tiros), 4318'-4345' (53 tiros), 4255'-4277' (35 tiros), 4175'-4184' (19 tiros), 3999'-4032' (67 tiros), 3948'-3982' (69 tiros), 3860'-3878' (35 tiros), 3800'-3823' (47 tiros), quedando todos los intervalos cañoneados a 3 tiros por pie excepto el intervalo 4598'-4520' que quedó a 2 tiros por pie, sin lograr mejorar la rata de producción. En las pruebas de terminación el intervalo 4598'-4520' durante una prueba de producción de 6 horas flujo petróleo a una rata de 132 bpd, sin embargo fue cementado a presión en vista de que la prueba efectuada en Julio de 1946 después del recañoneo, produjo 95% agua. Para esta cementación se colocó retenedor a 4511' y se bombearon a presión 25 sacos de cemento. El pozo quedo en producción.

Agosto 19 de 1955. FRACTURAMIENTO. Se sacó la sarta de Bombeo, se sentó el retenedor de magnesio a 4375' (para taponar temporalmente los intervalos 4485'-4460' y 4415'-4390') y el retractible a 4296'. Se fracturó el intervalo 4345'-4318' inyectando una mezcla de 29 Barriles de crudo Colorado con 15 galones de Morflo a 3000 psi, seguidos de 10 Barriles de crudo Galán y luego se bombearon 10000 Libras de arena OTTAWA y 168 Barriles de crudo Galán a presiones entre 3000 y 4000 psi, en proporciones 1.4 lbs/gal y tasa de inyección de 2 BPM. La mezcla se desplazó con 25 Barriles de crudo liviano y 5 Barriles de aceite pesado a 3600 psi, se sacó el retenedor retractible, se dejó el retenedor de magnesio a 4375'. La producción pasó de 10 a 20 BPD con 4 a 20% de agua y RGA de 3000 PC/B.

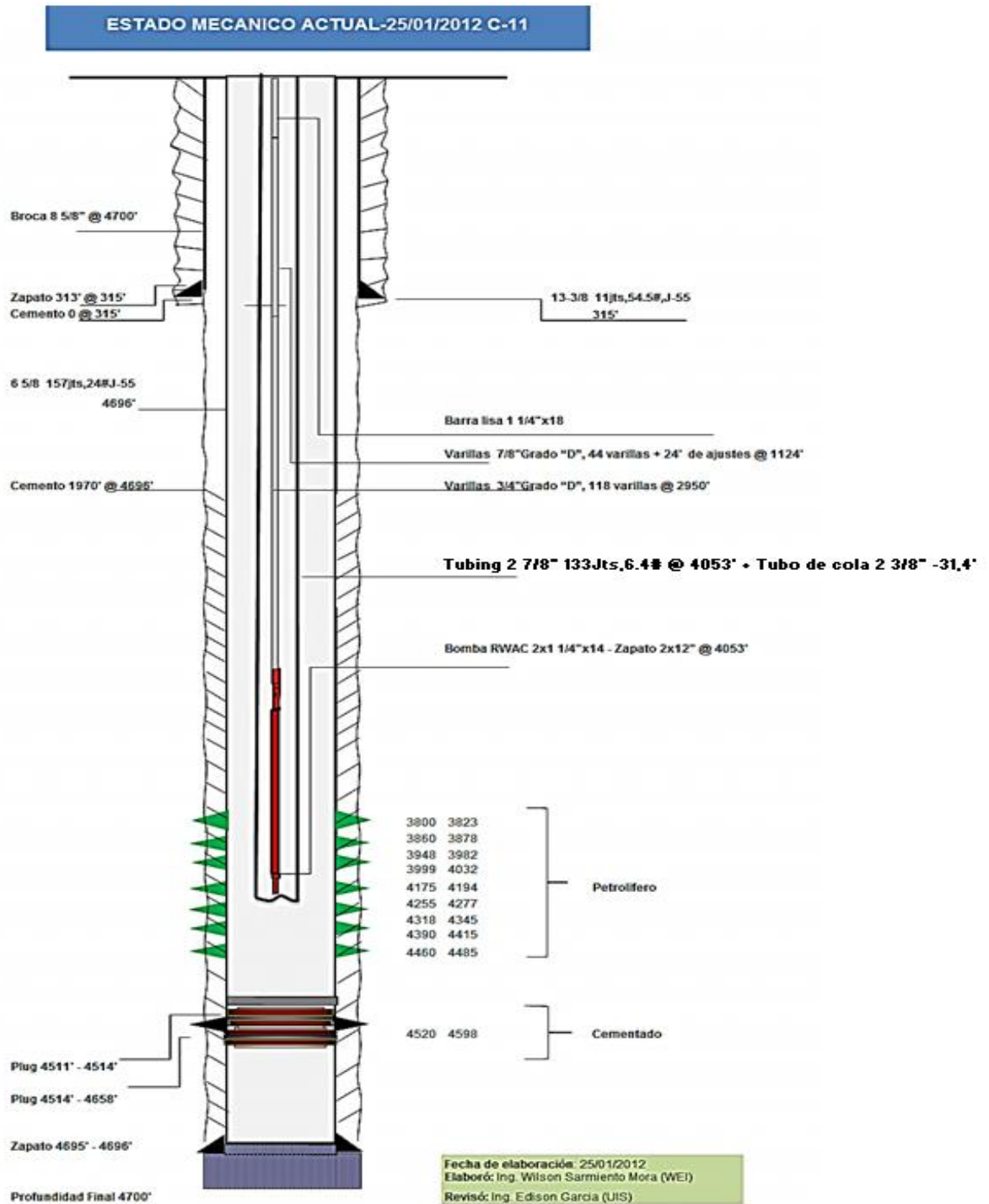
Abril 24 de 1957. ABANDONO. Se declaró inactivo, en febrero 7 de 1966 se retiró la unidad y se sacó la sarta de bombeo mecánico. Enero 30 de 1984. REACTIVACION. Con propósito de darle cumplimiento al programa de las oficinas centrales con el fin de colocarlo nuevamente en producción se le tomó fondo, fondo real a 4575', fondo encontrado a 4319', nivel a 769' de superficie, se dejó el

pozo en bombeo.

Mayo 18 de 1988. ABANDONO. Fue retirada la unidad de bombeo instalada en el pozo 11 (llevada para la Cira 1002), el pozo se cerró temporalmente por tener bajo potencial.

Enero 25 de 2012. REACTIVACION. Se coloca nuevamente en producción con Bomba de fondo RWAC 2x1 ¼"x14 – zapato 2x12" @ 4053' como nueva profundidad, siendo 4000 ' la última registrada

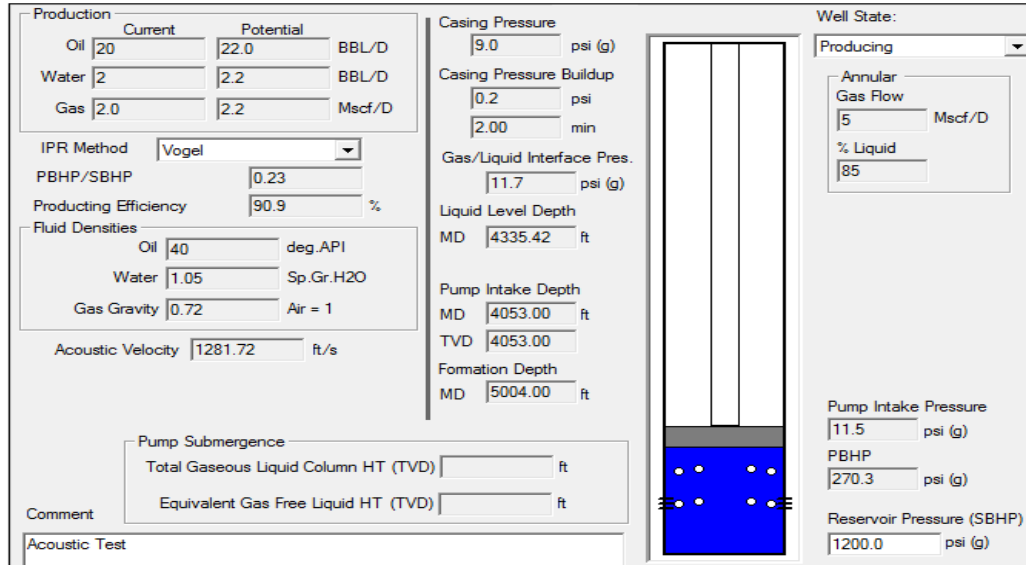
Figura 13. Estado mecánico actual del pozo colorado 11



Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

La prueba de nivel (Figura 14) evidencia la producción de gas a través del tubing.

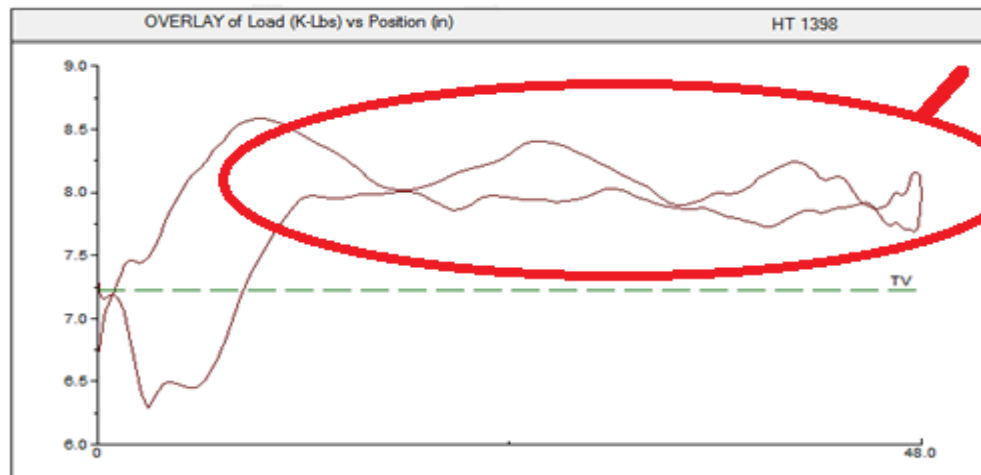
Figura 14. Prueba de nivel efectuada en el pozo colorado 11 el día 31/07/12.



Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

En el dinagrama (Figura 15) es señalada una lectura propia cuando existe presencia de gas en la bomba de fondo, por lo cual la eficiencia de esta es baja.

Figura 15. Carta dinamométrica del pozo colorado 11 tomada el día 31/07/12.



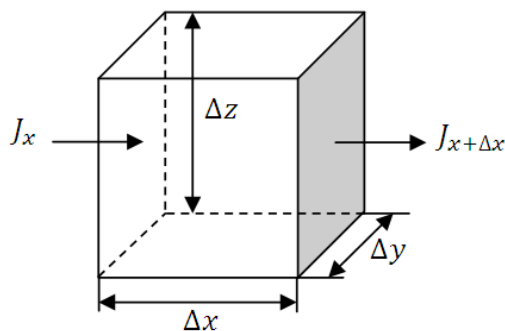
Fuente. Base de datos Campo escuela colorado UIS.

3. MODELOS DE FLUJO¹⁴

3.1 ECUACIONES DE TRANSPORTE

3.1.1 Ecuación general de conservación. Típicamente las ecuaciones de gobierno de la Mecánica de fluidos, como las que describe la conservación de masa, momento o energía, están expresadas en términos de variables específicas o intensivas, es decir, de cantidades expresadas por unidad de masa. Por ejemplo, la ecuación de momento describe el principio de conservación de la cantidad de movimiento mv por unidad de masa (esto es, la velocidad v). Del mismo modo, la ecuación de conservación para las especies químicas se expresan en función de las fracciones máxicas de cada una de ellas.

Figura 16. Volumen de control



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 53.

¹⁴ FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. 386 p.

Si se considera una variable específica ϕ definida sobre un volumen de control (VC) de dimensiones $\Delta x, \Delta y, \Delta z$, tal y como se muestra en la Figura 16. La variación temporal de la variable en dicho volumen de control se puede considerar a partir del principio de conservación como:

Ecuación 6.

$$\begin{array}{l} \text{Incremento de } \phi \\ \text{en el VC respecto} \\ \text{del tiempo} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Flujo neto de } \phi \text{ que} \\ \text{entra en el VC por} \\ \text{las superficies} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Generación neta de } \phi \\ \text{en el interior del VC} \\ \text{respecto del tiempo} \end{array}$$

Cada uno de los sumandos incluidos en la ecuación 6 se pueden expresar matemáticamente como:

- El incremento de ϕ en el volumen de control para un incremento de tiempo Δt viene expresado por $\rho \phi \Delta \vartheta_{t+\Delta t} - \rho \phi \Delta \vartheta_t$, donde ρ es la densidad del fluido, $\Delta \vartheta$ es el volumen del elemento de control y t es el tiempo.
- La generación neta de ϕ en el volumen de control se puede expresar de manera genérica como $S \Delta \vartheta \Delta t$, donde S representa la generación (fuente) de la variable por unidad de volumen. Normalmente, se le denomina término fuente.
- El término restante, el flujo neto de la variable por las superficies de control, se analiza definiendo los flujos (perpendiculares) a cada superficie del cubo de la figura 16. Para la dirección x , se define el flujo neto como $J_x - J_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z \Delta t$, pudiéndose establecer expresiones similares para el resto de las direcciones. Así, si se agrupa todo, se obtendría el flujo neto total en el volumen de control en función del tiempo como:

Ecuación 7.

$$J_x - J_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z \Delta t + J_y - J_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z \Delta t + J_z - J_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y \Delta t$$

Si se consideran los mecanismos físicos responsables de la generación del flujo, es posible determinar una expresión matemática para J en función de las propias variables del flujo. Así, teniendo en cuenta que existen dos mecanismos fundamentales responsables de la generación de un flujo, como son la difusión, originado a nivel molecular, microscópico, y la convección, asociado al movimiento del fluido a nivel macroscópico, es posible formular los flujos en cada cara como combinación de ambos mecanismos. Definiendo el vector velocidad del flujo de forma general como $v = ui + vj + wk$, para la dirección x se puede escribir:

Ecuación 8.

$$J_x = \rho u \phi - \Gamma \frac{d\phi}{dx} \Big|_x ; J_{x+\Delta x} = \rho u \phi - \Gamma \frac{d\phi}{dx} \Big|_{x+\Delta x}$$

Donde ρu_x es el flujo másico a través de la cara x y $\Gamma \frac{d\phi}{dx} \Big|_x$ es la difusión molecular de la variable, producida por un gradiente de dicha variable (que dicta el establecimiento del flujo de la variable de zonas de mayor a zonas de menor concentración) y modulada por un coeficiente de transporte Γ que informa de la facilidad o dificultad del gradiente para establecer el flujo.

Si se introducen todas las expresiones anteriores dentro del balance en la ecuación 6 y se determinan expresiones similares para la expresión del flujo en el resto de las direcciones, se obtiene, tras haber dividido la ecuación por $\Delta x \Delta y \Delta z \Delta t$ que:

Ecuación 9.

$$\begin{aligned} \frac{\rho\Phi|_{t+\Delta t} - \rho\Phi|_t}{\Delta t} = & \frac{\rho u\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dx}|_x - \rho u\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dx}|_{x+\Delta x}}{\Delta x} + \\ & + \frac{\rho v\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dy}|_y - \rho v\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dy}|_{y+\Delta y}}{\Delta y} + \\ & + \frac{\rho w\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dz}|_z - \rho w\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dz}|_{z+\Delta z}}{\Delta z} + S \end{aligned}$$

Si se toma el límite cuando $\Delta x, \Delta y, \Delta z, \Delta t \rightarrow 0$, se obtiene en forma diferencial:

Ecuación 10.

$$\frac{\partial \rho\Phi}{\partial t} = - \frac{\partial \rho u\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dx}}{\partial x} - \frac{\partial \rho v\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dy}}{\partial y} - \frac{\partial \rho w\Phi - \Gamma \frac{d\Phi}{dz}}{\partial z} + S$$

Si se reescribe la ecuación 10 separando los términos difusivos de los convectivos se tiene:

Ecuación 11.

$$\frac{\partial \rho\Phi}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} \rho u\Phi + \frac{\partial}{\partial y} \rho v\Phi + \frac{\partial}{\partial z} \rho w\Phi = \frac{\partial}{\partial x} \Gamma \frac{\partial \Phi}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y} \Gamma \frac{\partial \Phi}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial z} \Gamma \frac{\partial \Phi}{\partial z} + S$$

O bien, de forma vectorial:

Ecuación 12.

$$\underbrace{\frac{\partial \rho \phi}{\partial t}}_{\text{Temporal}} + \underbrace{\nabla \cdot \rho v \phi}_{\text{Convectivo}} = \underbrace{\nabla \cdot \Gamma \nabla \phi}_{\text{Difusivo}} + \underbrace{S}_{\text{Fuente}}$$

- Término temporal, que representa la variación local con el tiempo en el interior del volumen de control; es decir, la acumulación o disminución de ϕ .
- Término convectivo, que representa el transporte de la variable de un punto a otro del dominio por medio de la velocidad del flujo.
- Término difusivo, que se corresponde con alguno de los fenómenos de transporte que ocurren a nivel molecular: la ley de Fourier para la difusión de calor; la ley de Fick para la difusión de masa o la ley de Newton para la difusión de cantidad de movimiento por efectos viscosos.
- Término fuente, para tener en cuenta fuentes de generación o destrucción de la variable transportadora.

La ecuación 12 representa la forma conservativa (en términos de divergencia) de la ecuación general de conservación. En caso de flujo estacionario y en ausencia de cualquier tipo de producción y/o destrucción de la variable, la divergencia de los flujos convectivos y difusivos es cero: $\nabla \cdot J = 0$. Por tanto, la forma conservativa es una definición exacta acerca de la conservación de ϕ en función de los mecanismos físicos de flujo (convección y difusión).

También es importante apreciar que la velocidad del flujo, que normalmente también es una incógnita, aparece en la definición de la ecuación general de transporte. Evidentemente, esto implica que es necesario conocer el campo de velocidades a fin de poder resolver la ecuación de gobierno de cualquier otra variable, como la presión o la temperatura. Así, la presencia en el campo de velocidad como dato necesario para resolver la ecuación de transporte de toda

variable es un claro inconveniente que generará una complejidad adicional en todo el proceso de resolución.

El hecho de que en esta formulación aparezca el campo de velocidades dentro del campo convectivo es consecuencia de haber adoptado una descripción Euleriana del problema a resolver. Es decir, el análisis del flujo sobre volúmenes de control lleva asociado la utilización del concepto de derivada material, en el que la visión Lagrangiana sobre cada partícula de fluido se sustituye por una visión Euleriana centrada en el volumen de control. De esta forma es posible dar las condiciones fluidodinámicas que se producen en el volumen de control a lo largo del tiempo. De forma matemática, está expresado como:

Ecuación 13.

$$\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial t} + v \cdot \nabla$$

3.3.1.1 Ecuaciones de gobierno para el flujo y la transferencia de calor. Las ecuaciones de gobierno para el flujo y la transferencia de calor y masa, así como aquellas que rigen el transporte de otras variables, se pueden enunciar de forma conservativa como en la ecuación 12. En cada caso, los coeficientes de transporte, así como la variable específica que sustituye a ϕ , adoptan formas diferentes.

- Ecuación de conservación de masa:

Ecuación 14.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot \rho v = 0$$

- Ecuación de conservación de momento:

Ecuación 15.

$$\frac{\partial \rho v}{\partial t} + \nabla \cdot \rho v v = \nabla \cdot \mu \nabla v - \nabla p + \rho g$$

- Ecuación de conservación de la energía:

Ecuación 16.

$$\frac{\partial \rho h}{\partial t} + \nabla \cdot \rho v h = \nabla \cdot \frac{k}{C_p} \nabla h + S_h$$

- Ecuación de conservación de las especies:

Ecuación 17.

$$\frac{\partial \rho m_i}{\partial t} + \nabla \cdot \rho v m_i = \nabla \cdot \rho D_i \nabla m_i + R_i$$

Tabla 6. Definición de variables y coeficientes en la ecuación general de conservación para obtener las distintas ecuaciones de gobierno.

Variable/ coeficiente	Masa (Ec. 14)	Momento (Ec. 15)	Energía (Ec. 16)	Especies (Ec. 17)
\emptyset	1	u, v, w	h	m_i
Γ	0	μ, μ, μ	k C_p	ρD_i
S	0	$\frac{-\partial p}{\partial x} + S_x, \frac{\partial \rho}{\partial y} + S_y, \frac{-\partial p}{\partial z} + S_z$	S_h	R_i

Fuente: **FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel**. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 57.

3.2 MECÁNICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL (CFD)

Este acrónimo – adoptado directamente del inglés – hace referencia a la rama de la Mecánica de Fluidos denominada Computacional Fluid Dynamics, traducida normalmente al castellano como Fluidodinámica Computacional ó Dinámica de Fluidos Computacional, y que consiste en el empleo de computadores y de técnicas numéricas para resolver todos aquellos problemas físicos que están relacionados con el movimiento de los fluidos y, en ocasiones, de otros fenómenos asociados como la transferencia de calor, las reacciones químicas, el arrastre de sólidos, etc.

En general, el CFD comprende un amplio abanico de disciplinas científicas, entre las que cabe destacar a las matemáticas, la programación, las ciencias físicas y la ingeniería, que deben aunarse para dar lugar al desarrollo de un código que sea capaz de resolver las ecuaciones del flujo de manera satisfactoria.

Por tanto, el objetivo final es la creación de un software (programa numérico) que proporcione el cálculo detallado del movimiento de los fluidos por medio del empleo del ordenador (capaz de ejecutar una gran cantidad de cálculos por unidad de tiempo) para la resolución de las ecuaciones matemáticas que expresan las leyes por las que se rigen los fluidos.

3.2.1 Ventajas e inconvenientes. Está claro que el uso de las técnicas CFD permite un número muy importante de ventajas. Sobre todo, permite reducir tiempo y costos en fases de diseño, y además proporciona un número casi limitado de información: cada una de las celdas que componen el dominio de simulación equivale a un pequeño sensor que nos mide cada una de las variables del flujo. Además, en aquellas situaciones en las que la experimentación no es segura (accidentes, flujos a altas temperaturas, situaciones de incendio, etc.), no es abordable por una empresa (líneas de fabricación que no pueden verse

alteradas, por ejemplo) o simplemente no es viable (reentradas aeroespaciales o condiciones de ingravidez), el CFD permite obtener información muy valiosa.

Sin embargo, las técnicas CFD no son gratuitas, y aunque reducen notablemente los costos derivados de la experimentación, se necesitan máquinas muy potentes (hoy día es casi obligado el uso de clusters para realizar computación en paralelo) y las licencias para varios procesos, lo que encarece mucho el precio final.

Al mismo tiempo, es necesario contar con personal cualificado, que sepa interpretar el sentido físico de los resultados que arroja el software de cálculo y que domine el programa y la gestión de los resultados. En caso contrario, se pueden dar por buenos resultados erróneos o incoherentes.

Cuadro 2. Ventajas e inconvenientes de las técnicas CFD

VENTAJAS	INCONVENIENTES
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Reducción sustancial de tiempo y costos en los nuevos diseños. ▪ Posibilidad de analizar sistemas o condiciones muy difíciles de reproducir experimentalmente. <ul style="list-style-type: none"> • Velocidades hipersónicas, temperaturas muy altas o bajas, movimientos relativos, etc. ▪ Capacidad de estudiar sistemas bajo condiciones peligrosas. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Las técnicas CFD no son baratas. <ul style="list-style-type: none"> • Máquinas de gran capacidad de cálculo. • Programas con un precio no asequible al gran público. ▪ Se necesita personal cualificado. <ul style="list-style-type: none"> • Ejecutar programas y definir modelos. • Analizar soluciones. ▪ No siempre es posible obtener

VENTAJAS	INCONVENIENTES
<ul style="list-style-type: none"> • Accidentes, situaciones límite de equipos, etc. ▪ Nivel de detalle prácticamente ilimitado. <ul style="list-style-type: none"> • Facilidad para estudios paramétricos. • Gran cantidad de información. • Sin costo por aumento de sensores. ▪ <i>Computer-aided designed.</i> <ul style="list-style-type: none"> • Un valor añadido al producto. 	<p>resultados lo suficientemente precisos.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Necesidad de simplificar el fenómeno. • Imposibilidad práctica de todo tipo de ejecuciones. <ul style="list-style-type: none"> ▪ Limitación de los modelos existentes para la turbulencia, la combustión, flujos multifásicos... ▪ Tendencia a creerse los resultados sin la suficiente contrastación.

Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 15.

La integración de las técnicas CFD junto con otras herramientas de diseño asistido por computador (CAE), como el cálculo de tensiones y esfuerzos – térmicos y mecánicos – en estructuras, comienza a ser una realidad, aunque aún se está lejos de una total conectividad entre ellas. La fusión de todas estas técnicas permitirá un avance espectacular en la interdisciplinariedad de la Mecánica de Fluidos con el análisis dinámico de estructuras. En este camino se encuentra la reciente fusión de ANSYS, líder mundial en el estudio de estructuras por elementos finitos, con FLUENT, el paquete líder en CFD por volúmenes finitos. De estos progresos depende en gran medida que complejas disciplinas como la

termo – aeroelasticidad puedan dar una respuesta global a los diseños de los próximos componentes industriales en el siglo XXI.

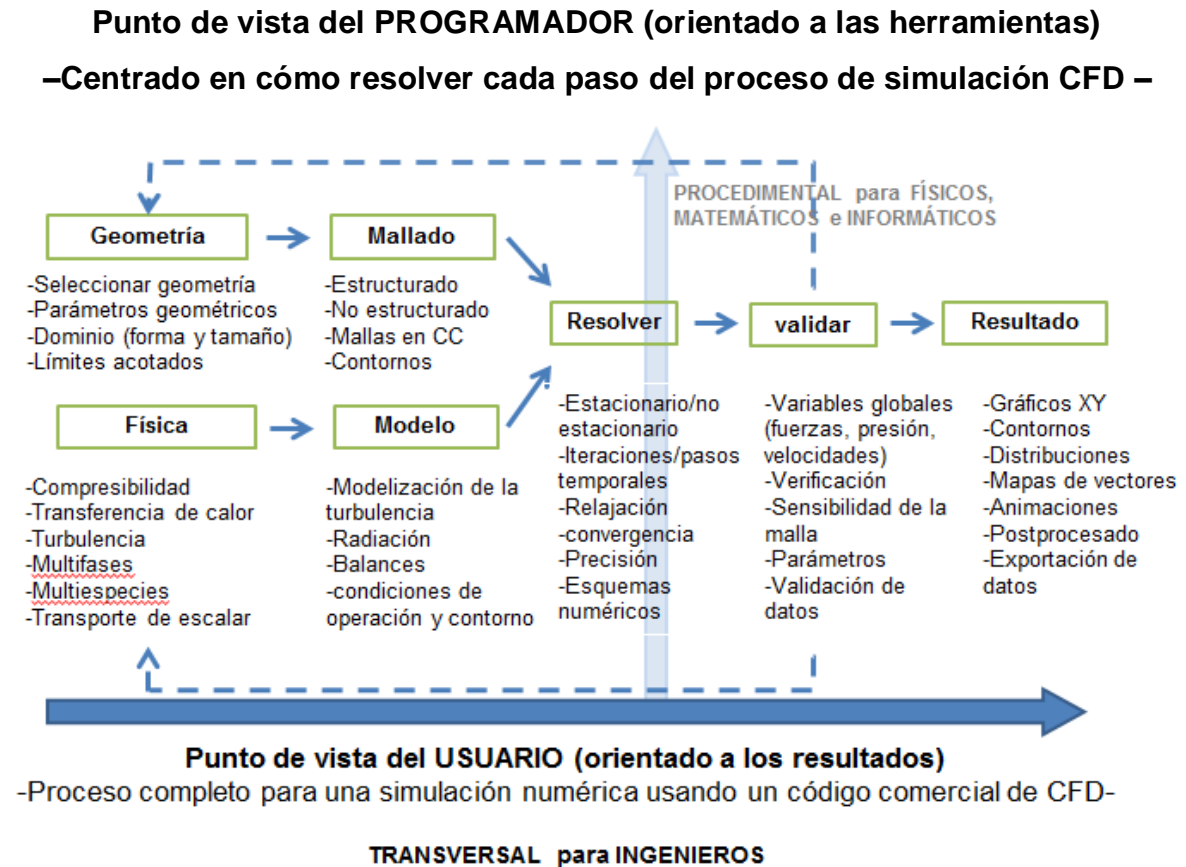
3.2.2 Desarrollo y empleo de códigos: usuario frente a programador. El desarrollo histórico de las técnicas CFD ha enseñado como la utilización de paquetes comerciales se impuso finalmente en la mayoría de los sectores. Únicamente en el sector aeroespacial, por razones de tradición, algunas empresas muy importantes han apostado por continuar con sus propios códigos, si bien con eventuales ayudas de software comercial.

Actualmente, las empresas que desarrollan los paquetes comerciales cuentan con importantes departamentos de desarrollo e investigación centrados en la depuración e implementación de nuevos algoritmos en sus programas. Sin embargo, sigue siendo labor principal de universidades y centros de investigación la propuesta de nuevos modelos matemáticos y físicos, que posteriormente estas empresas adaptan a sus lenguajes de programación.

Por tanto, parece claro que la utilización del CFD tiene una doble vertiente. Por un lado, se puede utilizar un programa comercial en forma de caja negra, a nivel de usuario, de manera que introduciéndole unos datos de entrada, el solver del programa devuelva la solución final que se pasaría directamente a analizar. En este caso, no se sabe qué hace el programa internamente, pero se obtiene una solución al problema en estudio.

La segunda opción es la de desarrollar un código propio y ejecutarlo, utilizando las técnicas numéricas que hay en la bibliografía a nivel de programador. Lógicamente, se dispondría de control total sobre lo que se está haciendo, ¡si bien la creación del código, su depuración y la creación de interfaces para el mismo podría ser un proyecto de mayor envergadura que el propio problema que se quiere resolver.

Figura 17. Diagrama de flujo de una aplicación típica



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 17.

Evidentemente, es muy interesante disponer de ambas perspectivas. Aunque no se sea capaz de desarrollar por cuenta propia un código de propósito general que pueda resolver cualquier flujo, es interesante conocer los algoritmos fundamentales de resolución.

3.2.3 Códigos CFD: secuencia y estructura. En general, la mayoría de los programas comerciales (FLUENT, CFX, CD-Adapco, etc.) utilizan el método de

volúmenes finitos para resolver numéricamente las ecuaciones de gobierno de la Mecánica de Fluidos. De forma muy esquemática, lo que plantean es lo siguiente:

- El dominio se discretiza (se divide) en un número finito (aunque habitualmente muy grande) de volúmenes de control (celdas volumétricas en simulaciones tridimensionales y planas en casos bidimensionales).
- Se plantean en cada celda las ecuaciones generales de conservación (o transporte) para la masa, la cantidad de movimiento, la energía, etc.

Ecuación 18.

$$\frac{\partial}{\partial x} \rho \phi dV + \rho \phi v dA = r \nabla \phi dA + S_{\phi} dV$$

Temporal
Convectivo
Difusivo
Fuente

La ecuación 18 representa la expresión general de transporte, en la que se tienen en cuenta los términos convectivos, difusivos, de generación y/o destrucción y temporales de las ecuaciones. La variable ϕ es una variable genérica que, según el valor que adopte, devuelve cada una de las ecuaciones anteriores. A saber:

Cuadro 3. Valores de ϕ en la ecuación general de transporte

Ecuación	variable
Continuidad	1
Cantidad de movimiento en x	u (componente en x de la velocidad)
Cantidad de movimiento en y	v (componente en y de la velocidad)
Cantidad de movimiento en z	w (componente en z de la velocidad)
Energía	h (entalpía)

Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 18.

- Las ecuaciones que sea necesario resolver se discretizan y linealizan para obtener un sistema algebraico de ecuaciones. (las ecuaciones vienen expresadas en derivadas parciales y no siempre es necesario resolverlas todas, ya que, por ejemplo, la transferencia de calor puede no estar implicada en el problema.)
- Finalmente, se resuelve numéricamente (de forma iterativa) el sistema algebraico para obtener la solución final del campo fluidodinámico.

Con esta filosofía en mente, los paquetes comerciales tratan de proporcionar un acceso sencillo a estas tareas mediante interfaces amigables (*user - friendly*) para el modelado de las geometrías y la introducción de los parámetros de resolución. Habitualmente, suelen incorporar también un módulo adicional para facilitar el análisis y la presentación de resultados.

Por tanto, todos los códigos presentan la siguiente estructura: un módulo de preproceso, otro módulo de solver y un módulo final de postproceso. Cada uno de ellos responde a las siguientes funciones.

3.2.3.1 Preproceso: suele ser una utilidad, de interfaz amigable, que permite introducir los datos de entrada al programa de resolución, convirtiéndolos luego a un formato compatible para el solver. Esta fase comprende:

- Definición de la geometría a modelizar: el dominio computacional.
- Generación de malla o división del dominio en un número suficiente de celdas o elementos que no se superpongan y que cubran toda la geometría.
- Identificación de los fenómenos físicos y químicos que pretenden modelarse.
- Definición de las propiedades del fluido (o fluidos).
- Especificación de las condiciones iniciales y de contorno del problema.

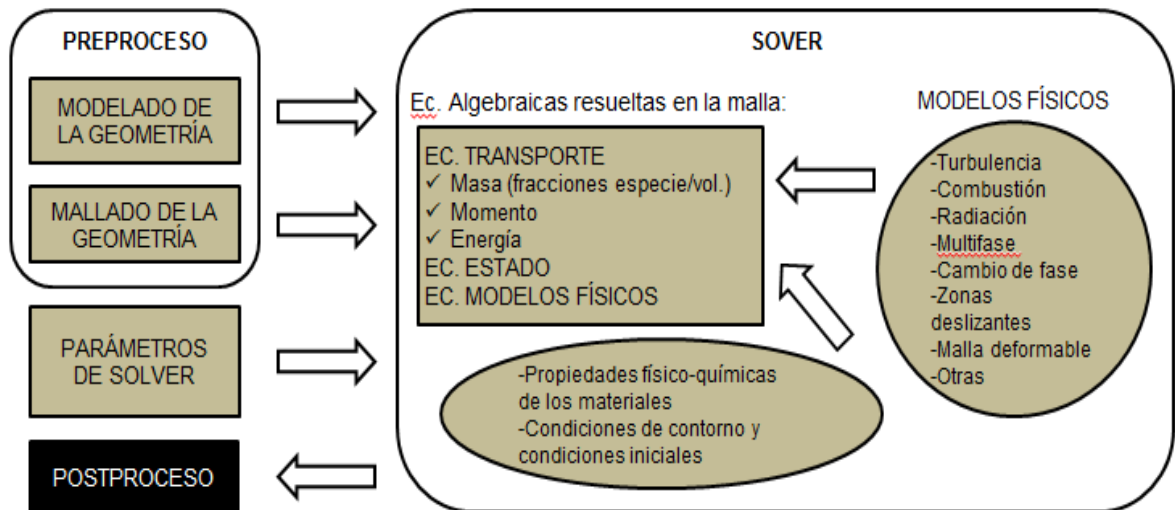
La generación de la malla es muy importante, porque condicionará definitivamente la calidad de los resultados. En principio, cuanto más fina sea la malla, más próxima a la solución real será la simulación. Sin embargo, mallas extraordinariamente finas penalizan el tiempo de cálculo haciéndolo excesivamente grande, por lo que siempre es necesario llegar a una elección de compromiso. Además, un mallado eficiente siempre ha de ser más fino en aquellas zonas donde se prevé un mayor gradiente en las variables del flujo.

3.2.3.2 Solver: constituye la parte central del programa de resolución y es el encargado de resolver de forma iterativa las ecuaciones que se han activado previamente en el preproceso (los modelos). Aun siendo la parte más importante del programa, el usuario del código no hace más que lanzar la ejecución y esperar que los recursos computacionales de los que disponen resuelvan el caso. Las ejecuciones, en función de los modelos que resuelven y del tamaño de la malla, pueden durar desde minutos hasta semanas (o meses) de cálculos en tiempo real.

3.2.3.3 Postproceso: en este módulo se incluyen normalmente una serie de herramientas gráficas que permiten analizar los resultados. Es una parte fundamental por cuanto permiten gestionar la ingente cantidad de información que el código es capaz de generar. No sólo se trata de disponer de una interfaz gráfica, sino de una herramienta que permita proporcionar variables integradas y promediadas para ofrecer resultados globales. Incluye:

- Representación gráfica del dominio y la malla.
- Mapas de contorno de las variables y plotado de vectores y líneas de corriente.
- Gráficas y distribuciones.
- Gráficos de superficies, bidimensionales y tridimensionales.
- Animaciones y exportación de resultados a otros formatos.

Figura 18. Estructura de un código CFD comercial



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 20.

3.2.4 CFD: Estrategia de utilización. En general, la estrategia utilizada en CFD es la de reemplazar un problema definido sobre un dominio continuo (hipótesis del continuo en mecánica de fluidos clásica) por un dominio discreto definido a partir de una malla. En el continuo, cada variable del flujo (presión, velocidad, temperatura) está definida en todos los puntos del espacio. Sin embargo, en el dominio discreto, cada variable del flujo está definida únicamente en los puntos (nodos) que configuran la malla. A este proceso se le denomina discretización espacial, porque el espacio se “discretiza” en un número finito de puntos.

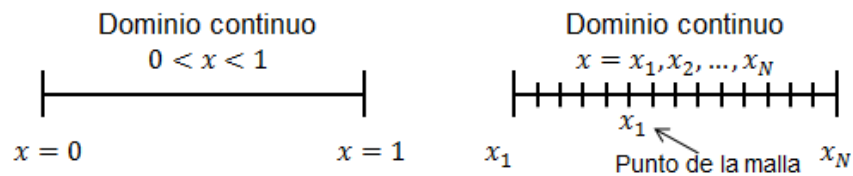
La figura 19 muestra un ejemplo simplificado de una variable fluidodinámica cualquiera, ϕ , sobre un dominio unidimensional comprendido entre 0 y 1. Se observa como el dominio ha sido discretizado en N puntos, de manera que la variable discretizada, ϕ_i , sólo puede tomar valores en dichos puntos.

En una simulación CFD solamente se resuelven las variables de interés en los puntos que definen la malla. Los valores en otras posiciones se pueden determinar interpolando entre los valores resueltos en los nodos.

Lógicamente, las ecuaciones de gobierno en derivadas parciales, así como las condiciones de contorno, están definidas matemáticamente mediante las variables continuas, ϕ . Es posible aproximar estas complejas ecuaciones no lineales por una serie de ecuaciones algebraicas que relacionan las variables discretizadas, ϕ_i . el sistema de ecuaciones resultante es un gran conjunto de ecuaciones algebraicas acopladas en variables discretas. Manipular este sistema y resolverlo (lo cual implica un problema de inversión matricial) requiere un número muy grande de cálculos repetitivos, que deberán ser realizados por ordenador.

Esta idea, representada aquí a partir de un simplificado dominio unidimensional, puede ser fácilmente extrapolable a cualquier otro tipo de dominio genérico (multidimensional).

Figura 19. Discretización de un dominio unidimensional



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 29.

3.2.4.1 Método de volúmenes finitos. El método de volúmenes finito (también conocido como método de volumen de control) divide el dominio en un número finito de celdas no superpuestas sobre las que se impone la conservación de la variable ϕ de manera discreta. Si se toma la ecuación diferencial propuesta en la

figura anterior y se integra sobre el volumen de control unidimensional P de la figura 20.

Se plantea que:

Ecuación 19.

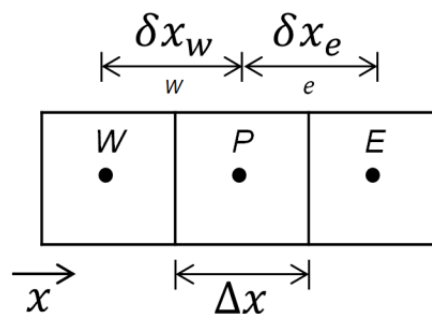
$$\int_w^e \frac{d\phi}{dx} dx + \int_w^e \phi dx = 0$$

Si se supone una variación lineal entre los centroides de las celdas (en los cuales está definida la variable ϕ , y se toma el valor medio de la variación de ϕ en cada celda como ϕ , es directo establecer que:

Ecuación 20.

$$\frac{\phi_E - \phi_P}{\Delta x} - \frac{\phi_P - \phi_W}{\Delta x} + \phi \Delta x = 0$$

Figura 20. Discretización unidimensional por volúmenes finitos



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 33.

Donde la notación adoptada es P para el nodo actual y E, W para los nodos a la derecha (este) izquierda (oeste) respectivamente. Nótese que la aproximación anterior deja de ser exacta al haber supuesto que la variable ϕ varía de forma lineal entre los nodos de la malla. Reordenando la ecuación, se llega a:

Ecuación 21.

$$a_P \phi_P = a_E \phi_E + a_W \phi_W + b$$

Donde a_P, a_E y a_W son los coeficientes de las variables en cada nodo implicado. Ecuaciones similares a la ecuación anterior se pueden obtener para cada una de las celdas de la discretización, resultando de nuevo un conjunto de ecuaciones algebraicas que se deben resolver de manera acoplada.

En este método se garantiza la conservación de la variable sobre cada celda. Es decir: los flujos entrantes a la celda deben ser iguales a los flujos salientes. Esta propiedad, debido a la formulación, se cumple sea cual sea el tamaño de las celdas. Sin embargo, que se preserve la conservación no significa que se obtenga precisión: la solución obtenida para ϕ puede ser conservativa y a la vez imprecisa (si la discretización tiene pocas celdas).

3.2.4.2 Precisión, consistencia, estabilidad y convergencia. La precisión se relaciona con el acuerdo de la solución numérica con respecto a la solución exacta o real. Sin embargo, puesto que en la mayoría de las ocasiones no se conoce la solución exacta (y por esa razón se utilizan técnicas numéricas), es más útil hablar de error de truncamiento de la discretización. La idea importante es que el error de truncamiento informa de cuánto se reducirá el error si se refina la malla (tanto espacial como temporal), pero no de qué tamaño es el error que se está cometiendo. Por tanto, la gran ventaja de usar discretizaciones de segundo orden es que si se refina el mallado al doble se consigue reducir el error de truncamiento en un factor de cuatro.

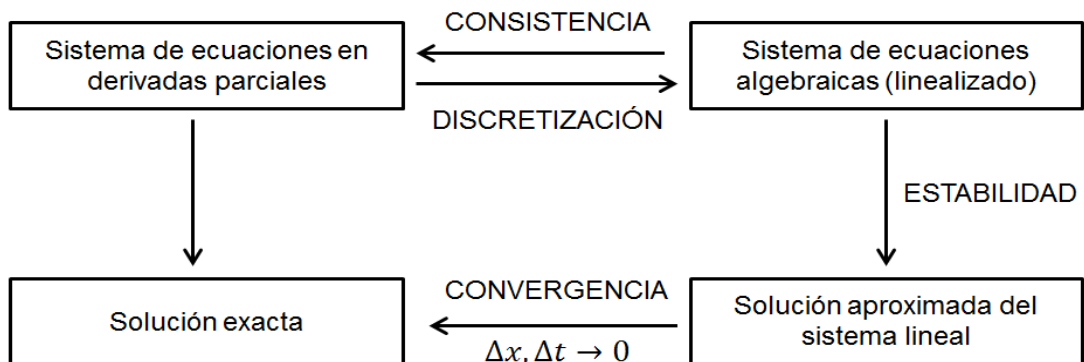
Respecto a la consistencia, se dice que un método numérico es consistente si el error de truncamiento tiende a cero cuando el mallado se hace cada vez más y más fino (esto es, la discretización tiende de nuevo hacia el continuo). Dicho de otro modo, el sistema de ecuaciones algebraico generado por la discretización es consistente si dicho sistema es equivalente al sistema original de derivadas parciales en cada punto cuando el espaciado del mallado tiende a cero. Esta propiedad es muy importante, pues es la que realmente garantiza que el refinamiento del mallado permite mejorar la solución numérica obtenida.

Las dos propiedades anteriores están relacionadas con el comportamiento del método de discretización. Por el contrario, la estabilidad es la propiedad que controla el proceso hacia la solución. En resumen, se puede decir que el conjunto de ecuaciones resulta estable si los valores de las variables implicadas tienden hacia una solución correcta sin que los errores de cálculo en la solución discreta deformen los resultados mientras se realiza el proceso numérico.

Finalmente, recordar el concepto de convergencia como aquel que determina si los valores de las variables en los puntos del dominio tienden hacia unos valores fijos mientras la solución progresa. Es importante distinguir entre la idea de que un proceso iterativo ha convergido hacia una solución y el hecho de que se haya obtenido convergencia empleando un determinado método. En otras palabras, se puede hablar de convergencia cuando el método iterativo se ha completado satisfactoriamente, o también hablar de convergencia cuando además esa convergencia es independiente de la malla. Lógicamente, la segunda interpretación es bastante más restrictiva, siendo además la que debería garantizarse en cualquier estudio numérico riguroso.

La siguiente figura muestra un resumen de estos conceptos y la relación existente entre ellos:

Figura 21. Requisitos de las discretizaciones numéricas



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 46.

3.2.4.3 Dependencia de la malla. La solución matemática exacta de la ecuación 83 es $\phi_{exacta} = e^{-x}$. Si se comparase el valor exacto de la solución en el último nodo $x = 1$ con el valor proporcionado por la solución numérica con 5 nodos se comprobaría que el error es del 10,2% en dicho nodo (ver figura 29).

Ecuación 22.

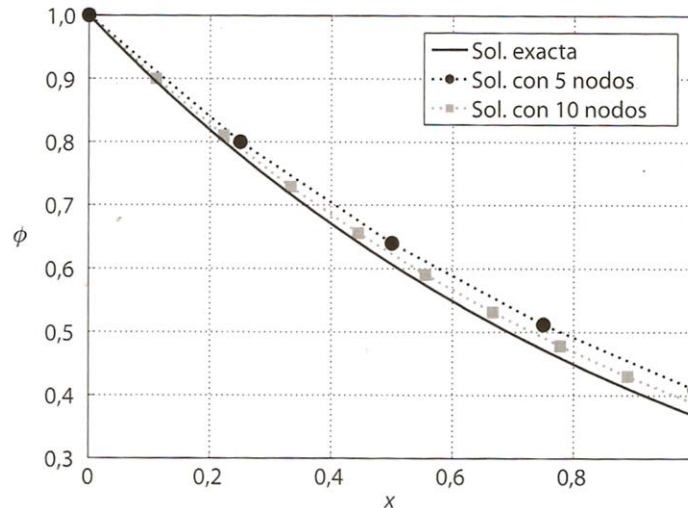
$$\frac{d\phi}{dx} + \phi = 0; \quad 0 \leq x \leq 1; \quad \phi(0) = 1$$

Si se plantea la aproximación por diferencias finitas en el ejemplo unidimensional, se establece un error de truncamiento de primer orden. Por esta razón, es de esperar que si se resuelve la aproximación numérica en un mayor número de nodos (se reduce por tanto el valor de Δx), el error de la solución numérica se reduzca, mejorando el acuerdo entre la solución exacta y nuestra aproximación.

En la figura 22, se muestra el efecto de considerar un mayor número de nodos para resolver la ecuación numéricamente. En particular, se compara la solución

exacta (línea negra) con los resultados obtenidos para 5 nodos (círculos negros) y 10 nodos (cuadros grises). Efectivamente, el error numérico disminuye cuando el número de nodos aumenta.

Figura 22. Efecto dependencia de la malla



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 33.

Cuando las soluciones numéricas que se obtienen en diferentes mallados coinciden dentro de un nivel de tolerancia prefijado por el usuario, se dice que dichas soluciones son independientes de la malla. Este concepto es perfectamente extrapolable al caso de volúmenes finitos, en el que se obtiene independencia de la malla si la solución final no varía considerablemente o dentro de un porcentaje fijado, aun cuando el tamaño de las celdas se reduzca progresivamente.

Es particularmente importante determinar qué grado de influencia tiene la densidad de la malla sobre la solución numérica obtenida. Por tanto es imprescindible que antes de adoptar como solución numérica el resultado de una

simulación dada, se haya contrastado que efectivamente dicha solución no cambia cuando se utiliza un mallado más denso.

3.2.4.4 Criterio de convergencia para la solución iterativa. Los errores debidos a la linealización y a la inversión de la matriz de coeficientes tiende a cero a medida que $\phi_0 \rightarrow \phi$. Por tanto, para decidir si el proceso iterativo ya está agotado, debe plantearse una comparativa entre la solución obtenida en la iteración actual y la solución de la iteración previa. El proceso iterativo, por tanto, debe mantenerse hasta que algún indicador de la diferencia entre ϕ_0 y ϕ , normalmente denominado residuo, sea lo suficientemente pequeño.

Típicamente se define un valor global del residuo en todas las celdas del dominio discretizado como la media del valor RMS de la diferencia entre la solución actual y la anterior en cada celda de la malla. Evidentemente, con esta formulación se evita que errores positivos se cancelen con errores negativos, y al hacer la media en todas las celdas, se consigue dar un único valor total.

Es importante darse cuenta de que es necesario escalar este residuo por el valor medio de la variable resuelta en el dominio. Esto es, el residuo (o error de convergencia) debe darse en términos relativos con respecto al valor medio de la variable en el dominio. De otra forma, se podrían cometer importantes errores, suponiendo que una solución ha convergido cuando en realidad no lo ha hecho. Por ejemplo, si se obtiene que el valor RMS de la diferencia es 0,05, que es un valor pequeño, se estaría en un error si se afirma que ha convergido si luego se comprueba que el valor medio de la variable es 0,05 (error del 10%). Ahora bien, si el valor medio de la variable es 500, entonces sí que podría hablarse de convergencia, pues el error sería tan sólo del 0,01%.

Por tanto, si se escala el residuo por la media de la variable en todo el dominio se obtiene la siguiente expresión:

Ecuación 23.

$$R = \frac{\sum_{i=1}^N \phi_i - \phi_{0i}^2}{\sum_{i=1}^N \phi_i}$$

Si se considera el problema unidimensional definido por la ecuación que se escribe a continuación:

Ecuación 24.

$$\frac{d\phi}{dx} + \phi^2 = 0 ; 0 \leq x \leq 1 ; \phi(0) = 1$$

Que aproximada por el proceso de diferencias finitas queda:

Ecuación 25.

$$\frac{\phi_i - \phi_{i-1}}{\Delta x} + \phi_i^2 = 0$$

Y que si se linealiza en torno a un valor estimado ($\phi_0 \rightarrow \phi$), para después iniciar un proceso iterativo de tipo predictor corrector que se detiene cuando el valor estimado coincide con la solución dentro de un nivel de tolerancia prefijado, se tiene:

Ecuación 26.

$$\frac{\phi_i - \phi_{i-1}}{\Delta x} + 2\phi_{0i}\phi_i - \phi_{0i}^2 = 0$$

En la que el error debido a la linealización es de orden $\Delta\phi^2$ y que tiende a cero cuando $\phi_0 \rightarrow \phi$.

Si se reordena la ecuación 26 para obtener la variable ϕ_i en función de los valores en los nodos vecinos se tiene:

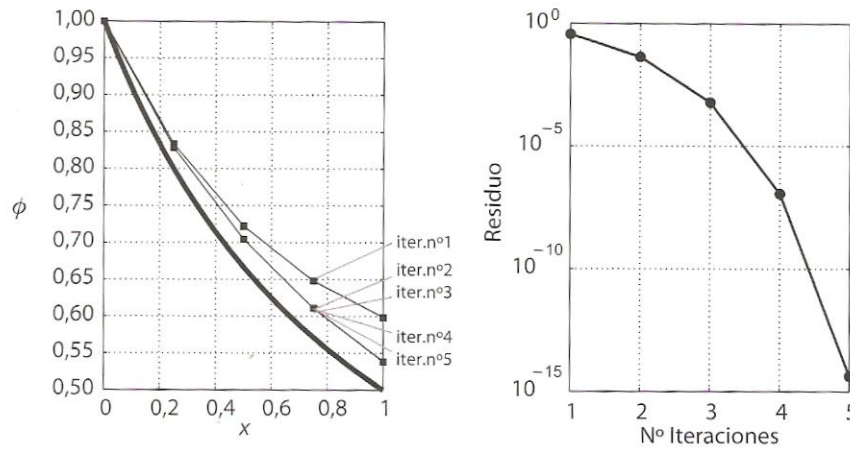
Ecuación 27.

$$\phi_i = \frac{\phi_{i-1} + \Delta x \phi_{0i}^2}{1 + 2\Delta x \phi_{0i}}$$

En la cual se ha fijado que el proceso termine cuando el residuo sea menor que 10^{-9} que establece el denominado criterio de convergencia. La figura 23 muestra la evolución de la solución durante las iteraciones hacia la solución exacta ($\phi_{exacta} = 1/(x + 1)$) y la evolución del residuo con el número de iteraciones, así; se evidencia, que el proceso iterativo converge en tan solo unas pocas iteraciones, y que la solución final prácticamente no varía para las últimas iteraciones, lo cual indica que el proceso iterativo ya está agotado por más que se quisiera intentar mejorar la solución. No obstante, aun cuando su convergencia haya sido perfecta, la solución no presenta un buen acuerdo con la solución exacta. Esto es consecuencia de la elección de un mallado demasiado basto, por lo que el error de truncamiento resulta ser demasiado grande. De hecho el error de convergencia es de orden de 10^{-9} , mientras que el error de truncamiento es del orden de 10^{-1} . En una simulación adecuada, ambos errores deben ser semejantes y menores (controlados) que el nivel máximo aceptable para el usuario.

Conviene indicar que el criterio de convergencia para cada ecuación de conservación que debe resolverse es extremadamente dependiente del código y del caso (geometría, dominio, modelos, fluidos, etc.). Por tanto, un criterio de convergencia que puede ser suficiente para un determinado modelo puede ser insuficiente para otro. De todas formas como norma general, es muy habitual considerar que la convergencia se ha conseguido cuando todas las variables resueltas presentan un residuo menor que 10^{-3} .

Figura 23 (a) Convergencia de la solución (b) Evolución del residuo



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 42.

3.2.4.5 Estabilidad numérica. En el ejemplo de la figura 23, las iteraciones convergían rápidamente con un valor del residuo que caía por debajo de 10^{-9} en muy pocas iteraciones. En las simulaciones habituales, las iteraciones convergen de una manera mucho más lenta, pudiendo incluso divergir si las condiciones a simular son muy exigentes a los parámetros físicos empleados no son compatibles. Por tanto, es muy útil conocer a priori las condiciones que garantizan que una simulación va a converger antes de ponerse a resolver el modelo numérico. Para ello, se utiliza lo que se denomina análisis de estabilidad del esquema numérico.

Se dice que un método numérico es estable cuando el proceso iterativo converge, mientras que se clasifica de inestable cuando diverge. Desgraciadamente, no es posible realizar un análisis de estabilidad realmente exacto con las ecuaciones que rigen los flujos (Navier-Stokes, e incluso la de Euler). Sin embargo, siempre es posible acometer un estudio aproximado, proporcionando condiciones aproximadas para la estabilidad.

Una estrategia útil para resolver problemas de flujo estacionarios es la de resolver una simulación no estacionaria hasta que se alcanzan las condiciones asintóticas del modelo. Cuando se usa esta estrategia, el interés recae únicamente en una buena obtención del valor asintótico final. Por tanto, interesa utilizar un paso temporal lo más grande posible para poder llegar a este estado final lo antes posible (computacionalmente hablando). Hay un paso temporal máximo, Δt_{max} , a partir del cual el modelo numérico se vuelve inestable. Si se supera ese valor, los errores numéricos crecen exponencialmente. Además, como es de esperar, ese paso temporal depende de la discretización espacial empleada.

En general, se pueden establecer dos clases fundamentales de esquemas numéricos: los explícitos y los implícitos. La diferencia entre ambos se ilustra perfectamente a partir de la ecuación de onda unidimensional:

Ecuación 28.

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + c \frac{\partial \phi}{\partial x} = 0$$

Donde c representa la velocidad de la onda. Una posibilidad para discretizar la ecuación anterior en el nodo i y en el instante n es plantear diferencias finitas mediante:

Ecuación 29.

$$\frac{\phi_i^n - \phi_i^{n-1}}{\Delta t} + c \frac{\phi_i^{n-1} - \phi_{i-1}^{n-1}}{\Delta x} = 0$$

El punto crucial en esta aproximación es que la derivada espacial está evaluada en el instante anterior ($n - 1$), por lo que se puede obtener ϕ_i^n de manera explícita en cada nodo sin necesidad de invertir ninguna matriz de coeficientes:

Ecuación 30.

$$\phi_i^n = 1 - \frac{c\Delta t}{\Delta x} \phi_i^{n-1} + \frac{c\Delta t}{\Delta x} \phi_{i-1}^{n-1}$$

Por tanto, este es el esquema denominado explícito y que puede ser implementado de manera directa y muy sencilla en el computador. Sin embargo, este esquema se debe cumplir con la restricción de:

Ecuación 31.

$$CFL = \frac{c\Delta t}{\Delta x} \leq 1$$

Donde CFL es el denominado número de Courant. También es muy habitual referirse a esta condición como la condición de Courant-Friedrichs-Lewy o directamente condición de *CFL*. Esta condición fija el paso temporal máximo como aquel que permite que la velocidad de propagación de las perturbaciones en el mallado avance como máximo el tamaño de una celda por paso temporal. Si se avanzan más celdas, la información numérica se pierde y la solución diverge. Nótese que el coeficiente de ϕ_i^{n-1} en la ecuación 30 cambia de signo en función de que $CFL > 1$ o $CFL < 1$, dando lugar a un comportamiento muy diferente en ambos casos.

Por otro lado, en el esquema implícito, el término de la derivada espacial se evalúa en el mismo instante n que se trata de resolver:

Ecuación 32.

$$\frac{\phi_i^n - \phi_i^{n-1}}{\Delta t} + c \frac{\phi_i^n - \phi_{i-1}^n}{\Delta x} = 0$$

De este modo no se puede resolver cada nodo de manera independiente, sino que es necesario resolver un sistema algebraico de ecuaciones acoplado que calcula

los valores en todos los nodos de manera simultánea. Lo realmente interesante de este esquema es que es incondicionalmente estable para la ecuación de onda, independientemente de lo grande que sea el paso temporal.

Los límites de estabilidad anteriores aplican a la ecuación de onda, pero debido a la naturaleza matemática que rige las ecuaciones de la Mecánica de fluidos, los esquemas explícitos sobre la ecuación de Euler o la de Navier-Stokes presentan restricciones similares para el número de Courant (menor o igual que la unidad). Los esquemas implícitos no permiten una estabilidad incondicional, pero sí garantizan pasos temporales grandes y números de Courant ampliamente mayores que uno. En este caso, el máximo número de Courant admisible depende del caso.

Los códigos CFD comerciales permiten fijar normalmente el número de Courant. Es ventajoso elegir números de Courant grandes, siempre y cuando la estabilidad esté garantizada. Muchas veces, el número de Courant puede ser incrementado conforme avanza la simulación, cuando los cambios en la solución debido a los efectos no lineales sean cada vez menores.

3.3 MODELO DEL FLUJO TURBULENTO

3.3.1 ¿Qué es la turbulencia? La turbulencia es un estado caótico e irregular del movimiento de un fluido que se establece a partir de la aparición de irregularidades en las condiciones iniciales o de contorno de la corriente fluida. Estas inestabilidades se amplifican y se retroalimentan de forma cíclica, creando vórtices turbulentos que se crean y se destruyen. En sentido físico estricto, la turbulencia se manifiesta con la aparición de regiones coherentes de vorticidad, aunque su descripción es mucho más intuitiva a partir de sus características fundamentales.

Así, aunque no es fácil definir exactamente que es la turbulencia, todo el mundo tiene una noción intuitiva de lo que es: un movimiento fluctuante y desordenado. De hecho, el término turbulento forma parte del lenguaje cotidiano haciendo referencia al desorden y a la falta de uniformidad. Por lo tanto, se podría afirmar que la turbulencia es un estado caótico y aleatorio del flujo, en el que la velocidad y la presión oscilan instantáneamente a lo largo del tiempo.

La turbulencia es una característica de los flujos, no de los fluidos como tales. Su aparición exige de la existencia de un fluido en movimiento, en el que los fenómenos de convección (inerciales) asociados a la velocidad sean varios órdenes de magnitud superiores a los efectos difusivos (disipativos) relacionados con la viscosidad del fluido. Esta relación es el conocido número de Reynolds que establece la frontera (aproximada) entre las condiciones de flujo laminar y flujo turbulento.

3.3.2 La naturaleza de la turbulencia. La dificultad para definir la turbulencia conduce a que sea más útil describir en detalles las características de la naturaleza. Las propiedades más destacables de los movimientos turbulentos son:

- **Aleatoriedad.** Es la característica más destacada de los flujos turbulentos. También definida como irregularidad, se manifiesta por la aparición de fluctuaciones de las variables fluidodinámicas (velocidad, presión, temperatura, concentración) con tamaños y tiempos muy dispares (diferentes escalas). Estas fluctuaciones instantáneas no estacionarias se desarrollan incluso en flujos estacionarios (promediados temporalmente), lo cual da idea de que las propiedades estadísticas de los flujos sí son invariables. Por esta razón se utilizan métodos estadísticos para su estudio y predicción. Además, la existencia de escalas muy dispares hace que, aunque los flujos turbulentos parezcan caóticos e impredecibles, también se puede encontrar estructuras coherentes (movimientos

organizados) dentro de ese mar de irregularidades aleatorias. En este caso, su aleatoriedad se refiere a la localización exacta y a cuando se desarrollan.

- **Vorticidad.** Es imprescindible que exista vorticidad para que un flujo pueda ser turbulento. De hecho, todo flujo turbulento es rotacional $\nabla \times v \neq 0$, con importantes niveles de vorticidad que fluctúan en el tiempo y en el espacio de forma coherente (estructuras o vórtices coherentes), y en los que la deformación de los vórtices supone la esencia de la dinámica de la turbulencia.

- **Difusividad (mixing).** Los fenómenos turbulentos intensifican el transporte de masa, momento y energía, debido a las fluctuaciones en las diversas escalas turbulentas. En particular, las fluctuaciones a escalas macroscópicas producen efectos de mezcla similares a los de carácter molecular (puramente difusivos), si bien con longitudes de mezcla similares a las de los fenómenos convectivos.

Existen también otras particularidades para el flujo turbulento que conviene destacar, aunque no sean tan fundamentales como las anteriores. Por ejemplo:

- **Tridimensionalidad.** Las escalas más pequeñas de la turbulencia tienen un carácter muy isotrópico, lo cual implica la necesidad de tener flujo tridimensional. Las escalas más grandes, asociadas a las longitudes características del flujo analizado, pueden presentar un comportamiento bidimensional o plano, pero éste se va generalizando a tridimensional según se avanza en la cascada de energía.

- **Disipación.** Los flujos turbulentos son siempre disipativos. Necesariamente han de disipar energía en las escalas más pequeñas, energía que se obtiene del flujo principal y que se va redistribuyendo en forma de cascada mediante procesos de deformación. Una vez desarrollado el flujo turbulento, la turbulencia tiende a mantenerse (se retroalimenta) mediante un aporte continuo de energía. Si no existe ese suministro de energía, la turbulencia decae rápidamente.

- **Altos números de Reynolds.** La turbulencia se origina por inestabilidades en el flujo laminar. A partir de ciertos números de Reynolds, dependientes del tiempo de aplicación, las irregularidades en las capas de cortadura se vuelven inestables, amplificándose y activando los mecanismos turbulentos. El flujo se desordena y deja de ser laminar.

Por tanto, la turbulencia es un fenómeno muy complejo, con escalas muy dispares que van desde el tamaño característico del flujo (un diámetro, una longitud típica del problema) hasta escalas disipativas muy pequeñas. Aun siendo pequeñas, estas escalas disipativas están lejos de las escalas de longitud molecular por lo que aún se pueden emplear ecuaciones de la Mecánica de Fluidos para medio continuo.

La dinámica de la turbulencia es función del flujo y, dada su naturaleza, requiere de varios niveles de aproximación para describirla. Por esta razón, no existe una “teoría de la turbulencia” de aplicación general, sino múltiples modelos creados específicamente para diferentes problemas.

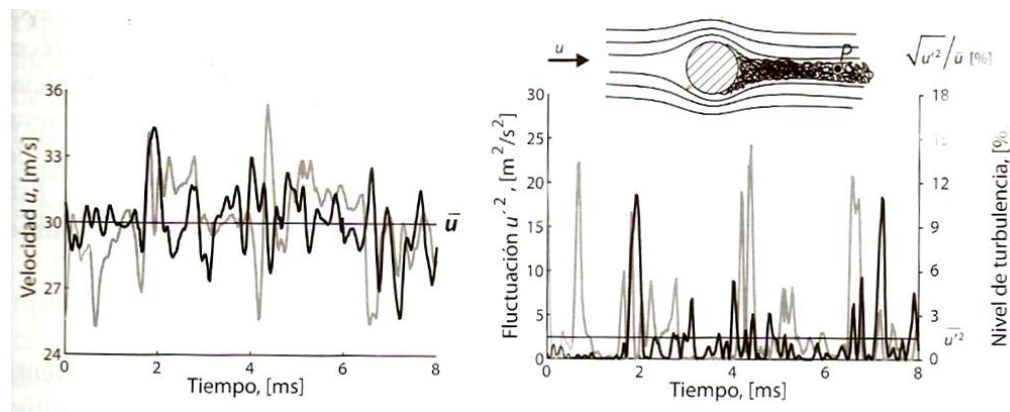
Finalmente, para ilustrar todas estas ideas, en la figura 24 (a) se muestra la evolución característica de la velocidad de un punto P por el que transcurre un flujo turbulento. Se puede imaginar que dicha velocidad (gráfico de la izquierda) corresponde a la medida hecha detrás de un objeto en la región de la estela turbulenta, cuando el flujo ya está perfectamente establecido. Las líneas negra y gris corresponden a dos medidas de idéntica duración, en el mismo sitio y con mismo flujo incidente totalmente desarrollado.

Efectivamente, a la vista de los datos de la figura, se puede concluir que la traza de la velocidad reproduce las características anteriormente descritas:

- La velocidad fluctúa aleatoriamente en el tiempo, con oscilaciones de diferente amplitud que responden a las diversas escalas de la turbulencia.
- Por tanto, el campo instantáneo (variable u), es impredecible, puesto que cualquier mínima perturbación produce cambios en la velocidad en el instante inmediato.

Además, cada una de las dos medidas (líneas negra y gris) son diferentes, pero su valor medio es el mismo. Esto demuestra que las propiedades estadísticas del flujo turbulento son unívocas y de ahí el interés en resolver el problema de la turbulencia desde un punto de vista estadístico. Lo mismo ocurre con la fluctuación (Figura 24 (b)), elevada al cuadrado para poder calcular su media (la media de la fluctuación es por definición cero, al estar centrada en la propia media de la velocidad). La fluctuación cuadrática es distinta en ambas medidas, pero si se promedia el tiempo suficiente, el valor medio también es único, y converge hacia lo que se llama nivel de turbulencia, que mide la intensidad de las fluctuaciones.

Figura 24 (a) Traza de velocidad en flujo turbulento (b) Nivel de turbulencia instantánea



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 255.

3.3.3 Escalas de la turbulencia: la cascada de energía. La turbulencia contiene un amplio espectro de escalas espaciales y temporales. Típicamente, los vórtices de mayor tamaño interactúan con el flujo principal, extrayendo energía de él. Físicamente, esto es posible gracias a que el propio flujo convectivo deforma esos vórtices más grandes, confiriéndoles energía en el proceso.

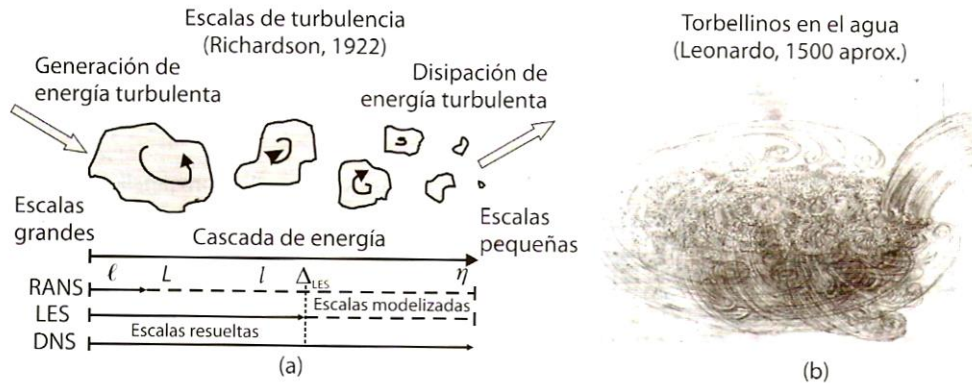
Se ha visto que existen escalas más pequeñas de la turbulencia, claramente disipativas, y que constituyen el punto final del fenómeno de disipación de energía. Ahora bien, para tratar la transferencia de energía desde esas escalas grandes a las pequeñas se recurre a un concepto denominado la cascada de energía.

Richardson (1922) fue el primero en introducir el concepto de cascada de energía para describir el proceso por el cual esos vórtices más grandes se dividen en estructuras más pequeñas a las cuales pasan energía, así sucesivamente hasta llegar a las escalas puramente disipativas. Este proceso de ruptura se produce en cascada, por lo que en un movimiento turbulento coexisten una gran variedad de escalas, correspondientes a los distintos tamaños de vórtices, los cuales son arrastrados y estirados por la acción de los gradientes del flujo promedio dominante y por su interacción con los demás vórtices. Este proceso de división continúa hasta que la escala de los vórtices es tan pequeña que su número de Reynolds no es lo suficientemente grande como para que la inestabilidad persista. En esos vórtices pequeños, la energía cinética contenida en los vórtices se transforma en calor por disipación viscosa (Ver figura 25).

En cierto modo, hablar de vórtices para describir las escalas de la turbulencia no deja de ser una convención, inspirada en la observación de la realidad (tal y como constató Leonardo da Vinci en sus diferentes escalas de movimiento, figura 25 b). En realidad, la estructura de la turbulencia es mucho más compleja y puede adoptar formas diversas como láminas, toroides, filamentos alargados, tubos alabeados, etc. Así mismo, es lógico hablar de la cascada de energía en términos

de vórtices que se rompen o subdividen en otros más pequeños, aunque realmente lo que ocurre es que la energía se redistribuye como consecuencia de la distorsión en la forma de esas estructuras vorticiales.

Figura 25 Escalas de la turbulencia y proceso de cascada de energía. (a) Esquema conceptual de Richardson (b) Idea intuitiva de Leonardo



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 260.

Para números de Reynolds altos, la viscosidad no influye en la cascada de energía; únicamente tiene importancia en las escalas más pequeñas. Por esta razón, se divide la cascada de energía en tres subdominios:

- **Macroescala.** Asociada a los vórtices más grandes; con velocidades, longitudes y tiempos característicos U , L y T , donde normalmente a L se le denomina longitud de escala integral. Si se define el número de Reynolds del flujo como $Re_\ell = u_0 \ell \nu$, donde ℓ es una longitud característica y u_0 es la velocidad promedio del flujo, el número de Reynolds correspondiente a estas escalas resulta ser del orden al del flujo principal: $Re_\ell \sim Re_L = UL \nu$. Estos grandes torbellinos dependen de las condiciones de contorno y son claramente anisotrópicos (dependientes de la dirección).

Los vórtices de la macroescala interaccionan con un tiempo característico que se puede expresar como L/U , de modo que la tasa por unidad de tiempo a la que transfieren energía (cinética: U^2) será del orden de:

Ecuación 33.

$$\Pi_L \sim U^3 L$$

La energía específica disipada en estas escalas se puede estimar como:

Ecuación 34.

$$\Phi_L \approx \nu \frac{\partial U_i}{\partial x_j}^2 \approx \nu \frac{U^2}{L^2}$$

Resultando ser despreciable cuando se compara con la energía transferida a escalas anteriores, ya que: $\Pi_L / \Phi_L = Re_\ell \gg 1$.

- **Subrango inercial.** Es la zona de escalas intermedias en las que se produce básicamente una progresiva transferencia de energía hacia las escalas disipativas. De forma genérica se definen unas escalas típicas de longitud l , velocidad, u_l , y tiempo, t , comprendidas entre las macroescalas y las microescalas. Este rango intermedio es más ancho cuanto mayor es el número de Reynolds, correspondiendo con la observación de que las escalas disipativas son más pequeñas a mayores números de Reynolds.

Para discutir la importancia del subrango inercial es necesario introducir la idea de espectro de energía turbulento. Este tipo de representación se obtiene cuando se pasa al dominio de la frecuencia una traza de velocidad instantánea como la de la figura 24 (a). De esta forma, es posible representar la distribución de la energía turbulenta en función del rango de longitud de onda (o tamaño de oscilación) de las fluctuaciones, donde el número de onda, κ , se puede relacionar con el tamaño

característico de vórtice según $\kappa \sim 2\pi U/l$, o en el caso de un espectro temporal (que es lo habitual), $\kappa \sim 2\pi/l$. Puesto que el espectro de energía turbulenta, $E(\kappa)$, es más o menos la representación matemática de la cascada de energía, parece evidente que su distribución frente a κ pueda dividirse en las tres mismas zonas en que estamos separando la cascada (ver figura 26). Además, la zona intermedia, denominada de *subrango inercial*, queda caracterizada por una evolución lineal (de pendiente $-5/3$) en escala logarítmica, según la ley universal conocida como ley de Kolmogorov (1941):

Ecuación 35.

$$E(\kappa) = \alpha \varepsilon^{2/3} \kappa^{-5/3}$$

Donde α es una constante, normalmente sobre 1,5, y ε es la tasa de disipación viscosa que se estima en la microescala (ver ecuación 38).

Téngase en cuenta que en el subrango inercial toda la energía que contienen las escalas intermedias ha sido transferida de las escalas grandes, por lo que se cumple, aproximadamente, que: $\Pi_l \approx \Pi_L \Rightarrow U^3 L^{-1} = u_l^3 l^{-1}$. Con esta expresión, se obtiene una relación entre los números de Reynolds de ambas escalas como:

Ecuación 36.

$$Re_l Re_L = l L^{-4/3}$$

Como el cociente de longitudes todavía no es muy pequeño, el número de Reynolds asociado a la escala es grande y la disipación de energía todavía es despreciable.

- **Microescala.** Es la escala más pequeña, en la que el número de Reynolds local es aproximadamente la unidad. Las escalas características se denotan como

η para la longitud, u_η para la velocidad y τ para el tiempo. Aplicando razonamientos similares a los anteriores, se concluye que la energía transferida a la microescala es $\Pi_\eta \approx \Pi_1 \approx \Pi_L \Rightarrow U^3 L^{-1} = u_\eta^3 \eta^{-1}$, expresión matemática que resume la idea de la cascada de energía. Además, puesto que la energía transportada es del mismo orden que la disipada $Re_\eta \approx 1$, la expresión análoga a la ecuación 36 para esta escala resulta ser $Re_\eta = Re_L \eta L^{-1/3} \approx 1$. O lo que es igual:

Ecuación 37.

$$\eta L \approx Re_L^{-3/4}$$

Expresión que relaciona las longitudes características de la macroescala y la microescala. La tasa de disipación viscosa, ε , en la microescala es del orden de $\varepsilon \approx \nu u_\eta^2 \eta^{-2}$ (se deduce análogamente a cómo se hizo en la macroescala) y que puede relacionarse con la ecuación 17 gracias a la cascada de energía:

Ecuación 38.

$$\Pi_L \sim U^3 L \sim \varepsilon \sim \nu u_\eta^2 \eta^2$$

Si se combina la ecuación 38 con el número de Reynolds ($u_\eta \eta / \nu \approx 1$), se obtienen expresiones muy útiles de todas las escalas disipativas (longitud, velocidad y tiempo) en función, precisamente, de la disipación de energía:

Ecuación 39.

$$\eta = \nu^3 \varepsilon^{-1/4} u_\eta = \nu \varepsilon^{-1/4} \quad \tau = \nu \varepsilon^{-1/2}$$

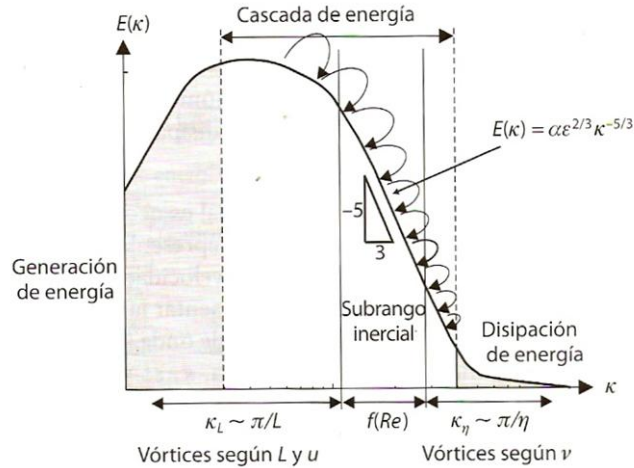
Estas escalas se conocen como escalas de Kolmogorov. Finalmente, si se hace uso de la ecuación 38, $\varepsilon \sim U^3 L$, se deduce la relación entre las escalas de Kolmogorov y las escalas integrales o macroescalas:

Ecuación 40.

$$\eta = L = Re^{-3/4} u_\eta \quad U = Re^{-1/4} \tau \quad T = Re^{-1/2}$$

En particular se conoce que para números de Reynolds altos (los flujos industriales se sitúan normalmente entre 10^5 y 10^8), las escalas de Kolmogorov son extremadamente pequeñas, resultando computacionalmente prohibitivo resolverlas directamente y haciendo imprescindible la utilización de modelos de turbulencia en las simulaciones.

Figura 26. Espectro de energía turbulenta



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 262.

3.3.4 Aproximaciones numéricas para el tratamiento de la turbulencia. La solución numérica para flujos turbulentos puede abordarse desde distintos niveles de aproximación, proporcionando así descripciones del flujo con mayor o menor detalle. Esto se consigue en función del número de escalas de la turbulencia que se quieran resolver en la simulación, o lo que es igual, en función de la cantidad de energía cinética turbulenta que se vaya a transportar en las ecuaciones constitutivas.

En general, se distinguen tres aproximaciones diferentes: la simulación numérica directa (DNS), en la que se usa una discretización o enmallado extremadamente fino del sistema en estudio para poder resolver todas las escalas de la turbulencia (desde las integrales hasta las disipativas); la simulación de vórtices grandes (LES), con mallas menos densas que permiten resolver sólo los torbellinos grandes que transportan entre el 50 y el 80% de toda la energía cinética turbulenta; y finalmente la simulación RANS (ecuaciones de Navier-Stokes promediadas por Reynolds) en la que todas las escalas se modelan mediante el uso de modelos de turbulencia.

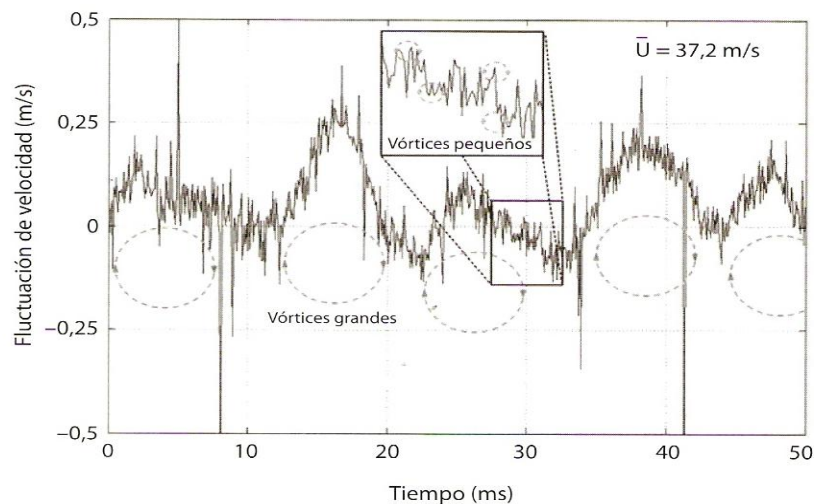
Aunque algunos flujos sencillos se han resuelto utilizando simulación directa (DNS), no es posible emplearla de forma sistemática para resolver problemas industriales de interés práctico debido a su costo computacional prohibitivo. Por esta razón, se emplean habitualmente los métodos RANS y en ciertas ocasiones las técnicas LES.

3.3.4.1 El problema del cierre turbulento. Como es bien sabido, los flujos pueden presentarse en dos regímenes completamente diferentes: bien en régimen laminar, bien en régimen turbulento. Los flujos laminares se caracterizan porque las partículas de fluido se mueven de manera ordenada, en láminas, en la dirección de la corriente y sin generar flujos ni movimientos transversales. Este tipo de flujos aparece cuando la viscosidad es el fenómeno de transporte dominante, lo cual permite atenuar cualquier tiempo de perturbación que pudiera afectar el flujo. Se caracterizan por presentar un número de Reynolds bajo.

Por el contrario, los flujos turbulentos se caracterizan por presentar fluctuaciones aleatorias de los campos de presión y velocidad tanto en el tiempo como en el espacio. Estas fluctuaciones provienen de unas inestabilidades del flujo que en forma de cascada de energía generan vórtices cada vez más pequeños hasta que se disipan en forma de calor por la acción de la viscosidad.

Típicamente, la evolución de una variable fluidodinámica (como la velocidad) en un punto del espacio está compuesta por una serie de fluctuaciones de distinta escala en el caso de flujo turbulento, que es normalmente el tipo de flujo habitual (ver figura 27). Es curioso, casi irónico, observar cómo las ecuaciones de gobierno son ecuaciones exactas, estrictamente formuladas en su sentido matemático, y, sin embargo, sus soluciones reales dan lugar a fenómenos turbulentos, aleatorios, que sólo tienen sentido práctico si se analizan desde un punto de vista estadístico (como valor medio de la velocidad e intensidad promediada de las fluctuaciones).

Figura 27. Fluctuación de velocidad en un flujo turbulento



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 47.

En concreto, para poder cuantificar el nivel de oscilación de esa traza de velocidad de la figura 27, es necesario realizar un promedio de la misma, con el objeto de determinar su valor medio y la intensidad y frecuencia de las oscilaciones. De esta forma, es habitual definir el denominado promediado de Reynolds como:

Ecuación 41.

$$\bar{\phi} = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \int_0^T \phi(t) dt$$

Donde la desviación de la variable en el tiempo respecto a su valor medio, la fluctuación turbulenta, se define como: $\phi' = \phi - \bar{\phi}$. Por definición (basta sustituir en la ecuación anterior y hacer la media), se tiene que $\bar{\phi}' = 0$ (la media de la fluctuación es cero). Por lo tanto, para poder dar un valor medio de la intensidad de la fluctuación, se utiliza el valor cuadrático de dicha fluctuación o valor RMS según:

Ecuación 42.

$$\overline{\phi'^2} = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \int_0^T (\phi - \bar{\phi})^2 dt$$

que, lógicamente, siempre es mayor que cero.

Las aproximaciones para resolver las ecuaciones de gobierno en flujo turbulento se pueden clasificar en dos grandes grupos: la resolución directa de las ecuaciones (Direct Numerical Simulation, DNS) o bien el empleo de algún modelo de turbulencia una vez realizado un promedio temporal o un filtrado espacial de las ecuaciones (Reynolds-Averaged Navier Stokes equations, RANS, con promedio temporal o Large Eddy Simulation, LES, con filtrado espacial).

La simulación numérica directa resuelve todas las fluctuaciones temporales y espaciales. Esto implica que para números de Reynolds elevados (a partir de 10^5) se exigen mallas extraordinariamente densas y pasos temporales muy bajos para poder resolver todos los tamaños de vórtices del flujo (denominados “vórtices pequeños” y “vórtices grandes” en la figura 27). En realidad, el procedimiento de

resolución es análogo al que se emplea para flujo laminar, si bien debe afrontar la resolución de las fluctuaciones a todas las escalas. Desafortunadamente, con los medios computacionales disponibles hoy día, solamente es posible resolver este esquema para geometrías muy sencillas (flujos en canales rectangulares, chorros canónicos, capas límites sobre placas, etc.) con unos costos computacionales enormes.

La alternativa más habitual al DNS es la resolución de las ecuaciones promediadas. Por tanto, en esta aproximación RANS se resuelven únicamente los valores medios (promediados) de las variables fluidodinámicas, pero acostaba de introducir una serie términos adicionales, las tensiones de Reynolds, que habrá de modelizar para poder garantizar el cierre del sistema de ecuaciones. Lógicamente, estos modelos son generales y pueden provocar importantes errores en los cálculos numéricos.

Aplicando el teorema promediado de Reynolds a las ecuaciones gobierno de flujo, se obtienen las ecuaciones de partida en variables promediadas, pero junto con las tensiones de Reynolds como término de adicional desconocido. La expresión general de dichas tensiones es: $\tau_{ij} = -\rho u'_i u'_j$, que tiene forma de tensor y que computa el producto de las fluctuaciones de velocidad en todas las direcciones del dominio. Ese producto es un momento de orden superior que debe modelarse en función de las variables definidas que se van a resolver, esto es, normalmente función de las velocidades medias y sus derivadas. La semisuma de la diagonal principal del tensor se denomina *energía cinética turbulenta*, por analogía con la definición de energía cinética del flujo medio, y se define como:

Ecuación 43.

$$k = \frac{1}{2} u'_i u'_i = \frac{1}{2} u'^2 + v'^2 + w'^2$$

Recientemente se han consolidado las técnicas LES como una alternativa intermedia entre DNS y RANS. Este tipo de técnicas reducen la complejidad de las ecuaciones consolidando sólo parte de los efectos turbulentos del flujo. En este caso se resuelve el intercambio energético entre las denominadas fluctuaciones de gran escala (“vórtices grandes” en la figura 27) y se modela únicamente el efecto de las pequeñas escalas de la turbulencia.

La gran ventaja de la técnica LES es que permite definir modelos para las pequeñas escalas, que por definición son mucho más isotrópicas y por tanto más fácilmente modelables. Aunque no llega al extremo de la simulación directa, también requiere de capacidades de cálculo muy elevadas, sobre todo para tener en cuenta los efectos de cortadura en las proximidades de los contornos sólidos. Por esta razón, la densidad de malla también debe ser muy alta en las zonas contiguas a las paredes.

3.3.4.2 Simulaciones directas. En las simulaciones directas todas las escalas turbulentas, incluidas las escalas disipativas de Kolmogorov, η , deben ser resueltas. Evidentemente, de la ecuación 37 se deduce que para un fenómeno con una dimensión característica l , y por tanto con un tamaño de escala integral del mismo orden L , cuanto mayor es el número de Reynolds más pequeño es el tamaño de las escalas de Kolmogorov. Con esta idea en mente, y sabiendo que la mayoría de los flujos de interés industrial se encuentran en el rango de números de Reynolds entre 10^5 y 10^8 , se puede hacer una estimación del número de nodos que se necesitarían en una simulación tridimensional para resolver las microescalas del flujo.

La distancia entre nodos, Δx , no puede ser mayor que el tamaño de las escalas más pequeñas, si no que ha de ser del mismo orden. Por tanto: $\Delta x \sim \eta \sim Re^{-3/4} L$. Si se denomina L_{sim} a la dimensión característica del dominio computacional a resolver (algo así como el tamaño de dominio que comprenda el flujo de estudio),

se puede estimar el número de nodos que se necesitan para obtener una resolución espacial del orden de las escalas de Kolmogorov en esa dirección como:

Ecuación 44.

$$N_x \simeq \frac{L_{sim}}{\Delta x} \sim \frac{L_{sim}}{L} Re^{3/4}$$

Dada la tridimensionalidad e isotropía de las escalas disipativas, y supuesto un dominio cúbico de simulación, se necesitará una densidad de mallado similar a la estimada en la ecuación 44 en el resto de las direcciones espaciales. De esta forma, es inmediato concluir que el número total de puntos de la discretización espacial ha de ser:

Ecuación 45.

$$N_{\Omega} \simeq N_x N_y N_z \simeq \left(\frac{L_{sim}}{L} \right)^3 Re^{9/4}$$

Por tanto, el número de celdas necesarias para ejecutar una DNS tridimensional es del orden del número de Reynolds elevado a 9/4. Nótese que simplemente para un Reynolds igual a 10 000 ya se requerirían alrededor de 1000 millones de nodos.

Ahora bien, no sólo debe tenerse en cuenta la resolución espacial, sino que también la resolución temporal es esencial para poder resolver la evolución de las escalas más pequeñas. La turbulencia es un fenómeno inestable, no estacionario en sí mismo, que requiere la integración de las ecuaciones durante un período de tiempo del orden del tiempo característico de la escala integral, T , y con un paso temporal mínimo para poder describir el movimiento de las escalas más pequeñas. Teniendo en cuenta que por razones de estabilidad y precisión, dicho paso

temporal no debe permitir que las partículas avancen más de una celda en cada Δt (suponiendo que se utiliza un esquema explícito, el menos costoso computacionalmente), éste debe ser del orden de $\Delta t \sim \Delta x / U \sim \eta / U$. Por tanto, si denotamos a T_{sim} como el tiempo de simulación, el número de pasos temporales que serán necesarios para describir numéricamente los mecanismos de las escalas de Kolmogorov en una simulación serán:

Ecuación 46.

$$N_t \simeq \frac{T_{sim}}{\Delta t} \simeq \frac{T_{sim}}{\eta / U} \sim \frac{T_{sim}}{L / U} Re^{3/4} = \frac{T_{sim}}{T} Re^{3/4}$$

Donde se ha introducido la relación de longitudes de la ecuación 36. El número de operaciones de computador necesarias para una simulación será por tanto proporcional al producto de N_Ω y N_t , de forma que el tiempo total de simulación se escalará según:

Ecuación 47.

$$T_{cálculo} \propto N_\Omega N_t \sim \frac{T_{sim}}{T} \frac{L_{sim}^3}{L} Re^3$$

Por supuesto, la constante de proporcionalidad depende de la velocidad de cálculo del computador empleado. De todas formas, el hecho de que el tiempo de cálculo sea proporcional al número de Reynolds al cubo implica unos recursos computacionales extraordinarios. Por esta razón, se han utilizado técnicas DNS únicamente con geometrías sencillas (placas, flujos homogéneos) para números de Reynolds bajos (hasta 10^3 típicamente) y en superordenadores de grandes capacidades. Para los números de Reynolds típicos de la mayoría de las aplicaciones industriales, las capacidades computacionales necesarias por ejecutar una simulación DNS exceden ampliamente las posibilidades de los computadores más potentes existentes hasta hoy.

Así, por ejemplo, para el caso de flujo con número de Reynolds del orden de 10^4 , en un dominio 8 veces mayor que las longitudes integrales y resolviendo para 4 ciclos de fluctuación de la escala integral, si se resolviese con una máquina con una capacidad del orden de gigaflops (10^9 operaciones en coma flotante por segundo), y suponiendo que se necesitasen del orden de 1000 operaciones por paso temporal (Pope, 2000) para asegurar la convergencia, aplicando la ecuación 29 se obtendría un tiempo de cálculo aproximado de unos 65 años, es decir, toda una vida esperando por los resultados. Para números de Reynolds mayores, por ejemplo 10^8 para el vuelo de un avión comercial, incluso si se utilizase el superordenador más potente del mundo, con una potencia de cálculo del orden de 1 petaflop (10^{15} operaciones/segundo), los tiempos de cálculo que se obtendrían según la ecuación 47 (y para dominios muy localizados, nada de modelar el fuselaje completo) son sencillamente absurdos: del orden de 600.000 siglos.

A pesar de todo, las simulaciones directas son una herramienta extremadamente útil para la investigación fundamental de la turbulencia (a números de Reynolds bajos). Con la DNS es posible realizar “experimentos numéricos” de los que se extrae información que de otra manera sería imposible obtener en el laboratorio, permitiendo una mejor comprensión de la física de la turbulencia.

3.3.4.3 Promediados de las ecuaciones (técnicas LES y modelos RANS). Una vez constatadas las serias limitaciones asociadas a las simulaciones DNS, es imprescindible acudir a otras aproximaciones cuando se analizan flujos en contextos industriales a altos números de Reynolds. Éstas son, básicamente, los modelos RANS y las técnicas LES.

- **Modelos Reynolds-Averaged Navier-Stokes (RANS).** De entre todas las aproximaciones posibles, el método más utilizado para introducir la simulación de la turbulencia en la metodología numérica es el del promediado de Reynolds de

las ecuaciones constitutivas (RANS, o *Reynolds-Averaged Navier-Stokes*). Este método utiliza la idea de promediado:

Ecuación 48.

$$\bar{f} = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} f \, dt$$

De modo que el operador que se emplea para buscar el comportamiento estadístico de las variables del flujo es un promedio temporal sobre las ecuaciones de transporte. Aquí, T corresponde a un intervalo de tiempo mucho mayor que las escalas integrales del flujo turbulento. El promedio definido en la ecuación 30 permite descomponer cualquier variable en su valor medio y su parte fluctuante como: $f' = f - \bar{f}$. Cuando el operador estadístico, ecuación 48, se aplica sobre las ecuaciones de flujo, se obtienen las ecuaciones RANS que describen la evolución de las variables promediadas. El efecto de las fluctuaciones turbulentas aparece en un término adicional, denominado de las *tensiones de Reynolds*, y que debe ser modelado para cerrar el sistema de ecuaciones.

En las últimas décadas se han desarrollado toda una serie de modelos de turbulencia para sustituir esas tensiones de Reynolds desconocidas por otro tipo de relaciones matemáticas que eviten aportar nuevas incógnitas al problema. El objetivo de la modelización es eliminar el problema del cierre aportando algún tipo de hipótesis que trate de emular el comportamiento físico de la turbulencia. Entre los modelos disponibles, de diversa complejidad, se pueden citar los modelos algebraicos simples, como el modelo de longitud de mezcla; los modelos que introducen una viscosidad artificial, como los de tipo k- ϵ , o incluso los modelos de cierre completo en los que se define una ecuación de transporte para cada una de las componentes de las tensiones de Reynolds.

La solución de las ecuaciones RANS es actualmente el estándar en las aplicaciones ingenieriles ya que, a pesar de sus simplificaciones, permite explicar satisfactoriamente la mayor parte de los flujos turbulentos, incluso en situaciones considerablemente complejas.

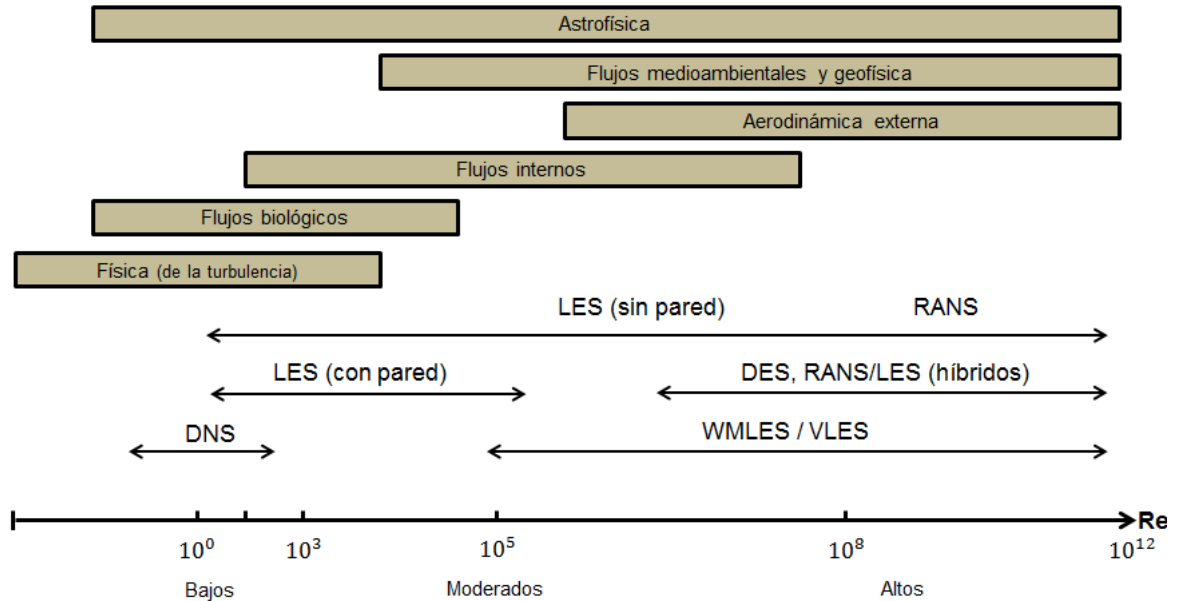
Por el contrario, el mayor inconveniente en los modelos RANS es la necesidad de tener que modelar todas las escalas de la turbulencia. Puesto que las escalas de Kolmogorov, disipativas y extremadamente pequeñas, son escalas más universales, mientras que las integrales están significativamente influenciadas por las condiciones de contorno o por las dimensiones características del flujo, parece evidente que la física que rige ambos niveles es distinta. Por tanto, encontrar un modelo que describa correctamente los fenómenos de la macro y la microescala no es tarea fácil. Por esta razón, aun cuando nacen con vocación genérica, los diversos modelos tienen un campo de aplicación limitado, y responden mejor en unos tipos de flujo que en otros, siempre en función de la aplicación para la que fueron ideados.

- **Técnicas LES.** La técnica LES (Large-Eddy-Simulation) es una técnica intermedia entre DNS y RANS, en la que las contribuciones de las escalas grandes, portadoras de energía, y responsables de las estructuras de transferencia energética y de momento, se resuelven en el sistema de ecuaciones, mientras que el efecto de las escalas más pequeñas sobre la turbulencia es modelizado (ver figura 25 (a)). Puesto que las escalas más pequeñas tienden a ser más isotrópicas, homogéneas e universales, y menos afectadas por condiciones de contorno que las macroescalas, es de esperar que los modelos introducidos para esos pequeños torbellinos sean más generales y apenas requieran reajustes al cambiar de flujo.

La aproximación LES es similar a la DNS por cuanto proporcionan siempre una solución tridimensional y dependiente del tiempo de las ecuaciones de Navier-

Stokes. Por lo tanto, requieren también de la utilización de discretizaciones del volumen de control o enmallados muy finos, aunque sin llegar a las necesidades prácticamente inviables del DNS. Por lo tanto, se pueden emplear para resolver flujos industriales a altos números de Reynolds, siempre y cuando las escalas intermedias obedezcan la dinámica del subrango inercial. Las prestaciones numéricas de las técnicas LES se sitúan en algún lugar intermedio entre las aproximaciones RANS y la simulación directa de las escalas pequeñas y grandes de la turbulencia (ver figura 25 (a)). Su aplicación se divide en dos etapas: filtrado espacial de las ecuaciones (de acuerdo a un filtro típico, relacionado con la densidad de malla, y denotado habitualmente en la bibliografía como Δ) y modelización de las subescalas turbulentas (SGS o *Sub-Grid Scale modelling*). El filtrado se realiza mediante un promedio local de las variables del flujo turbulento, mientras que la modelización de la turbulencia por debajo de la malla se basa generalmente en algún modelo de viscosidad artificial (isotrópico). Nótese que todos los modelos de turbulencia RANS son susceptibles de ser usados para la modelización de la subescala, aunque especialmente los más sencillos, con características isotrópicas deberían bastar para describir los mecanismos de las escalas más pequeñas.

Figura 28. Tipos de aproximaciones recomendadas en función del número de Reynolds



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 270.

3.3.5 Modelos de turbulencia para las ecuaciones RANS. La turbulencia se caracteriza por las fluctuaciones aleatorias que se superponen al valor promedio (estadístico). En la aproximación RANS se introduce un promediado temporal a las variables con el objeto de separar el valor medio de la parte fluctuante. Para que esta operación tenga sentido estadístico (y físico), el tiempo de promedio tiene que ser mucho más grande que el período característico de las fluctuaciones turbulentas de la escala integral.

Esta aproximación encaja muy bien con la filosofía del I-CFD, puesto que en las aplicaciones ingenieriles lo habitual es estar interesado en los efectos del flujo medio, más que en los detalles de las fluctuaciones. Es importante notar que al hablar de flujo medio (mejor sería hablar de “promedio”), se hace referencia a la

parte de la variable sin fluctuaciones turbulentas, cuyo valor no tiene por qué ser necesariamente estacionario.

Con esta aproximación, los flujos turbulentos se resuelven a partir de las ecuaciones promediadas en el tiempo. Al aplicar este promedio sobre las ecuaciones de flujo, ecuación 15 en caso incompresible, se obtiene un nuevo conjunto de ecuaciones que pasan a describir las variables promediadas, pero que además contienen promedios de los productos de las componentes fluctuantes de la velocidad. Estos productos, las ya mencionadas tensiones de Reynolds, tienen que modelarse para poder cerrar el sistema de ecuaciones.

Existen varias maneras de llevar a cabo los promedios: promedios temporales, promedios muestrales, promedios espaciales o promedios máxicos. En este caso, el objetivo está en los promedios temporales y en los muestrales.

3.3.5.1 Filtrado temporal. Propiedades. El promedio temporal descompone cada variable instantánea en la suma de un valor promedio y de una fluctuación, según la formulación ya avanzada en la ecuación 48. Este promedio, planteado sobre una variable continua como la velocidad, resulta:

Ecuación 49.

$$u(x, t) = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} u(x, t) dt$$

En el caso de tener N medidas de una variable (por ejemplo, en el caso de la figura 29 se tendrían dos medidas de la traza de velocidad), tras haber realizado N experimentos idénticos, es muy útil calcular el promedio muestral como:

Ecuación 50.

$$u(x, t) = \lim_{N \rightarrow \infty} \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N u_n(x, t)$$

Donde al tener un número discreto de medidas (N), la integral se sustituye por una sumatoria, y al ser muestras idénticas de un mismo fenómeno se cumple que $u(x, t) = u_n(x, t)$. Como no siempre se dispone de un número infinito de medidas, siempre hay que determinar el número mínimo representativo con el que $u(x, t)$ ya es casi estadísticamente invariable (ver figura 29).

Ambos tipos de promedios (o filtrados) ofrecen una serie de propiedades interesantes. Así, para dos variables (ya sean continuas o discretas), promediadas según $u = u + u'$ y $v = v + v'$ (cada variable promediada se compone de un término medio y de uno fluctuante), al ser el filtrado temporal un operador lineal, se cumplen las siguientes relaciones aritméticas:

Ecuación 51.

$$u' = v' = 0; \quad u + v = u + v; \quad uv = uv + u'v'$$

$$uv = uv; \quad u'v = 0; \quad u = u; \quad v = v$$

$$\frac{\partial u}{\partial s} = \frac{\partial u}{\partial s}; \quad u ds = u ds; \quad \nabla \cdot \nabla u = \nabla \cdot \nabla u$$

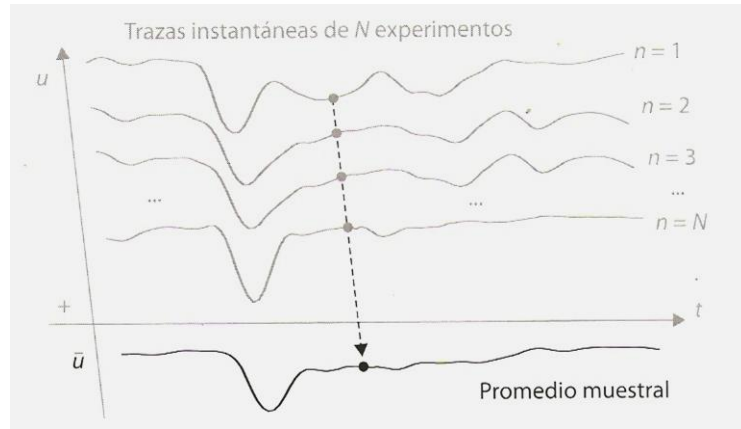
Si la variable fuese vectorial, $v = v + v'$, entonces también se cumpliría que:

Ecuación 52.

$$\nabla \cdot v = \nabla \cdot v; \nabla \cdot uv = \nabla \cdot uv = \nabla \cdot uv + \nabla \cdot u'v'$$

Las igualdades anteriores muestran la naturaleza del promedio de las variables y el comportamiento lineal del mismo, que caracterizan y permiten filtrar los valores medios en los cuales se cuantifica cada variable. Por lo tanto, la variación de la variable promedio por definición debe ser nula.

Figura 29. Promediado muestra a muestra (ensamble) de varias trazas de velocidad



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 285.

3.3.5.2 Ecuaciones de Navier-Stokes promediadas temporalmente: ecuaciones RANS. La aplicación del operador promedio sobre la ecuación vectorial 14 conduce a la siguiente expresión:

Ecuación 53.

$$\frac{\partial v_i}{\partial t} + \nabla \cdot v_i v_j + \nabla v'_i v'_j = -\frac{1}{\rho} \nabla p + \nabla \cdot v \nabla v_i$$

Donde el subíndice i representa cada una de las componentes espaciales y el producto $v_i v_j$ es la notación para indicar que la componente i está multiplicada por el resto de las componentes. Nótese que se han utilizado las diversas propiedades de los promedios definidas en las ecuaciones 51 y 52. Como siempre, reordenando la ecuación se recupera la ecuación de transporte general, pero expresada para la variable promediada. El peaje que debe pagarse por introducir este operador es la aparición del término en fluctuaciones de velocidad:

Ecuación 54.

$$\underbrace{\frac{\partial v_i}{\partial t}}_{\text{Temporal}} + \underbrace{\nabla \cdot v_i v_j}_{\text{Convectivo}} = -\underbrace{\frac{1}{\rho} \nabla p}_{\substack{\text{Fuente} \\ \text{(Presión)}}} + \underbrace{\nabla v \nabla v_i}_{\text{Difusivo}} - \underbrace{\frac{1}{\rho} \nabla \cdot \rho v_i' v_j'}_{\text{Tensiones de Reynolds}}$$

El término adicional, conocido como tensiones de Reynolds, proporciona seis incógnitas nuevas al problema:

Ecuación 55.

$$\begin{aligned} \tau_{xx} &= -\rho u'^2; & \tau_{yy} &= -\rho v'^2; & \tau_{zz} &= -\rho w'^2 \\ \tau_{xy} &= -\rho u'v'; & \tau_{xz} &= -\rho u'w'; & \tau_{yz} &= -\rho v'w'; \end{aligned}$$

Donde u, v, w representan las tres componentes de la velocidad. Nótese que el tensor de tensiones tiene simetría diagonal por lo que $\tau_{xy} = \tau_{yx}$, $\tau_{xz} = \tau_{zx}$ y $\tau_{yz} = \tau_{zy}$. La ecuación anterior se expresa de forma compacta como:

Ecuación 56.

$$\tau_{ij} = -\rho v_i' v_j'$$

El cierre del problema exige la modelización de esas incógnitas; esto es, habrá que relacionarlas (de una forma u otra, más simple o más compleja) con las incógnitas ya existentes; es decir, con la parte promediada de las variables. Finalmente, conviene también recordar que cualquier otra variable escalar turbulenta (temperatura, presión, concentración, etc.), incorpora un término adicional con producto de fluctuaciones en la ecuación de transporte:

Ecuación 57.

$$\frac{\partial \rho \Phi}{\partial t} + \nabla \cdot \rho \Phi v_j = \nabla \cdot \Gamma_\Phi \nabla \Phi - \nabla \cdot \underbrace{\rho \Phi' v_j'}_{\text{Tensiones adicionales}} + S_\Phi$$

Donde

$$\nabla \cdot \Phi' v_j' = \frac{\partial \rho u' \Phi'}{\partial x} + \frac{\partial \rho v' \Phi'}{\partial y} + \frac{\partial \rho w' \Phi'}{\partial z}$$

3.3.5.3 Hipótesis de Boussinesq. En el caso de fluidos newtonianos, la Mecánica de fluidos clásica establece que existe una relación lineal entre el tensor de tensiones viscosas y el tensor de deformaciones en el seno del fluido. Esta evidencia, encontrada por Navier y Poisson para casi todos los líquidos y gases, permite generalizar la ley de Newton que relaciona los esfuerzos cortantes con los gradientes de velocidad (deformación) mediante la viscosidad molecular del fluido:

Ecuación 58.

$$\tau_{ij}^{visc} = 2\mu e_{ij} = \mu \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right)$$

Basándose en esta idea, Boussinesq propuso que debía existir alguna analogía entre la interacción de las tensiones viscosas y de las tensiones de Reynolds con el flujo promedio. Constatando que las tensiones turbulentas aumentan cuando se

incrementan las componentes del tensor promedio de deformaciones, ideó que las tensiones de Reynolds debían estar ligadas con el tensor S_{ij} :

Ecuación 59.

$$(S_{ij} = \frac{1}{2} \frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i})$$

Por medio de un coeficiente de viscosidad artificial o turbulenta (*Eddy viscosity*):

Ecuación 60.

$$\tau_{ij} = -\rho v'_i v'_j \approx \mu_t \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) = 2\mu_t S_{ij}$$

Siendo μ_t un factor de proporcionalidad que puede ser un valor constante o una función (o modelo) que cambie a lo largo del dominio. Lógicamente, también se puede expresar como una viscosidad cinemática turbulenta según $\nu_t = \mu_t / \rho$. Por analogía, el transporte turbulento de calor, masa u otra variable escalar se define de manera similar, suponiendo que el transporte turbulento del escalar es proporcional a los gradientes del valor medio de la variable transportada a través de una difusividad turbulenta, Γ_t , es decir:

Ecuación 61.

$$-\rho v'_i \Phi' \approx \Gamma_t \frac{\partial \Phi}{\partial x_i}$$

Habitualmente, el valor de la difusividad turbulenta se da en función de su cociente respecto de la viscosidad turbulenta como $\sigma_t = \mu_t / \Gamma_t$. Puesto que este mecanismo de mezcla es similar al de momento, se suelen adoptar valores de σ_t próximos a la unidad.

La implicación física de esta hipótesis es que el efecto de las tensiones adicionales de Reynolds se sustituye por la contribución de una viscosidad turbulenta adicional, μ_t , que se suma a la viscosidad molecular, μ . De esta forma, es como si el fluido, al estar en régimen turbulento, tuviera de forma efectiva una mayor viscosidad. Este artificio se corresponde con la idea perfectamente contrastada de que la turbulencia favorece la mezcla y la difusión del flujo.

En su concepción original, Boussinesq adoptó para μ_t un valor constante, elección que sólo proporciona buenos resultados en casos muy concretos, relacionados con flujos libres (sin efectos de pared) como chorros asimétricos y chorros 2-D o capas de mezcla. Años más tarde, Prandtl introduciría el concepto de longitud de mezcla, tratando de adaptar la idea de la viscosidad artificial a esos efectos de la capa límite en los contornos sólidos. Este modelo de longitud de mezcla (y otros derivados de él) describen las tensiones por medio de una sencilla relación algebraica para μ_t en función de la posición, razón por la cual se denominan modelos de cero ecuaciones.

En los modelos algebraicos, el siguiente paso natural es introducir algún tipo de ecuación diferencial adicional, por ejemplo para el transporte de la energía cinética turbulenta. Es el caso del modelo de Spalart-Allmaras, principal exponente de los modelos de una ecuación, en el que se resuelve una viscosidad turbulenta modificada. Sin embargo, la opción más habitual es la de utilizar modelos de dos ecuaciones, como el clásico modelo k-épsilon, un modelo más sofisticado que permite la descripción de las propiedades turbulentas básicas: la energía cinética turbulenta, k , y la tasa de disipación viscosa, ε . Se introducen dos ecuaciones de transporte para cada una de estas variables, que se encuentran relacionadas con la viscosidad turbulenta por medio de su cociente adimensional. Este modelo y sus variantes (k-omega) siguen siendo hoy día los modelos de partida básicos y los más empleados en simulaciones de tipo industrial.

Todos los modelos anteriores se basan en hipótesis de Boussinesq, la cual supone implícitamente que la viscosidad turbulenta μ_t es isotrópica (la relación entre las tensiones de Reynolds y el tensor promedio de deformación es la misma en todas las direcciones). Por esta razón, se engloban todos ellos bajo la denominación de modelos lineales de viscosidad turbulenta (*Eddy Viscosity Models*, EVM). Aunque válida en un buen número de situaciones, esta hipótesis pierde validez en situaciones de flujos tridimensionales, con mucha separación y gradientes de presión extremadamente adversos.

Cundo la hipótesis de Boussinesq no sea válida, será preciso definir ecuaciones de transporte para cada una de las seis tensiones de Reynolds en la ecuación 55. La cantidad de momento fluctuante (turbulento) de las partículas de fluido también es transportado por el flujo promedio, por lo que es perfectamente razonable plantear en este caso una ecuación de transporte para cada una de ellas. Lógicamente, al necesitar una ecuación de transporte para cada tensión, el costo computacional de estos modelos de tensiones de Reynolds (RSM), o modelos de segundo orden, es notablemente superior a los EVM. Esto implica que su utilización frente a los anteriores debe estar bien justificada en términos de precisión y tiempo de cálculo. Los términos de difusión, disipación y deformación por la presión que aparecen en las ecuaciones de transporte son desconocidos a priori, por lo que será necesario hacer algún tipo de suposición sobre su comportamiento en el sistema.

3.3.5.4 Modelos de viscosidad artificial (Eddy Viscosity Models, EVM). Se han desarrollado toda una serie de modelos (de una o dos ecuaciones) que asignan a la viscosidad turbulenta μ_t , una expresión que depende de algún tipo de ecuación de transporte adicional. La idea de fondo es generalizar la ecuación 60, introduciendo un sumando adicional $\frac{2}{3}\rho k\delta_{ij}$ en dicha relación lineal constitutiva,

para preservar el álgebra tensorial en la ecuación de transporte de k . De esta forma, se fija ahora que:

Ecuación 62.

$$\tau_{ij} = -\rho v'_i v'_j \approx \mu_t \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij}$$

Donde k es la energía cinética turbulenta, expresada como la semisuma de la diagonal principal del tensor de Reynolds:

Ecuación 63.

$$k = \frac{1}{2} \rho v'_k v'_k = \frac{1}{2} \rho u'^2 + \rho v'^2 + \rho w'^2$$

Nótese la importancia del término adicional en la definición de las tensiones de Reynolds cuando se hace la suma de la ecuación 62 a lo largo de la diagonal principal:

Ecuación 64.

$$\tau_{xx} + \tau_{yy} + \tau_{zz} = -\rho u'^2 - \rho v'^2 - \rho w'^2 = \underbrace{2\mu_t}_{-2\rho k} \underbrace{\left(\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} \right)}_{\nabla \cdot \mathbf{v}} - 3 \frac{2}{3} \rho k$$

Si no se hubiese introducido esa corrección, la energía cinética sería nula. Además, ese sumando garantiza que se cumpla estrictamente la analogía de las tensiones de Reynolds con las tensiones viscosas en la diagonal principal: basta comprobar por ejemplo que para la tensión τ_{xx} se cumple exactamente:

Ecuación 65.

$$\tau_{xx} = -\rho u'^2 \approx \mu_t \frac{\partial u}{\partial x}$$

Como la hipótesis de Boussinesq considera que la turbulencia es totalmente isotrópica, las fluctuaciones en todas las direcciones del espacio serán iguales: $u'^2 = v'^2 = w'^2$. Por esta razón se puede estimar un valor de fluctuación turbulenta característico:

Ecuación 66.

$$k = \frac{3}{2} \rho u'^2 \Rightarrow u' \sim \sqrt{\frac{2k}{3\rho}}$$

Los principales modelos que se han construido a partir de esta formulación lineal e isotrópica utilizan distintas definiciones de la viscosidad turbulenta μ_t para la ecuación 62. En particular, los más importantes y extendidos son:

- **Modelo Spalart-Allmaras.** resuelve una única ecuación de transporte para una turbulencia viscosa modificada ν que se relaciona con μ_t según una función:

Ecuación 67.

$$\mu_t = f \nu$$

- **Modelo k-épsilon.** resuelve ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta k y para la tasa de energía de disipación viscosa ε que se relaciona con la viscosidad turbulente μ_t según una función:

Ecuación 68.

$$\mu_t = f \frac{\rho k^2}{\varepsilon}$$

- **Modelo k-omega.** resuelve ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta k y para la tasa específica de disipación viscosa $\omega = \varepsilon / k$ que se relacionan con μ_t según su función:

Ecuación 69.

$$\mu_t = f \frac{\rho k}{\omega}$$

3.3.5.5 Modelo k-épsilon ($k-\varepsilon$). El método simple más completo para simular la turbulencia es el que se basa en un modelo de dos ecuaciones, ya que permite la solución de las velocidades turbulentas y de las escalas de longitud de forma independiente. De entre toda la familia de modelos de dos ecuaciones, el modelo k-épsilon (Launder y Spalding, 1972) es el que más aceptación y utilización ha tenido dentro del ámbito de la I-CFD. Su robustez, economía y razonable precisión para resolver un gran número de flujos turbulentos explican su popularidad para simular flujos industriales y aplicaciones en transferencia de calor.

Debido a su masiva utilización durante las últimas décadas, han ido surgiendo diferentes variantes de la formulación original (denominada estándar) que trataban de mejorar algunos aspectos concretos de su comportamiento. En particular, destacan los modelos RNG $k-\varepsilon$ (Yakhot y Orszag, 1986) y Realizable $k-\varepsilon$.

El modelo $k - \varepsilon$ estándar es un modelo semiempírico que se basa en la modelización de dos ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta, k , y para su tasa de disipación, ε . La ecuación de transporte para k se obtiene de su ecuación exacta, mientras que la de ε se deduce a partir de razonamientos físicos y analogías diversas con la de k . De esta forma, la tasa de disipación turbulenta es la variable que determina la escala de la turbulencia, siendo k la variable que fija la energía de la turbulencia.

Los modelos k-épsilon han demostrado su gran utilidad en flujos superficies libres, en casos de gradientes de presión relativamente pequeños. Del mismo modo, para flujos confinados e internos, el modelo proporciona buenos resultados cuando los gradientes de presión medios son moderados. Además, en la obtención de este modelo se supone que el flujo turbulento está completamente desarrollado y que los efectos de la viscosidad molecular son despreciables.

La ecuación de transporte para k se obtiene sumando cada una de las ecuaciones de Navier-Stokes (Ecuación 15), previamente multiplicadas por la componente turbulenta correspondiente de la velocidad. Aplicando luego la misma secuencia sobre cada una de las ecuaciones de Reynolds Ecuación 54 y restando estas expresiones de las anteriores, es posible, obtener:

Ecuación 70.

$$\frac{\partial \rho k}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho k v_i = \frac{\partial}{\partial x_j} \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_j} + 2\mu_t S_{ij} S_{ij} - \rho \varepsilon$$

Donde se ha definido la tasa de disipación viscosa, función del tensor fluctuante de deformaciones

$$S'_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial v'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v'_j}{\partial x_i} \right)$$

Como:

Ecuación 71.

$$\varepsilon = 2\nu S'_{ij} S'_{ij}$$

Además, el término del segundo miembro de la ecuación 70 que incluye el tensor promedio de deformaciones es el término de generación de la energía cinética

$k: G_k = 2\mu_t S_{ij} S_{ij}$. Respecto a la ecuación para ε , ésta se establece análogamente como:

Ecuación 72.

$$\frac{\partial \rho \varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho \varepsilon v_i = \frac{\partial}{\partial x_j} \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} G_k - \rho C_{\varepsilon 2} \frac{\varepsilon^2}{k}$$

Finalmente, el modelo se completa definiendo una determinada relación para la ecuación 68 de la forma:

Ecuación 73.

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$$

Así, asignando una serie de valores predeterminados para las distintas constantes, que se han obtenido en experimentos con fluidos elementales (aire y agua) en condiciones de flujo turbulento con diversos tipos de capa de cortadura y turbulencia isótropa que decaen libremente, se obtiene la formulación completa del modelo:

Ecuación 74.

$$C_\mu = 0,09 \quad C_{\varepsilon 1} = 1,44 \quad C_{\varepsilon 2} = 1,92 \quad \sigma_k = 1,0 \quad \sigma_\varepsilon = 1,3$$

Además, con estas constantes, el modelo ha demostrado que predice correctamente los fenómenos turbulentos en una amplia variedad de problemas, tanto en capas de cortadura libres como en capas límites de contornos sólidos.

- **Condiciones de contorno en el modelo k-epsilon.** La resolución de dos nuevas ecuaciones de transporte para k y ε exige también los valores frontera de estas variables en las condiciones de contorno. Aquí se analizan brevemente las condiciones más habituales y se completa la formulación de los términos fuente en las regiones próximas a contornos sólidos cuando el valor adimensional de la distancia de la capa límite es mayor a once enteros y 225 milésimas ($y^+ > 11,225$).

- **Entradas:** se deben fijar los valores de k y ε , que raramente están disponibles, y que por tanto es necesario estimar de alguna manera. Lo habitual es utilizar otras variables más intuitivas como la intensidad de turbulencia (Tu) y la longitud integral característica (L), que se pueden estimar más fácilmente (a partir de la experiencia o de valores típicos conocidos de formas indirectas) y que se relacionan con las variables fundamentales según:

Ecuación 75.

$$k = \frac{3}{2} TuU^2 \quad \varepsilon = C_\mu^{3/4} \frac{k^3}{L^2}$$

Donde U representa la velocidad media del flujo. Habitualmente, se fijan valores de la intensidad de turbulencia entre el 5 y el 10% como valores normales, dejándose para valores cercanos a 1 – 1,5% y 20% cuando se tienen condiciones muy uniformes o extremadamente turbulentas. Respecto al valor de la longitud característica de flujo o escala integral, se puede adoptar tranquilamente que sea una fracción del valor característico del fluido, es decir: $L \sim 0,1\ell$.

- **Salidas:** en estas condiciones, así como en las de simetría, basta imponer que los gradientes de las variables en la dirección normal al contorno se anulan. Esto es:

Ecuación 76.

$$\frac{\partial k}{\partial n} = 0 \quad \frac{\partial \varepsilon}{\partial n} = 0$$

- **Paredes:** en función de que la pared sea fija, móvil o tenga una determinada temperatura, será necesario introducir diferentes términos fuente (tanto en las ecuaciones de transporte para k y ε como en la de momento para las velocidades) en las celdas adyacentes a los contornos sólidos.

En las tablas 7 y 8 se resumen los distintos términos de generación (S_c : valor constante y S_p : valor proporcional al de la variable en el centro de la celda) que deben introducirse en los coeficientes que afectan las variables en los nodos (a_p) y en los términos fuente o independientes de los nodos (b) de las distintas ecuaciones de transporte a resolver en función de las condiciones de pared.

Tabla 7. Valores de S_c en función del tipo de pared

Tipo de ecuación	Pared fija	Pared móvil	Pared con temperatura
Ec. De momento (para velocidad u con pared horizontal) (Ec. 15)	0	$\frac{\rho C_\mu^{1/4} k^{1/2} u_{pared}}{u^+} A_{pared}$	0
Ecuación para k (Ec. 70)	$\frac{\tau_{pared} u_p}{\Delta y_p} \Delta V$	$-\frac{\tau_{pared} u_{pared} + \rho C_\mu^{3/4} k_p^{3/2} u^+}{\Delta y_p}$	0
Ecuación para ε (Ec. 72)	$\frac{C_\mu^{3/4} k_p^{3/2}}{k \Delta y_p} \cdot 10^{10}$	0	0
Ecuación para T (Ec. 16)	0	0	$\frac{\rho C_\mu^{1/4} k_p^{1/2} C_p T_{pared}}{T^+} A_{pared}$

Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 296.

Tabla 8. Valores de S_p en función del tipo de pared

Tipo de ecuación	Pared fija	Pared móvil	Pared con temperatura
Ec. De momento (para velocidad u con pared horizontal) (ec. 15)	$-\frac{\rho C_\mu^{1/4} k^{1/2}}{u^+} A_{pared}$	$-\frac{\rho C_\mu^{1/4} k^{1/2}}{u^+} A_{pared}$	0
Ecuación para k (Ec. 70)	$-\frac{\rho C_\mu^{3/4} k^{*1/2} u^+}{\Delta y_p} \Delta V$	$\frac{\tau_{pared}}{\Delta y_p} \Delta V$	0
Ecuación para ε (Ec. 72)	-10^{10}	0	0
Ecuación para T (Ec. 16)	0	0	$-\frac{\rho C_\mu^{1/4} k_p^{1/2} C_p}{T^+} A_{pared}$

Siendo $T^+ = -\frac{T-T_{pared} C_p \rho U_\tau}{q_{pared}}$, $u^+ = \frac{u}{u_\tau}$, $\kappa = 0,41$ es la constante de Von Kármán.

Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 297.

3.3.5.6 Modelos de transporte para las tensiones de Reynolds (RSM). La última gran familia de modelos de turbulencia que se van a tratar es el que corresponde a las ecuaciones de transporte para las tensiones de Reynolds. En la ecuación 55 ya se observó cómo, tras promediar temporalmente, aparecían seis correlaciones para las tensiones de Reynolds. Los modelos de transporte RSM proponen definir directamente una ecuación de transporte para cada una de ellas, a pesar del importante costo computacional asociado a tal procedimiento.

Con esta aproximación es posible reproducir directamente los efectos direccionales del campo de tensiones de Reynolds. Este modelo, introducido por Launder en 1975, es un intento de encontrar un esquema que se ajuste lo mejor posible a la dinámica de la turbulencia en situaciones de deformaciones complejas. En esos casos, las tensiones de Reynolds ya no se pueden predecir razonablemente según la ecuación 62 y es necesario buscar una alternativa más genérica.

El modelo de transporte de las tensiones de Reynolds (RSM) es el modelo clásico más complejo, por lo que es habitual denominarlo también como modelo de cierre de segundo orden. Se caracteriza por considerar un comportamiento anisotrópico de la turbulencia, resolviendo para ello las ecuaciones de transporte de las tensiones turbulentas y una ecuación adicional para la tasa de disipación. Esto implica resolver cinco ecuaciones adicionales en problemas bidimensionales y siete en casos tridimensionales.

La ecuación general a resolver para cada tensión se obtiene a partir de las ecuaciones de Navier-Stokes promediadas tras multiplicarlas por unas velocidades fluctuantes. Así, denominando MA(ρ) a la ecuación de la conservación de la masa y MO(v_i) a la de momento para cada componente de la velocidad, se pueden deducir las ecuaciones de transporte para las tensiones de Reynolds como:

Ecuación 77.

$$v'_i \cdot \text{MO } v_i + v'_j \cdot \text{MO } v_i + v'_i v'_j \cdot \text{MA } \rho = 0$$

Después de un procedimiento algebraico, se llega a la ecuación general de transporte para cada tensión de Reynolds:

Ecuación 78.

$$\frac{\partial \rho v'_i v'_j}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k} \rho v_k v'_i v'_j = P_{ij} + D_{ij} - \rho \varepsilon_{ij} + \Pi_{ij} + \Omega_{ij}$$

Donde

$$\frac{\partial}{\partial x_k} \rho v_k v'_i v'_j$$

Es el término convectivo, C_{ij} . Además, cada uno de los términos en el segundo miembro de la ecuación representa:

- **Producción de tensiones de Reynolds** (P_{ij}). Contiene tensiones turbulentas generadas a costa de la energía media del flujo y como consecuencia de su deformación media. Este término no necesita posterior modelización ya que viene dado por:

Ecuación 79.

$$P_{ij} = -\rho v_j' v_k' \frac{\partial v_i}{\partial x_k} - \rho v_i' v_k' \frac{\partial v_j}{\partial x_k}$$

- **Difusión de las tensiones de Reynolds** (D_{ij}). Este término consta de dos partes. Un primer término es la difusión turbulenta (fenómeno de transporte por fluctuaciones de velocidad), dado por:

Ecuación 80.

$$D_{T,ij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} \rho v_i' v_j' v_k' + p \delta_{kj} v_i' + \delta_{ik} v_j'$$

Y que necesita modelado posterior. Existe un segundo término, de difusión molecular que no necesita ser modelado:

Ecuación 81.

$$D_{L,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \mu \frac{\partial}{\partial x_k} v_i' v_j'$$

- **Términos de esfuerzos de presión** (Π_{ij}). Las fluctuaciones de la presión redistribuyen la tensión turbulenta para generar un campo de turbulencia más isotrópico. Su expresión matemática viene dada por:

Ecuación 82.

$$\Pi_{ij} = p \frac{\partial v'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v'_j}{\partial x_i}$$

si se expresa según la terminología de una ecuación exacta de Poisson, la ecuación 82 se reescribe en función de tres términos constitutivos: $\Pi_{ij} = \Pi_{ij,s} + \Pi_{ij,r} + \Pi_{ij,w}$. El primero es el llamado término lento (slow term), que representa la tendencia de la turbulencia no isótropa a convertirse en isótropa; el segundo es el denominado término rápido (rapid term), que representa la “isotropización” del proceso de producción de tensiones; y, finalmente, un término de reflexión de la presión en pared. Estos tres términos necesitan de ecuaciones de cierre.

- **Disipación de la tensión** (ε_{ij}). Este término representa la disipación de la tensión que ocurre básicamente a las escalas más pequeñas. Su expresión es:

Ecuación 83.

$$\varepsilon_{ij} = 2\nu \frac{\partial v'_i}{\partial x_k} \frac{\partial v'_j}{\partial x_k}$$

- **Rotación de las tensiones** (Ω_{ij}). Este término describe el transporte por rotación y se define como:

Ecuación 84.

$$\Omega_{ij} = -2\rho\Omega_k v'_j v'_m \varepsilon_{ikm} + v'_j v'_m \varepsilon_{ikm}$$

Donde Ω_k es el vector de rotación y el símbolo ε_{ikm} es un operador de signos que vale 1 cuando i, j y k son distintos y en orden cíclico, -1 cuando i, j y k son distintos pero en orden anticíclico, y 0 si algún subíndice se repite.

Para que el modelo RMS quede definido por completo es imprescindible modelar los términos que han quedado pendientes: $D_{T,ij}$, Π_{ij} y ε_{ij} . A continuación se presentan las formulaciones implementadas a tal efecto.

- **Término de difusión $D_{T,ij}$.** El término que necesita cierre, denominado transporte difusivo de la turbulencia, se modela mediante la generalización de la difusión del gradiente (modelo de Daly y Harlow, 1970) como:

Ecuación 85.

$$D_{T,ij} = C_s \frac{\partial}{\partial x_k} \rho \frac{k u'_k u'_m}{\varepsilon} \frac{\partial v'_i v'_j}{\partial x_m} \text{ con } C_s = 0,22$$

Puesto que la ecuación 85 puede derivar en inestabilidades numérica, es muy habitual utilizar una relación alternativa mediante una difusión de la turbulencia escalar, definida como:

Ecuación 86.

$$D_{T,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial v'_i v'_j}{\partial x_m} \text{ con } \mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \text{ y } \sigma_k = 0,82; \quad C_\mu = 0,09$$

- **Término de esfuerzo de presión, Π_{ij} .** Se ha visto que el sumando Π_{ij} de la ecuación 77 se subdivide a su vez en otros términos de la forma: $\Pi_{ij} = \Pi_{ij,s} + \Pi_{ij,r} + \Pi_{ij,w}$. La modelización de cada uno de esos bloques implica la necesidad de diferentes expresiones de cierre, gracias a los cuales es posible completar el término total. Así, utilizando una formulación lineal (también existen formulaciones cuadráticas más complejas para este tensor), se tiene:

Ecuación 87.

$$\Pi_{ij,s} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} v'_i v'_j - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \text{ con } C_1 = 1,8$$

De forma análoga, los otros subtensores se definen como:

Ecuación 88.

$$\Pi_{ij,r} = -C_2 P_{ij} + B_{ij} + C_{ij} + \Omega_{ij} - \frac{2}{3} \delta_{ij} P + B - C \quad \text{con } C_2 = 0,6$$

Ecuación 89.

$$\begin{aligned} \Pi_{ij,w} = C'_1 \frac{\varepsilon}{k} v'_k v'_m n_k n_m \delta_{ij} - \frac{3}{2} v'_i v'_k n_j n_k - v'_j v'_k n_i n_k \frac{C_\ell k^{\frac{3}{2}}}{\varepsilon d} + \\ + C'_2 \Pi_{km,r} n_k n_m \delta_{ij} - \Pi_{jk,r} n_i n_k \frac{C_\ell k^{\frac{3}{2}}}{\varepsilon d} \end{aligned}$$

Donde C_{ij} , P_{ij} y Ω_{ij} se definen como se vio anteriormente; y además $P = \frac{1}{2} P_{kk}$, $C = \frac{1}{2} C_{kk}$ y B_{ij} y B son términos que se modelizan en derivadas parciales de temperatura para tener en cuenta efectos de flotabilidad (*buoyancy*). Las constantes son iguales a $C'_1 = 0,5$, $C'_2 = 0,3$, $C_\ell = C_\mu^{3/4} k$ con $\kappa = 0,41$, constante de Von Kármán, y habiendo definido a n_k como la componente k -ésima del vector normal a la pared y a d como la distancia normal a la pared.

- **Término de disipación, ε_{ij} .** El modelo propuesto para el tensor de disipación es:

Ecuación 90.

$$\varepsilon_{ij} = \frac{2}{3} \delta_{ij} \rho \varepsilon + Y_M$$

Donde $Y_M = 2\rho\varepsilon Ma_t^2$ es un término adicional de “disipación por dilatación”. Se ha definido un número de Mach turbulento como $Ma_t = \sqrt{\overline{k}} / a$, siendo a la velocidad del sonido, y cuyo efecto se aprecia para gases ideales compresibles. Finalmente

el índice de disipación, como un escalar, se calcula mediante una ecuación de transporte similar a la ecuación 72:

Ecuación 91.

$$\frac{\partial \rho \varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho \varepsilon v_i = \frac{\partial}{\partial x_j} \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} G_k + C_{\varepsilon 3} B_k - \rho C_{\varepsilon 2} \frac{\varepsilon^2}{k}$$

De constantes $\sigma_\varepsilon = 1,0$, $C_{\varepsilon 1} = 1,44$, $C_{\varepsilon 2} = 1,92$ y $C_{\varepsilon 3}$ que se evalúa en función de la dirección local del flujo en la relación con la dirección de la gravedad.

Si se llega a este punto, el modelo RSM está completado. Sin embargo, es habitual utilizar como opción adicional la de resolver también la ecuación de transporte para la energía cinética turbulenta, obtenida como semisuma de la diagonal principal del tensor de tensiones de Reynolds. De esta forma es posible conseguir valores de las tensiones de Reynolds para las distintas condiciones de contorno de modelo:

Ecuación 92.

$$\frac{\partial \rho k}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho k v_i = \frac{\partial}{\partial x_j} \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_j} + G_k + B_k - \rho \varepsilon \left(1 + 2Ma_t^2 \right)$$

El modelo RSM es claramente un modelo muy complejo, desarrollado para superar las deficiencias inherentes a las suposiciones de los modelos EVM. Evidentemente, parecen ser los modelos que mejor puedan capturar la física de los mecanismos turbulentos, en virtud de su anisotropía, su consideración de efectos de memoria o el transporte directo de las tensiones de Reynolds. Como contrapartida, esto exige importantes esfuerzos de modelado para un gran número de términos, incrementando significativamente las necesidades computacionales y

dificultando la convergencia debido al fuerte acoplamiento entre todas las ecuaciones que intervienen en la resolución.

Su utilización está justificada para flujos tridimensionales complejos, con fuertes deflexiones y cambios de curvatura en la dirección de la corriente así como cuando la rotación es un parámetro importante. Sin embargo elegir siempre este modelo por defecto frente a modelos de dos o una ecuación, no tiene necesariamente por qué dar mejores resultados.

3.3.5.7 El problema de la pared: tratamiento de la capa límite. La compleja estructura del flujo en la capa límite próxima a la pared implica un serio desafío para cualquier tipo de modelo de turbulencia. Se ha visto, a raíz de las serias limitaciones de las técnicas DNS, que la raíz del problema es la necesidad de tener un número extraordinario de puntos en la subcapa viscosa. De otra forma, es imposible capturar la dinámica de las escalas turbulentas que allí se desarrollan. Por esta razón, las técnicas LES, fundamentadas en la resolución de los torbellinos de escala característica (en este caso la subcapa), también sufrían de extraordinarias restricciones, y necesitaban modelos adicionales de pared o modelos híbridos para aplicar aproximaciones RANS en la zona de la pared.

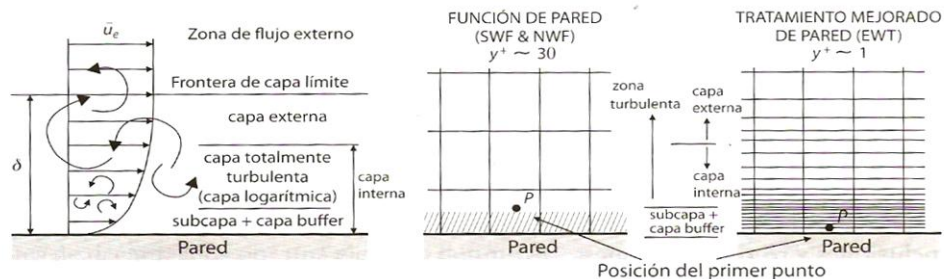
La idea fundamental, por tanto, es que las escalas turbulentas en los contornos sólidos son tan pequeñas que el número de celdas necesario se dispara, por lo que a estrategia más acertada es modelar la capa límite por completo, en función de valores promedios (aproximación RANS). Además, en el ámbito de la ingeniería, las simulaciones rara vez están interesadas en la estructura de la turbulencia, sino en una buena predicción de los valores integrados (globales) sobre los contornos sólidos, como son las fuerzas de arrastre, las caídas de presión o las pérdidas viscosas.

Haciendo uso de la formulación experimental que rige sobre la estructura de la capa límite, se han desarrollado diversos modelos matemáticos para proporcionar condiciones de contorno para las celdas en las paredes de flujos turbulentos. De esta forma, se introducen condiciones para todas las ecuaciones de transporte a resolver. Genéricamente, se distinguen dos tipos de aproximación (ver figura 30):

- **Funciones de pared (*Wall Functions, WF*).** Se basan en la ley de la subescala logarítmica que se produce en la zona turbulenta de la región interna en la capa límite y que tiene validez en el rango $y^+ \sim 30$ a 300. A su vez se definen como de tipo estándar (SWF) o como de no equilibrio (NWF), que presentan correcciones a la ley logarítmica original cuando la capa no está completamente desarrollada. En este caso el mallado a emplear debe ser relativamente basto, puesto que su aplicación es correcta a partir de $y^+ > 11,225$.

- **Tratamiento mejorado de pared (*Enhanced Wall Treatment, EWT*).** Combina el uso de la ley logarítmica (con un ajuste blando a las condiciones en la subcapa viscosa laminar) con el uso de un modelo de dos zonas para resolver la distribución de la velocidad en toda la capa interna (*inner layer*). Para aplicar esta opción es imprescindible tener un mallado muy fino, del orden de $y^+ \sim 1$, lo cual exige al menos entre 10 o 15 celdas en la subcapa viscosa.

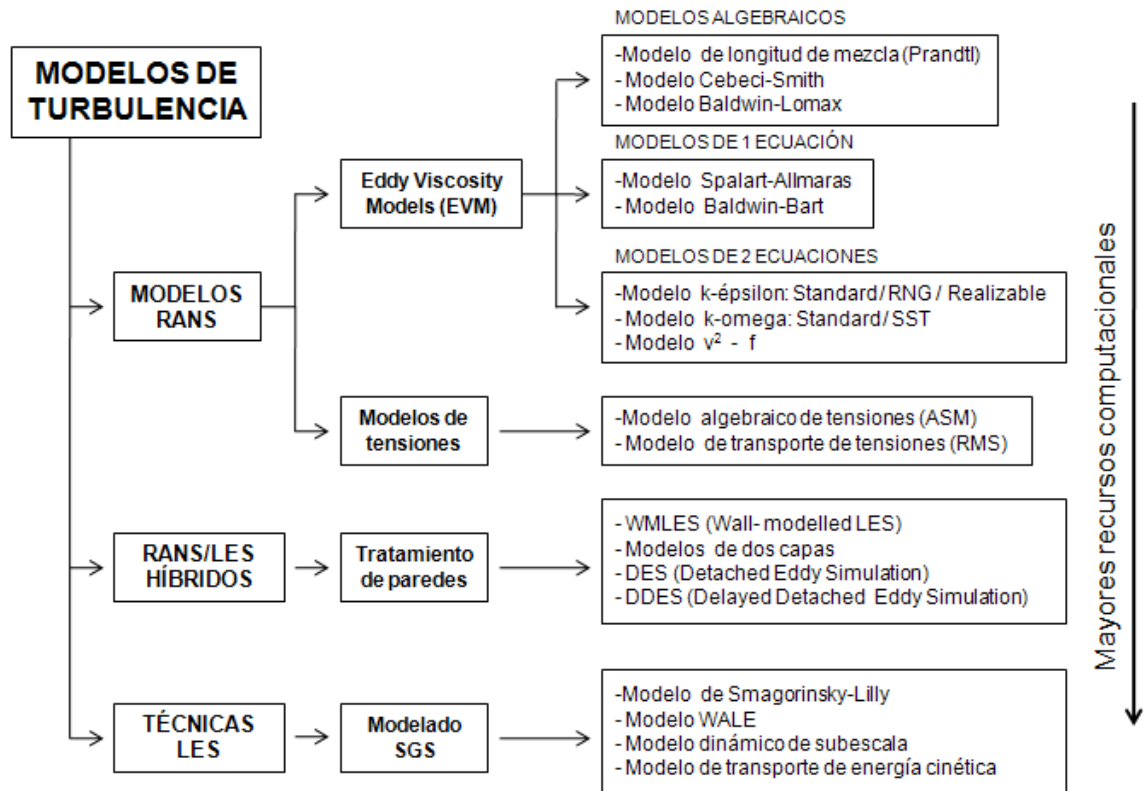
Figura 30. Tratamiento de la pared en función de la densidad de malla



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 305.

Existe una cantidad de técnicas para simular los flujos turbulentos por lo que se presenta un resumen de los modelos de turbulencia en la figura 31.

Figura 31. Clasificación de modelos de turbulencia



Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. Pág. 305.

3.4 MODELADO DEL FLUJO MULTIFÁSICO

En los procesos que involucran la manipulación de flujos multifásicos es difícil la manipulación de datos debido a las condiciones de presión, temperatura, sustancias peligrosas, los inconvenientes inherentes a la instalación de elementos de medición, inclusive la parte operativa. Por la tanto, el proceso de diseño generalmente se realiza en prototipos experimentales a escala con la ayuda de

correlaciones experimentales. Generalmente dichos prototipos a escala requieren condiciones de temperatura, presión y de fluidos convenientes. Para el caso de flujo bifásico el proceso se dificulta debido a la cantidad de propiedades de los fluidos, así como de la variedad de patrones y regímenes de flujos. Al igual las correlaciones empíricas sufren la desventaja de que los datos experimentales son obtenidos de una manera paramétrica global lo cual esconde información localizada del campo de flujo. Lo anterior es crucial para un diseño satisfactorio.

En diversas industrias como las que involucran procesos físico-químicos, generación de energía, la aeroespacial, entre otras, el flujo multifásico es una regla más que una excepción. Dicho fenómeno se encuentra al igual en diferentes tipos de equipos como las líneas de transporte de fluidos, mezcladores, hornos, destiladores, refrigeradores, sistemas de inyección, columnas de burbujas, etc. En muchos casos el funcionamiento del equipo depende de la condición multifásica. En otros casos, no es muy deseable pero es inevitable. Por lo tanto el entendimiento del fenómeno multifásico es de vital importancia para el diseño seguro y óptimo de lo que se quiere realizar.

El término flujo bifásico relaciona un amplio rango de patrones de flujos y regímenes. Éste es clasificado por el estado físico de los componentes y por la topología de las interfaces. Por lo tanto, un flujo bifásico se puede encontrar como gas-sólido, gas-líquido, sólido-líquido, o en el caso de dos líquidos inmiscibles como líquido-líquido. De manera similar, el flujo en cuestión se puede clasificar topológicamente como separado, disperso o de transición.

Se denominan flujos multifásicos a los flujos compuestos macroscópicamente por una compleja mezcla de fases, existentes en la naturaleza y en la industria. Aunque el concepto de fase podría asimilarse al estado particular de la materia que se esté analizando (sólido, líquido o gaseoso), el concepto tiene un sentido más amplio. Así, cuando se habla de flujos multifásicos, se define a cada fase

como aquel tipo de material identificable, con una frontera bien definida (macroscópicamente) y que presenta una determinada respuesta o interacción con el flujo o dominio en el que esté confinado. De esta forma, las fases también hacen referencia a materiales que, estando en el mismo estado de la materia, presentan diferentes propiedades fisicoquímicas, como por ejemplo una mezcla de agua y aceite, ambos son líquidos pero con características muy diferentes.

En los flujos multifásicos, la fase primaria debe ser continua (fluida) y debe corresponder con la fase principal del flujo. El resto de las fases, ya estén de forma dispersa, interpenetradas en la primaria, o de forma continua, definiendo una clara interfaz de separación, se denominan fases secundarias. Debido a la generalidad del concepto se pueden encontrar una variedad diferentes de regímenes de flujo. Si se atiende al estado de las materias que participan en el flujo y que se ajustan a la condición de multifásicos, se pueden clasificar en:

- Interacción gas-líquido, líquido-líquido o gas-gas.
 - Flujo con burbujas. Inclusión de pequeñas burbujas en forma de fase discreta en un medio fluido (normalmente líquido) continuo, como ocurre en evaporadores, absorbedores.
 - Flujo con gotas. Inclusión de pequeñas gotas de líquido en un medio gaseoso continuo, como es el caso de atomizadores, sprays o inyectores.
 - Flujo con bolsas de aire. Grandes burbujas de gas en un medio líquido continuo.
 - Flujos estratificados o con superficie libre. Es el caso de flujos inmiscibles, separados por una interfaz claramente definida, como la interfaz entre aceite y agua en un recipiente o la superficie libre del agua en un canal hidrodinámico.

- Interacción gas-sólido.

- Flujo con partículas en suspensión. Pequeñas partículas sólidas (discretas) en un flujo continuo de gas, como se observa en ciclones o precipitadores.
- Lechos fluidizados. Suspensión de partículas sólidas en fase muy densa a partir de una corriente fluida, de forma que se comporten de una forma similar a un fluido.
- Interacción líquido-líquido
 - Flujo con arrastre de partículas. Comprende suspensión sólidos, sedimentación, transporte y arrastre de partículas en una corriente fluida.

Una importante diferencia entre los flujos multifásicos y multiespecies es que, en general, los últimos presentan un campo fluidodinámico único (velocidad, temperatura, etc.) compartido por todas las especies, mientras que los primeros pueden describirse con patrones de flujo propios de cada fase. Además, es posible considerar que una de las fases de un problema multifásico está compuesta por varias especies. De esta forma es posible realizar simulaciones multiespecies-multifásicas de forma conjunta, si bien a costa de una gran complejidad en los modelos a aplicar. Es más se pueden introducir reacciones heterogéneas que se produzcan entre reactivos y productos que pertenezcan a distintas fases, obligando la modelización de la transferencias de masa por las interfaces.

3.4.1 Elección del modelo multifase apropiado. No existe ningún modelo multifásico capaz de predecir correctamente todas las situaciones de regímenes de flujo, debido a la gran diversidad existente de los mismos. En su lugar, se han desarrollado diferentes modelos que son, cada uno de ellos, aplicados para una situación muy concreta. La selección del modelo correcto debe tener en cuenta a priori alguna de las características fundamentales del flujo multifásico, como son el régimen, la cantidad y dispersión de las fases secundarias o el número de Stokes de las partículas transportadas.

En función del régimen, se distinguen dos tipos de comportamientos multifase. Por un lado, aquellos en los que la fase (o fases) secundaria se encuentra totalmente dispersa en un fluido primario. La fase discreta puede presentarse en forma de gotas, burbujas o partículas sólidas, en mayor o menor concentración, pero siempre está diluida, interpenetrada (aunque distinguible macroscópicamente) en la corriente fluida principal. La segunda posibilidad es que la fase secundaria sea inmisible con la primera, estableciendo al menos una interface entre los fluidos. Este comportamiento es típico de mezclas de líquidos o de un líquido con superficie libre.

Respecto a la cantidad de fase secundaria presente en el flujo multifásico, se utiliza la fracción de volumen de dicha fase en el dominio como indicador de su importancia. Este parámetro tiene relevancia especialmente para fases diluidas en la corriente principal. Además, dicho valor se utiliza como referencia para establecer si las partículas de la fase dispersa interactúan entre sí, o si este efecto puede despreciarse. Típicamente se fija un valor del diez por ciento como frontera. Si la fase dispersa está tan diluida que su fracción de volumen en la fase primaria es menor que el porcentaje nombrado anteriormente las interacciones entre partículas se obvian (aproximadamente, la distancia entre partículas es de unas dos veces el tamaño característico de las partículas).

Si se referencia al número de Stokes, éste permite decidir qué modelo es el apropiado en función de la densidad de partículas arrastradas en la corriente primaria. Dicho número, que tiene sentido cuando el problema multifásico analiza fases dispersas, establece una relación entre el tiempo de partícula y la escala temporal del flujo, es decir:

Ecuación 93.

$$Stk = \frac{\tau_p}{\tau_c} \approx \frac{U \rho_p d_p^2}{18L\mu}$$

Donde el subíndice p hace referencia a la partícula y el subíndice c se refiere al característico del flujo primario. Así, cuando $Stk \ll 1$ ocurre que las partículas siguen las líneas de corriente de la fase fluida primaria, mientras que cuando $Stk > 1$ las partículas son capaces de moverse de forma independiente respecto del flujo primario.

Conviene a sí mismo incidir en la importancia que tiene la elección de un cierre adecuado para la turbulencia según las características del flujo multifase. Típicamente la fase primaria se resuelve con un modelo de turbulencia estándar, tipo k-épsilon o RSM, añadiendo términos fuentes adicionales, si fuese necesario introducir el efecto de las fases secundarias en el desarrollo de la turbulencia. Según lo anterior, si las fases son inmiscibles (con relaciones de densidad unitarios) o la fracción de volumen de la fase secundaria dispersa es menor que un diez por ciento, se puede utilizar un modelo de turbulencia global para todas las fases. En caso contrario, o bien se emplea un modelo para cada fase, o bien se introduce el efecto de la presencia de partículas vía término fuente en el modelado de la fase primaria.

Existen cuatro modelos fundamentales para el estudio numérico de flujos multifásicos. A saber:

- Modelo de fase discreta (DPM).
- Modelo Euleriano (Eulerian).
- Modelo de mezcla (Mixture).
- Modelo de volumen de fluido (VOF).

Cada uno de los anteriores es apropiado para distintas situaciones. La tabla 9 establece los rangos de utilización. Es necesario elegir el modelo multifásico apropiado en función de las características del flujo a simular, por ejemplo; para flujos estratificados o con superficie libre, se utiliza el modelo VOF, para flujos con

un alta presencia de partículas, se emplea el modelo de Euler, cuando el número de partículas sea bajo a moderado, se debe recurrir al número de Stokes, de tal forma que si $Stk > 1$, el modelo de mezcla no es válido, entonces se utiliza el DPM o el modelo de Euler, si $Stk < 1$, cualquier modelo es aplicable (DPM, Euler o de Mezcla), entonces se recurre a aquel que requiera el menor coste computacional. Se debe tener en cuenta que en caso de existir un importante acoplamiento entre las ecuaciones de las distintas fases, se necesitarán factores de subrelajación reducidos, y la velocidad de convergencia se verá comprometida.

Tabla 9. Clasificación y características de modelos multifase

Características Generales	Fases interpenetradas			Fases inmiscibles
	DPM	Euleriano	Mezcla	VOF
Régimen de flujo	Flujos con burbujas, con gotas o partículas en suspensión	Flujos con burbujas, con gotas, partículas en suspensión, lechos fluidizados y flujo con arrastre de partículas	Flujo con burbujas, con gotas y flujo con arrastre de partículas	Flujos estratificados, con superficie libre y flujos con bolsas de aire
Densidad de Partículas	Baja a moderada	Baja a alta	Baja a moderada	Alta a baja
Fracción de Volumen	Diluida (<10%)	Diluida a densa	Diluida a moderadamente densa	Diluida a densa
Cierre turbulento	Débil a fuerte acoplamiento entre fases	Débil a fuerte acoplamiento entre fases	Débil acoplamiento entre fases	Débil a moderado acoplamiento entre fases
Números de Stokes	Aplicable para cualquier número	Aplicable para cualquier número	Sólo si $Stk < 1$	Aplicable para cualquier número
Ejemplos de utilización	Ciclones, sprays, aerosoles, separación de partículas, combustión de carbón pulverizado	Flujo con mucha carga de partículas, flujos con arrastre de sólidos, lechos fluidizados	Hidrociclones, reactores de columna, suspensiones sólidas	<i>Sloshing</i> , <i>Film boiling</i> , llenado de moldes, estudio de rotura de gotas, flujos en canales

Fuente: FERNÁNDEZ ORO, Jesús Manuel. Técnicas Numéricas en Ingeniería de Fluidos. España, Editorial Reverté, S. A., 2012. 386 p.

3.4.2 Modelo de Euler. Es el modelo más sofisticado y de carácter más general de entre todos los esquemas multifásicos. Se emplea para modelar múltiples fases interpenetradas, ya sean líquidas, gaseosa o sólidas (en cualquier combinación). A diferencia del modelo del modelo DPM, que emplea un tratamiento Lagrangiano para la fase discreta, ahora se utiliza un enfoque Euleriano para cada fase, centrado en los volúmenes de control y no en las partículas.

El modelo Euleriano no distingue entre flujos multifásicos con interacción únicamente entre fluidos o con transporte de sólidos (granular) en corrientes fluidas. Esto se debe a que el modelo resuelve las ecuaciones de continuidad, cantidad de movimiento y energía para cada fase, permitiendo el acoplamiento entre fases a partir del intercambio de información en las interfaces. Sin embargo, el campo de presión es único para todas las fases. También es posible incluir reacciones heterogéneas que permitan la transferencia de calor y masa entre fases. Respecto a la transferencia de cantidad de movimiento, ésta se garantiza normalmente a través de modelos para coeficientes de arrastre que se basan en el valor local del número de Reynolds.

La descripción Euleriana de flujos multifásicos como medios continuos interpenetrados incorpora la definición de fracción de volumen para cada fase q -ésima, denotada habitualmente como α_q . La fracción de volumen representa el espacio ocupado por cada fase (en tanto por uno), de modo que se cumple:

Ecuación 94.

$$V_q = \int_{q=1}^N \alpha_q dV \quad \alpha_q = 1$$

De esta forma, se define para cada fase una ecuación de continuidad y de cantidad de movimiento de la forma:

Ecuación 95.

$$\frac{\partial(\alpha_q \rho_q)}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_q \rho_q v_q = \sum_{p=1}^n (m_{pq} - m_{qp})$$

Ecuación 96.

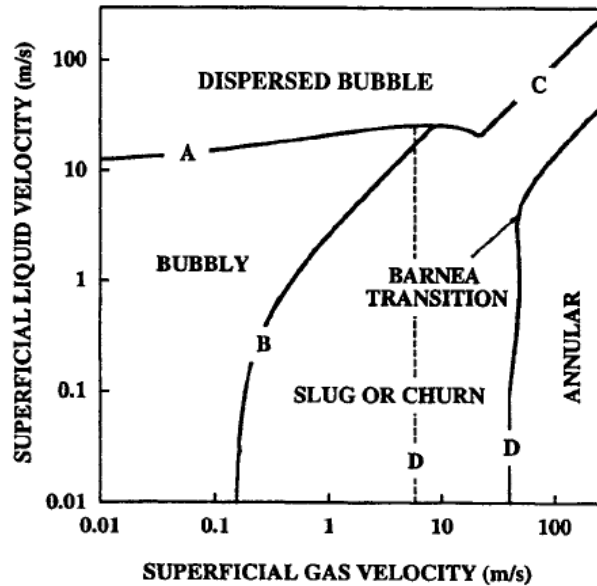
$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_q \rho_q v_q)}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_q \rho_q v_q v_q &= \\ &= \alpha_q (-\nabla p + \rho_q g) + \nabla \cdot \alpha_q \mu_q \nabla v_q \\ &+ \sum_{p=1}^n (R_{pq} + m_{pq} v_{pq} - m_{qp} v_{qp}) \end{aligned}$$

De esta forma se puede reducir una expresión similar para la ecuación de energía de cada fase.

3.4.3 Patrones de flujo en el ancla de gas y el tubo de inmersión. Basados en las pruebas experimentales realizadas en [Lisigurski]¹⁵ y con ayuda de la figura 32 donde se grafica la velocidad de superficie del líquido contra la velocidad de superficie del gas se puede evidenciar que el comportamiento dentro del ancla de gas, al igual que dentro del casing y el tubo de inmersión, tiende a estar próximo al campo de patrones de flujo denominados bubbly (burbujas), slug o churn (transición o combinación de burbujas), con una inclinación hacia el primer patrón de flujo nombrado.

¹⁵ LISIGURSKI GALVEZ, Omar. The effect of geometry on the efficiency of downhole gas separators. Thesis, Master of Science in engineering. Austin Texas United States. Universidad de Texas in Austin. 2004. 370 p.

Figura 32. Patrones de flujo bifásico en ancla de gas



Fuente: ANSARI, A.M. *etal.* A comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. SPE Production & Facilities [online]. May 1994. Volume 9, No. 2. p. 144

3.5 METODOLOGÍA DE SOLUCIÓN

De las anteriores consideraciones, es claro que el desarrollo de una metodología que considere detalles puntuales al igual que buena aproximación para el desarrollo de un prototipo de ancla de gas o separador de gas de fondo, considerando un flujo bifásico, puede ser desarrollado a través de la mecánica de fluidos computacional, la cual representa el análisis de sistemas de ingeniería que envuelve flujo de fluidos, transferencia de calor y masa, y fenómenos relacionados como el flujo bifásico.

Es claro que las ecuaciones de transporte mostradas en la Sección 3.1.1 del presente escrito son las encargadas de regir el comportamiento tanto de los flujos

de una sola fase como de los multifásicos. En particular, debido a que el desarrollo del presente trabajo está enmarcado en la manipulación de un flujo bifásico, conviene describir la técnica tratada siguiendo la metodología de la mecánica de fluidos computacional, con ayuda de un software para la construcción geométrica y otro para generar el enmallado o discretización del dominio del sistema en cuestión. Al igual que del respectivo análisis de la naturaleza del sistema a tratar, de los parámetros que condicionan el diseño y de los procedimientos implícitos relacionados en el software para CFD.

Todas las técnicas CFD se enfatizan en realizar tres pasos fundamentales para completar el análisis de un sistema.

3.5.1 Primer Paso: Preproceso. El cual se dividió en

- Generación de la geometría: se hizo uso de la herramienta para diseño geométrico denominado SolidWorks, en donde se creó un archivo tipo estereográfico que representa el volumen de control.
- Generación de la malla: se hizo uso de la herramienta EnGrid, para generar el volumen discretizado del sistema en estudio, especificar condiciones de contorno, establecer el dominio computacional y exportar los archivos a la herramienta de simulación conocida como OpenFoam.
- Estudio del ancla de gas, para identificar los parámetros de diseño que rigen el sistema, al igual el fenómeno de flujo que en él se desarrolla, definir las propiedades de los fluidos relacionados (Agua-Aire).

3.5.2 Segundo Paso: Solucionador. El cual se desarrolló escogiendo el modelo de flujo multifásico de fase dispersa en un medio continuo, para la técnica de

análisis de volumen de control para cada fase o Euleriana, con régimen de flujo tanto laminar como turbulento.

El solucionador tiene implementado un código denominado Two Phase Euler Foam, el cual está basado en la metodología de solución para flujo de dos fases tipo Euleriana, obviando las técnicas de simulación directa y la tipo Lagrangiana-Euleriana, debido a la complejidad de solución al tratar de resolver las ecuaciones de transporte para el flujo bifásico. El método Euler- Euler relaciona cada fase como continua, interpenetrada con respecto a la otra y se referencia con el promediado de las ecuaciones de conservación. Dicho promedio introduce el término de fracción de fase, el cual es definido como la probabilidad de que cierta fase sea encontrada en cierto punto e instante. Debido al promedio nombrado aparecen una serie de términos denominados fuerza de dragado, fuerza de levantamiento, masa virtual, entre otros, todos ellos relacionados con el intercambio de momento entre la fase dispersa y la continua, fenómenos de rompimiento y colisiones, y que requieren ser modelados para poder dar solución al sistema de ecuaciones.

Partiendo de la ecuación de conservación de momento instantánea para la fase continua, ver ecuación 15, y del promedio condicional de dicha ecuación, ver ecuación 57 (donde aparece el término correspondiente a las tensiones de Reynolds y el intercambio de momento entre fases), si se resta, la segunda de la primera, y la diferencia obtenida se multiplica por la velocidad fluctuante y se da en términos de la misma, se obtiene una ecuación que al ser promediada genera la ecuación de modelo para flujo turbulento k-épsilon, la cual relaciona la energía turbulenta con la disipación de energía turbulenta a través de la viscosidad turbulenta, ver sección 3.3.5.5.

3.5.3 Tercer Paso: Postproceso. Con ayuda del procesador de datos incorporado en el OpenFoam, denominado ParaView, se exportaron los datos

arrojados por el simulador en tablas características las cuales se muestran en el capítulo 4, al igual, después del análisis ingenieril interpuesto se procedió a escoger el mejor modelo para proceder a construir el prototipo.

4. DISEÑO DEL ANCLA DE GAS

4.1 MODELAMIENTO

Con base en el análisis dimensional se establecen los parámetros de diseño y la relación entre ellos que condicionan la geometría y comportamiento del separador de gas de fondo o ancla de gas. A través de la técnica nombrada se busca plantear un modelo que permita definir los parámetros más importantes para poder garantizar la separación del gas del líquido. Debido a que intervenir directamente en las condiciones de pozo es poco factible económicamente hasta el momento y se considera como la última etapa del diseño final (Prueba en campo del prototipo final), se procede, partiendo de las condiciones de producción de campo (Relación barriles de crudo por día y pies cúbicos de gas por día), a realizar un escalamiento de tal manera que se conserven las características dinámicas de flujo.

El caudal de gas ($Q_{gas\ separador}$) a través del separador de gas de fondo depende de:

- Velocidad del gas a través del líquido: $U_{gas\ separador}$
- Velocidad del líquido: U_{liq}
- Diámetro del diptube: $\phi_{diptube}$
- Diámetro del ancla: $\phi_{tubo\ de\ lodo}$

Y se puede expresar a través de la función:

Ecuación 97.

$$Q_{gas\ separador} = f_1 U_{gas\ separador}, U_{liq}, \phi_{diptube}, \phi_{ancla/diptube}$$

En los párrafos posteriores se deducen los parámetros adimensionales que condicionan el caudal de gas a través del prototipo, haciendo uso del teorema Pi de Vaschy-Buckingham.

Tabla 10. Parámetros del análisis dimensional para el caudal de gas

$Q_{gas\ separador}$	$U_{gas\ separador}$	U_{liq}	$\phi_{diptube}$	$\phi_{ancla/diptube}$
L^3T^{-1}	L^1T^{-1}	L^1T^{-1}	L	L

Fuente: Autores

Variables: $n = 5$

Dimensiones primarias: $L, T \quad j \leq 2$

Grupos adimensionales: $k = n - j = 5 - 2 \quad k = 3$

En el siguiente paso es importante escoger dos parámetros que no formen un grupo adimensional. Dichos parámetros pueden ser: U_{liq} y $\phi_{diptube}$.

Se procede a encontrar los tres parámetros adimensionales:

Ecuación 98.

$$\pi_1 = U_{liq}^a \phi_{diptube}^b \phi_{tubo\ de\ lodo}^1 = L^0T^0$$

$$L^1 T^{-1} a L^b L^1 = L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 99.

$$\pi_1 = \frac{\phi_{tubo\ de\ lodo}}{\phi_{diptube}}$$

Si se realiza el mismo procedimiento para los otros dos parámetros se tiene.

Ecuación 100.

$$\pi_2 = U_{liq}^a \phi_{diptube}^b U_{gas\ separador}^1 = L^0 T^0$$

$$L^1 T^{-1} a L^b L^1 T^{-1} 1 = L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 101.

$$\pi_2 = \frac{U_{gas\ separador}}{U_{liq}}$$

Si se realiza el mismo procedimiento para el faltante parámetro se tiene.

Ecuación 102.

$$\pi_3 = U_{liq}^a \phi_{diptube}^b Q_{gas\ separador}^1 = L^0 T^0$$

$$L^1 T^{-1} a L^b L^3 T^{-1} 1 = L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 103.

$$\pi_3 = \frac{Q_{gas\ separador}}{U_{liq} \phi_{diptube}^2}$$

De todo lo anteriormente simplificado se obtiene:

Ecuación 104.

$$\frac{Q_{gas\ separador}}{U_{liq} \phi_{diptube}^2} = f_1 \frac{\phi_{tubo\ de\ lodo}}{\phi_{diptube}}, \frac{U_{gas\ separador}}{U_{liq}}$$

Otro análisis dimensional a realizar está relacionado con la caída de presión (ΔP) la cual depende de:

- Diámetro del diptube: $\phi_{diptube}$
- Caudal del líquido: $Q_{líquido}$
- Longitud del diptube: $L_{diptube}$
- Viscosidad de líquido: $\mu_{líquido}$
- Densidad del líquido: $\rho_{líquido}$
- Diámetro del ancla de lodo: $\phi_{tubo\ de\ lodo}$

La relación de los parámetros justamente anteriores se puede dar como:

Ecuación 105.

$$\Delta P = f_2 \phi_{diptube}, Q_{líquido}, L_{diptube}, \mu_{líquido}, \rho_{líquido}, \phi_{tubo\ de\ lodo}$$

Haciendo uso del teorema Pi de Vaschy-Buckingham, se tiene:

Tabla 11. Parámetros del análisis dimensional para la caída de presión en el ancla

ΔP	$\phi_{diptube}$	$Q_{líquido}$	$L_{diptube}$	$\mu_{líquido}$	$\rho_{líquido}$	$\phi_{tubo\ de\ lodo}$
$M^1 L^{-1} T^{-2}$	L	$L^3 T^{-1}$	L	$M^1 L^{-1} T^{-1}$	$M^1 L^{-3}$	L

Fuente: Autores

Variables: $n = 7$

Dimensiones primarias: $M, L, T \quad j \leq 3$

Grupos adimensionales: $k = n - j = 7 - 3 \quad k = 4$

En el siguiente paso es importante escoger tres parámetros que no formen un grupo adimensional. Dichos parámetros pueden ser: $\phi_{tubo\ de\ lodo}$, $\mu_{líquido}$ Y $\rho_{líquido}$

Se procede a encontrar los cuatro parámetros adimensionales:

Ecuación 106.

$$\pi_1 = \phi_{tubo\ de\ lodo}^a \rho_{líquido}^b \mu_{líquido}^c \phi_{diptube}^1 = M^0 L^0 T^0$$

$$L^a M^1 L^{-3} b M^1 L^{-1} T^{-1} c L^1 = M^0 L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 107.

$$\pi_1 = \frac{\phi_{diptube}}{\phi_{tubo\ de\ lodo}}$$

Si se realiza el mismo procedimiento para los otros tres parámetros se tiene:

Ecuación 108.

$$\pi_2 = \phi_{tubo\ de\ lodo}^a \rho_{líquido}^b \mu_{líquido}^c Q_{líquido}^1 = M^0 L^0 T^0$$

$$L^a M^1 L^{-3} b M^1 L^{-1} T^{-1} c L^3 T^{-1} 1 = M^0 L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 109.

$$\pi_2 = \frac{Q_{líquido} \rho_{líquido}}{\mu_{líquido} \phi_{tubo\ de\ lodo}}$$

Si se realiza el mismo procedimiento para los otros dos parámetros se tiene:

Ecuación 110.

$$\pi_3 = \phi_{tubo\ de\ lodo}^a \rho_{líquido}^b \mu_{líquido}^c L_{dip tube}^1 = M^0 L^0 T^0$$

$$L^a M^1 L^{-3} b M^1 L^{-1} T^{-1} c L^1 = M^0 L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 111.

$$\pi_3 = \frac{L_{dip tube}}{\phi_{tubo\ de\ lodo}}$$

Si se realiza el mismo procedimiento para el último parámetro se tiene:

Ecuación 112.

$$\pi_4 = \phi_{\text{tubo de lodo}}^a \rho_{\text{líquido}}^b \mu_{\text{líquido}}^c \Delta P^{-1} = M^0 L^0 T^0$$

$$L^a M^1 L^{-3} b M^1 L^{-1} T^{-1} c M^1 L^{-1} T^{-2}^{-1} = M^0 L^0 T^0$$

Se resuelve el sistema de ecuaciones justamente anterior y se obtiene:

Ecuación 113.

$$\pi_4 = \frac{\Delta P \rho_{\text{líquido}} \phi_{\text{tubo de lodo}}^2}{\mu_{\text{líquido}}^2}$$

Para la caída de presión se puede establecer la siguiente relación:

Ecuación 114.

$$\frac{\Delta P \rho_{\text{líquido}} \phi_{\text{tubo de lodo}}^2}{\mu_{\text{líquido}}^2} = f_2 \frac{\phi_{\text{diptube}}}{\phi_{\text{tubo de lodo}}}, \frac{Q_{\text{líquido}} \rho_{\text{líquido}}}{\mu_{\text{líquido}} \phi_{\text{tubo de lodo}}}, \frac{L_{\text{diptube}}}{\phi_{\text{tubo de lodo}}}, \frac{\Delta P \rho_{\text{líquido}} \phi_{\text{tubo de lodo}}^2}{\mu_{\text{líquido}}^2}$$

Basados en el análisis anterior se concluye que el diseño del ancla de gas está influenciado directamente por el diámetro del diptube, la longitud del mismo, el diámetro del ancla de lodo, la densidad, viscosidad y velocidad del líquido y por supuesto de la velocidad del gas. Es conveniente asegurar una longitud del diptube y un espacio anular entre éste y el tubo de lodo, para dar suficiente tiempo al proceso natural de separación que se lleva a cabo por la diferencia de densidades de los fluidos en cuestión (En el pozo real aceite-gas, en el prototipo a escala agua- aire), siempre y cuando se mantenga el valor de la velocidad de ascenso de burbuja de gas o aire por encima de la velocidad del líquido, de lo

contrario la corriente de líquido intentará arrastrar las burbujas de la fase dispersa a través del separador.

Para conservar las condiciones del fenómeno que se presenta en las anclas de gas reales y poder mantener la relación de fuerzas viscosas e inerciales entre el prototipo a escala y el de campo, se procedió a realizar el cálculo del número de Reynolds en una ancla de gas real o comercial y basados en el régimen de flujo (Turbulento) se igualó al del prototipo a escala a desarrollar (Ver Tabla 12).

Ecuación 115.

$$Re_p = \frac{V_p D_p}{\nu_p} = Re_m = \frac{V_m D_m}{\nu_m}$$

Con ello se busca establecer las condiciones de operación que serán introducidas en el simulador para mecánica de fluidos computacional y poder comprobar la geometría y comportamiento de los diseños de anclas a estudiar.

Una vez condicionados los parámetros de operación a tener en cuenta se procede a fijar los valores geométricos según el procedimiento que se describió en el subcapítulo 1.5 del presente escrito.

Tabla 12. Cálculos del número de Reynolds

PROTOTIPO CAMPO			MODELO ESCALADO	
ANULAR ANCLA - DIPTUBE			ANULAR ANCLA - DIPTUBE	
Q_{oil}	22 Bbl/d	≡	Q_{Agua}	28,7 Bbl/d
$V_{p\ oil}$	0,04ft/s		$V_{p\ Agua}$	0,11 ft/s
D_p	0,119 ft		D_m	0,077 ft
$\mu_{p\ oil}$	0,462 cp		$\mu_m\ Agua$	0.829 cp
$\nu_{p\ oil}$	6,02 * 10-6 ft2/s		$\nu_m\ Agua$	1,08 * 10-5 ft2/s
Re	791.3		Re	791.3
EN DIPTUBE		≡	EN DIPTUBE	
$V_{p\ oil}$	0,47 ft/s		$V_{p\ Agua}$	1 ft/s
D_p	0,0625ft		D_m	0,037 ft
$\mu_{p\ oil}$	0,462 cp		$\mu_m\ Agua$	0.829 cp
$\nu_{p\ oil}$	6,02 * 10-6 ft2/s		$\nu_m\ Agua$	1,08 * 10-5 ft2/s
Re	4832		Re	4832

Fuente: Autores

Complementando los párrafos anteriores se plasma el modelo que tiene la velocidad de burbuja en el comportamiento del separador de gas de fondo, ya que es el factor principal a partir del cual se puede establecer una excelente

separación. En el ancla de gas el régimen de flujo va a condicionar la velocidad de ascenso de burbuja según [J.H. Campbell] ¹⁶:

Ecuación 116

$$U = \frac{2 * R_b^2 * \rho_{\text{liquido}} - \rho_{\text{gas}} * g}{9 * \mu_{\text{liquido}}} \quad \text{Para } 2 \leq Re$$

ecuación 117

$$U = 0,33 * g^{0,76} * \frac{\rho_{\text{liquido}}}{\mu_{\text{liquido}}}^{0,52} * R_b^{1,28} \quad \text{Para } 2 \leq Re \leq 4,02G_1^{-0,214}$$

Ecuación 118

$$U = 1,35 * \frac{\gamma * g_c}{\rho_{\text{liquido}} * R_b}^{0,5} \quad \text{Para } 4,02G_1^{-0,214} \leq Re \leq 3,10G_1^{-0,214}$$

$$\text{Donde } G_1 = \frac{g * \mu_{\text{liquido}}^4}{\rho_1 * \gamma^3 * g_c}$$

$$U = \text{velocidad de ascenso de burbuja} \quad \frac{\text{pies}}{\text{seg}}$$

$Re = \text{número de Reynolds}$

$$g_c = \text{factor de conversión } 32,17 \quad \frac{\text{lbf} * \text{pies} * \text{seg}^2}{\text{lbf}}$$

¹⁶ **CAMPBELL, J. H.; MERIDIAN OIL CO. Y BRIMHALL, R. M.** An Engineering approach to Gas Anchor Design. En: SPE Production Operations Symposium. (13-14 Marzo 1989, Oklahoma) Oklahoma. Society of Petroleum Engineers, Inc. 1989. p. 71-80

$$g = \text{aceleración de la gravedad } \frac{\text{pies}}{\text{seg}^2}$$

$$R_b = \text{radio de burbuja } \text{pies}$$

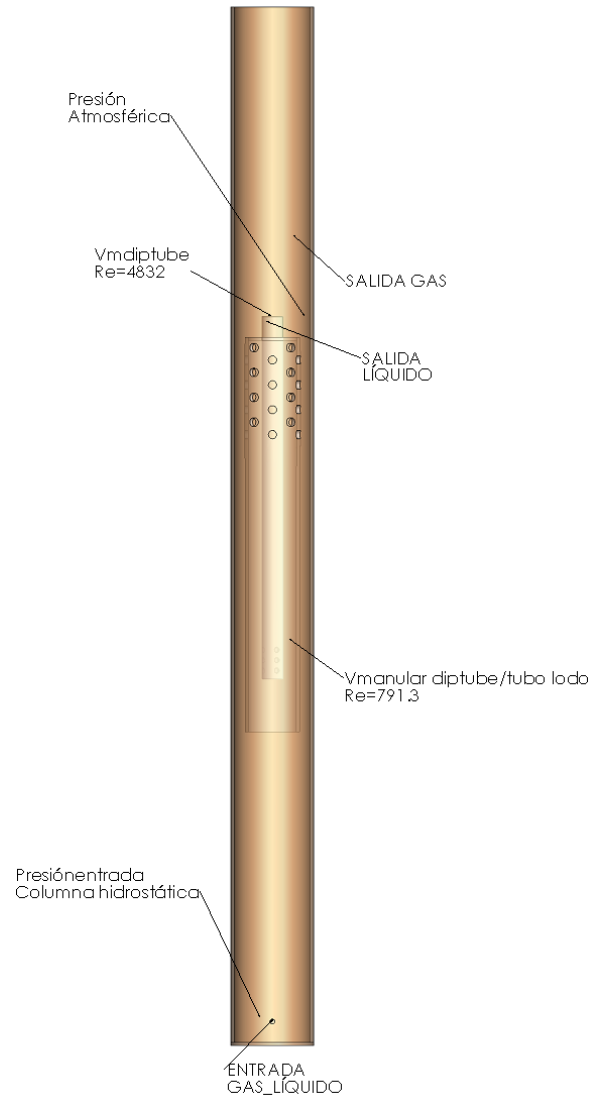
$$\gamma = \text{tensión superficial } \frac{\text{lbf}}{\text{pies}}$$

$$\mu_{\text{líquido}} = \text{viscosidad dinámica del líquido } \frac{\text{lbm}}{\text{pies} * \text{seg}}$$

$$\rho_{\text{líquido}} = \text{densidad del líquido } \frac{\text{lbm}}{\text{pies}^3}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \text{densidad del gas } \frac{\text{lbm}}{\text{pies}^3}$$

Figura 33. Modelo geométrico y condiciones de frontera



Fuente: Autores

4.2 METODOLOGÍA CFD- BUBBLE COLUMN

El método de solución escogido para dar solución al diseño del separador de gas de fondo está basado en el método Euleriano para dos fases (En el caso a tratar Agua-Aire) y se denomina como *BubbleFoam*. Las fases son tratadas de continua

interpenetración, capaces de intercambiar propiedades, como la cantidad de momento, energía y transferencia de masa.

4.2.1 Capacidades del solucionador BubbleFoam. Está implementado para la simulación de flujos bifásicos en el caso desarrollado gas-líquido. Sin embargo se hacen algunas consideraciones como lo son:

- Fases incompresibles
- El diámetro de la fase dispersa es constante
- El flujo es isotérmico
- En las ecuaciones de transporte solo se tiene en cuenta las de intercambio de momento.

Las principales características del solucionador son:

- Capacidad para resolver flujo de dos fases con altas tasas de fracciones volumétricas
- El algoritmo es capaz de lograr completa separación en el flujo
- El modelo de turbulencia k-epsilon es utilizado junto con modelos de funciones de pared estándar.

4.2.2 Limitaciones del solucionador BubbleFoam. Comúnmente está limitado a las siguientes consideraciones:

- Solamente una fase dispersa y una continua son descritas.
- El diámetro de las partículas que constituyen la fase dispersa se asume en un valor constante. Los fenómenos de acumulación, rompimiento y colisiones de las partículas de la fase dispersa son obviados.

- El coeficiente de dragado del flujo es considerado como una mezcla entre los coeficientes de dragado de cada fase con base en las fracciones de las mismas.
- La interacción entre las fases es considerado a través del intercambio de momento en las ecuaciones de transporte. No es posible considerar el intercambio de calor entre las fases. Al igual se obvia el intercambio de masa entre las fases y las reacciones químicas.

4.2.3 Procedimiento de solución. Se puede describir como se muestra en renglones de abajo:

- Resolver las ecuaciones de continuidad de las fases.
- Actualizar los coeficientes de las fuerzas de dragado y de levantamiento, al igual que de la masa virtual.
- Construir la ecuación de matriz de momento.
- Predecir el campo de velocidades, sin tener presente el gradiente de presión en esta etapa.
- Solucionar la ecuación de presión.
- Corregir el campo de velocidades con el nuevo campo de presiones y actualizar la fracción de las fases.
- Solucionar las ecuaciones de transporte para las variables de turbulencia.

4.2.4 Ecuaciones de Gobierno para el solucionador BubbleFoam. Se introduce la forma general de las ecuaciones de continuidad y momento, el cierre de los tensores de Reynolds para las fases y para la transferencia de momento. Al igual que el modelo de turbulencia utilizado.

En un sistema bifásico una ecuación de continuidad y una de momento son desarrolladas para cada fase. Estas ecuaciones pueden ser derivadas por un promediado condicional para cada ecuación de transporte de la fase correspondiente.

La ecuación de continuidad para cada fase φ tiene la forma:

Ecuación 119

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_{\varphi}\rho_{\varphi}) + \nabla \cdot \alpha_{\varphi}\rho_{\varphi}\mathbf{U}_{\varphi} = 0$$

Donde α_{φ} es la fracción correspondiente a la fase φ , ρ_{φ} es la densidad de la misma y \mathbf{U}_{φ} corresponde a la velocidad.

La ecuación de momento para cada fase φ tiene la forma:

Ecuación 120

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_{\varphi}\rho_{\varphi}\mathbf{U}_{\varphi}) + \nabla \cdot \alpha_{\varphi}\rho_{\varphi}\mathbf{U}_{\varphi}\mathbf{U}_{\varphi} + \nabla \cdot \alpha_{\varphi}\boldsymbol{\tau}_{\varphi} + \nabla \cdot \alpha_{\varphi}\mathbf{R}_{\varphi} = -\alpha_{\varphi}\nabla p + \alpha_{\varphi}\rho_{\varphi}\mathbf{g} + \mathbf{M}_{\varphi}$$

Donde $\boldsymbol{\tau}_{\varphi}$ es el tensor de esfuerzo laminar de la fase φ , asumido como Newtoniano, \mathbf{R}_{φ} es el tensor de esfuerzos de Reynolds, p es la presión, \mathbf{g} es el vector de aceleración de la gravedad y \mathbf{M}_{φ} es el término de intercambio de momento. El tensor de esfuerzo laminar es definido para cada fase como:

Ecuación 121

$$\boldsymbol{\tau}_{\varphi} = -\rho_{\varphi}\nu_{\varphi}\nabla\mathbf{U}_{\varphi} + \nabla^T\mathbf{U}_{\varphi} + \frac{2}{3}\rho_{\varphi}\nu_{\varphi}(\nabla \cdot \mathbf{U}_{\varphi})\mathbf{I}$$

Donde ν_{φ} es la viscosidad cinemática molecular del fluido que constituye la fase φ y \mathbf{I} corresponde a la matriz identidad. El tensor de esfuerzo de Reynolds esta dado por:

Ecuación 122

$$\mathbf{R}_\varphi = -\rho_\varphi \nu_{\varphi,t} \nabla \mathbf{U}_\varphi + \nabla^T \mathbf{U}_\varphi + \frac{2}{3} \rho_\varphi \nu_{\varphi,t} \nabla \cdot \mathbf{U}_\varphi \mathbf{I} + \frac{2}{3} \rho_\varphi \kappa_\varphi \mathbf{I}$$

Donde κ_φ es la energía cinética turbulenta correspondiente a la fase φ (El solucionador tiene implementado el hecho de que $\kappa_a = \kappa_b$, es decir la energía cinética es idéntica para cada fase φ) y $\nu_{\varphi,t}$ es la viscosidad cinemática turbulenta para cada fase, la cual es definida como:

Ecuación 123

$$\nu_{\varphi,t} = C_\mu \frac{\kappa_\varphi^2}{\varepsilon_\varphi}$$

Donde C_μ es una constante y ε_φ es la tasa de disipación de energía turbulenta de la fase φ . La viscosidad cinemática efectiva de cada fase es calculada como la suma de la viscosidad molecular y de la viscosidad turbulenta de cada fase. Es decir:

Ecuación 124

$$\nu_{\varphi,eff} = \nu_\varphi + \nu_{\varphi,t}$$

El término de intercambio de momento está compuesto por una contribución de dragado, de una fuerza de elevación y una contribución de la masa virtual.

Ecuación 125

$$\mathbf{M}_\varphi = \mathbf{M}_{\varphi,drag} + \mathbf{M}_{\varphi,lift} + \mathbf{M}_{\varphi,vm}$$

En particular si se considera que a y b sean las fases del modelo de fluido, donde la primera representa la fase dispersa y la segunda la fase continua, entonces se tiene para el término de arrastre:

Ecuación 126

$$\mathbf{M}_{\varphi,drag} = \frac{3}{4} \alpha_a \alpha_b \left[\alpha_b \frac{C_{D,a} \rho_b}{d_a} + \alpha_a \frac{C_{D,b} \rho_a}{d_b} \right] \mathbf{U}_r \mathbf{U}_r$$

Donde d_a y d_b son los diámetros de las partículas correspondientes a las fases, $\mathbf{U}_r = \mathbf{U}_a - \mathbf{U}_b$ es la velocidad relativa entre las fases, $C_{D,a}$ y $C_{D,b}$ son los coeficientes de arrastre computarizados para cada fase φ como:

Ecuación 127

$$C_{D,\varphi} = \frac{24}{Re_\varphi} \left[1 + 0.15 Re_\varphi^{0.687} \right]$$

Donde $Re_\varphi = \mathbf{U}_\varphi d_\varphi / \nu_\varphi$

Para el término de fuerza de levantamiento se tiene:

Ecuación 128

$$\mathbf{M}_{\varphi,lift} = \alpha_a \alpha_b \left[\alpha_b C_{a,lift} \rho_b + \alpha_a C_{b,lift} \rho_a \right] \mathbf{U}_r \times \nabla \times \mathbf{U}$$

Donde $C_{a,lift}$ y $C_{b,lift}$ son los coeficientes de levantamiento. Finalmente para el término de la masa virtual que:

Ecuación 129

$$\mathbf{M}_{\varphi,vm} = \alpha_a \alpha_b C_{vm} \rho_b \left[\frac{d\mathbf{U}_b}{dt} - \frac{d\mathbf{U}_a}{dt} \right]$$

Donde C_{vm} es el coeficiente de masa virtual, y las dos últimas derivadas de la expresión anterior están dadas por:

Ecuación 130

$$\frac{d\mathbf{U}_a}{dt}_a = \frac{\partial\mathbf{U}_a}{\partial t} + \mathbf{U}_a \cdot \nabla\mathbf{U}_a$$

Ecuación 131

$$\frac{d\mathbf{U}_b}{dt}_b = \frac{\partial\mathbf{U}_b}{\partial t} + \mathbf{U}_b \cdot \nabla\mathbf{U}_b$$

Por último el modelo de turbulencia en el solucionador *BubbleFoam* utiliza el modelo de dos ecuaciones k-épsilon para la fase continua y para relacionar la influencia de de la turbulencia en la fase dispersa, se escala la viscosidad turbulenta de la fase dispersa. Así la ecuación para la energía cinética de la fase continua *b* se escribe como:

Ecuación 132

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_b \kappa_b) + \nabla \cdot \alpha_b \mathbf{U}_b \kappa_b - \nabla^2 \sigma_\kappa \nu_{b,eff} \kappa_b = \alpha_b G - \alpha_b \varepsilon_b$$

Donde *G* es la producción de energía cinética, dada por:

Ecuación 133

$$G = 2\nu_{b,t} \nabla\mathbf{U}_b \cdot \text{dev} \nabla\mathbf{U}_b + \nabla^T \mathbf{U}_b$$

Donde σ_κ es el número de Schmid. La rata de disipación de energía turbulenta está determinada por la solución de la ecuación de transporte que se nombra en el siguiente renglón.

Ecuación 134

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_b \varepsilon_b) + \nabla \cdot \alpha_b \mathbf{U}_b \varepsilon_b - \nabla^2 \sigma_\varepsilon \nu_{b,eff} \varepsilon_b = C_1 \alpha_b G \frac{\varepsilon_b}{\kappa_b} - C_2 \alpha_b \frac{\varepsilon_b^2}{\kappa_b}$$

Donde C_1 y C_2 son constantes del modelo turbulento. La viscosidad turbulenta de la fase continua es calculada de la definición:

Ecuación 135

$$\nu_{b,t} = C_\mu \frac{\kappa_b^2}{\varepsilon_b}$$

Mientras que la viscosidad turbulenta de la fase dispersa se evalúa como:

Ecuación 136

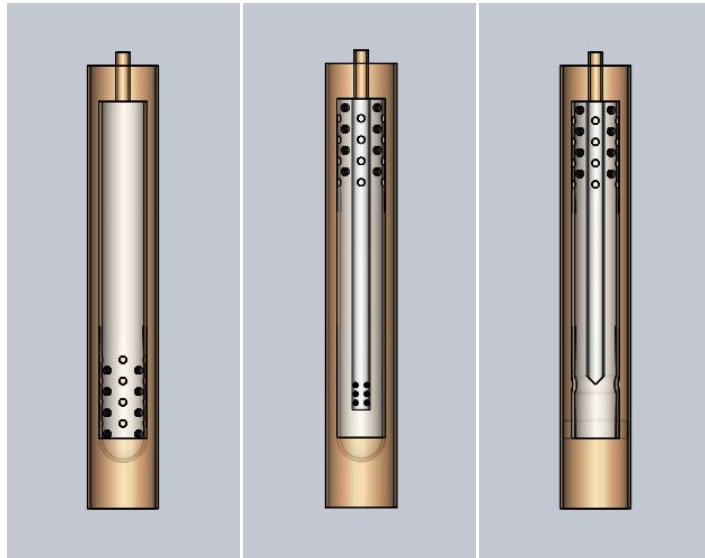
$$\nu_{b,t} = C_t^2 \nu_{b,t}$$

Siendo el coeficiente C_μ y el coeficiente de respuesta turbulenta C_t constantes del modelo. En las vecindades de las paredes las funciones que llevan el mismo nombre son tratadas para modelizar el comportamiento del fenómeno.

4.3 CASOS DE ESTUDIO

A continuación se presentan los tipos de ancla de gas de mayor uso en la industria y se elige la que mejor se adapta a las condiciones de operación del pozo escogido (Colorado 11) para combatir la interferencia del gas.

Figura 34. Anclas de Gas tipo Natural, Poorboy y de Empaquetadura



Fuente: Autores

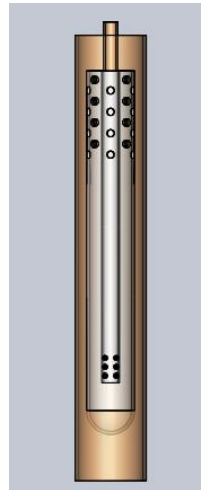
4.3.1 Selección del tipo de ancla de gas. El tipo de ancla de gas escogido por presentar elevados valores de eficiencia para medianas y altas tasas de producción, fácil fabricación e instalación, corresponde al Ancla tipo Poorboy Modificada, la cual se tendrá como punto de referencia para establecer el diseño final.

El ancla de gas natural según la literatura consultada es la que estadísticamente presenta menor eficiencia de separación Gas – Líquido, con lo cual no se alcanzarían los objetivos propuestos con este proyecto. Por otra parte, el ancla gas de tipo empaquetadura se caracteriza por los elevados costos de construcción e instalación, igualmente es propensa a taponamiento en los puertos de entrada al diptube debido a arenamientos o a la presencia de lodos.

Los diámetros del prototipo a escala del ancla de gas elegida son:

- El tubo del diptube tiene un diámetro de 0.78 (in) externo con un espesor de 0.078 (in).
- El tubo del ancla de lodo tiene un diámetro de 2.16 (in) externo por un espesor de 0.15 (in).

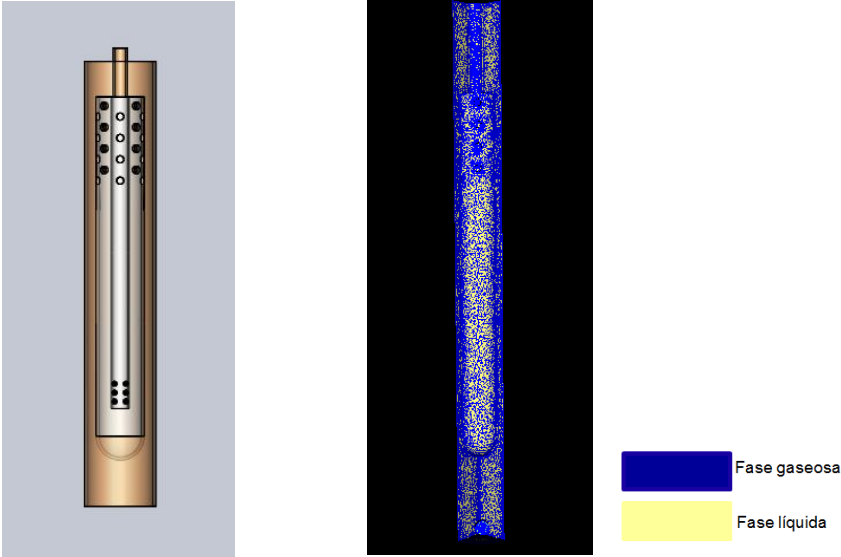
Figura 35. Prototipo de ancla seleccionada (Tipo Poorboy)



Fuente: Autores

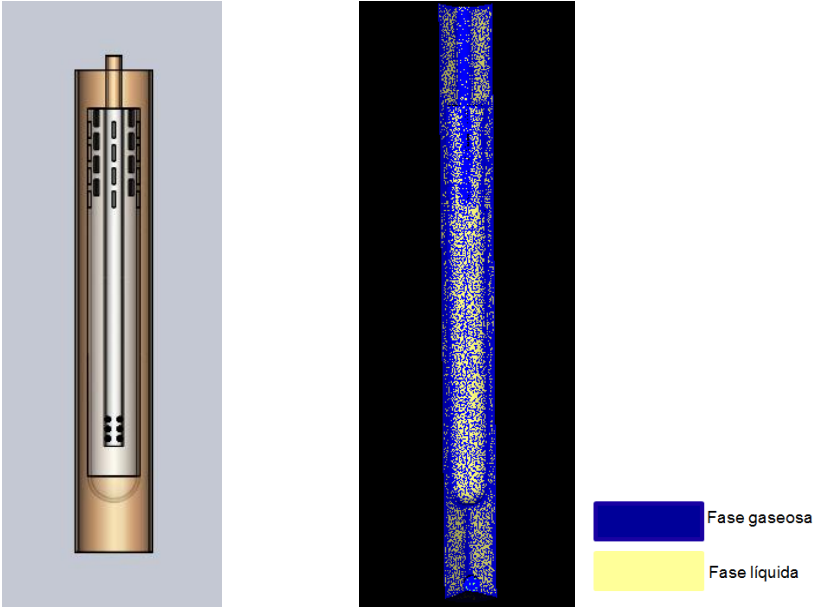
4.3.2 Geometría de los puertos de entrada. Se varía la geometría de los puertos de entrada y sus diámetros. El prototipo del ancla tendrá una longitud del diptube de 1.125 fts y una longitud del tubo de lodo de 1.25 fts, según las medidas diametrales nombradas en la sección anterior.

Figura 36. Ancla Tipo Poorboy Puertos Circulares (Perforaciones de $d= 0.3$ in)



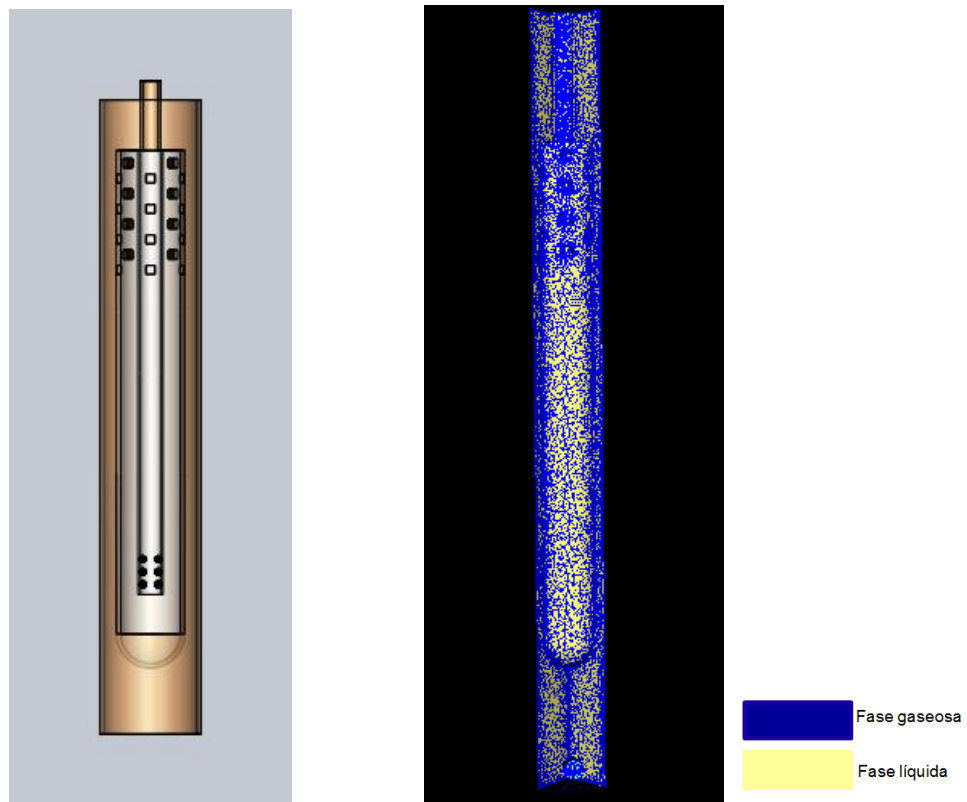
Fuente: Autores

Figura 37. Ancla Tipo Poorboy Puertos Rectangulares (Perforaciones de $L=0.65$ in por 0.12 in)



Fuente: Autores

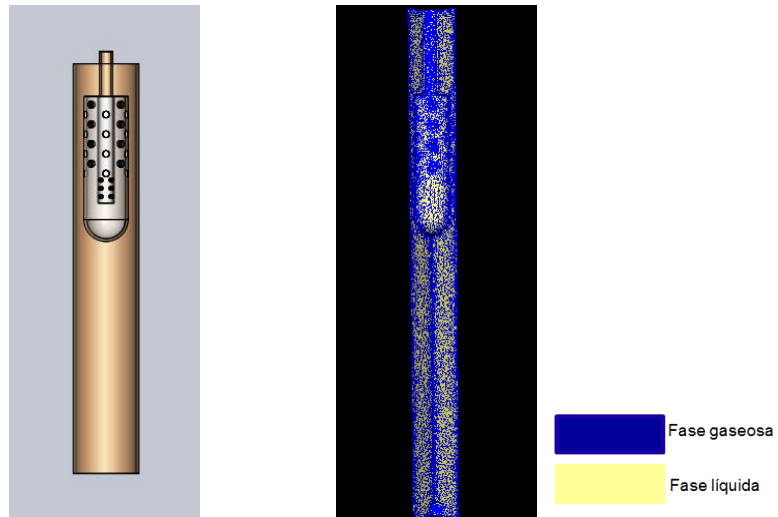
Figura 38. Ancla Tipo Poorboy Puertos cuadrados (Perforación de L=0.27 in)



Fuente: Autores

4.3.3 Longitud del Ancla de Gas. Basados en los mismos diámetros presentados anteriormente para el diptube y el ancla de lodo, se modificará la relación longitudinal de las anclas con puertos de entrada circulares con el fin de establecer su efecto mediante la simulación. En la figura 39 la longitud del diptube es de 0.4 fts y la longitud del tubo de lodo es de 0.52 fts, Diámetro de puertos 0.3 in c/u.

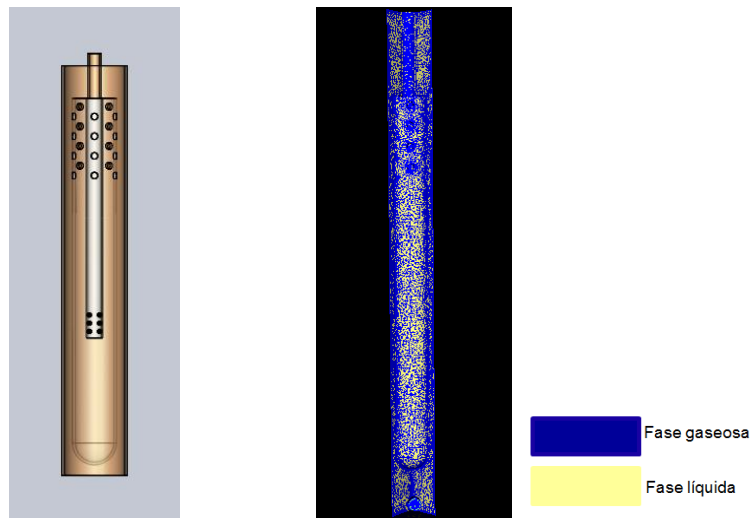
Figura 39. Ancla Tipo Poorboy (Corta)



Fuente: Autores

En la figura 40 la longitud del diptube es de 1.125 ft y la longitud del tubo de lodo es de 1.25 fts. Diámetro de puertos 0.3 in c/u.

Figura 40. Ancla Tipo Poorboy (Larga)



Fuente: Autores

4.3.3.1 Longitud del Diptube: Basados en las simulaciones que relacionan los puertos de entrada (Sección 4.3.2) y la relación de longitud del ancla (Sección 4.3.3) es de notar que la geometría de los orificios de entrada no es tan influyente como lo son la longitud del diptube y el área anular: Ancla de lodo – Diptube. Por lo tanto, en la tabla 14, se muestran los cálculos realizados para hallar la longitud apropiada del diptube, basándonos en las condiciones expuestas en la tabla 13.

Tabla 13. Condiciones de la bomba de fondo, Colorado 11.

Día	1440	min
Stokes bomba	7	stk/min
Área anular	5,155	in2
Tiempo llenado	4,285714286	sg/stk
Vel. burbuja	6,96	in/sg

Fuente: Autores

Tabla 14. Calculo de la longitud apropiada del Diptube.

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descendente líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Diptube (ft)
10	0,000992	0,43566117	1,8671193	29,8285	27,9613527	1,125
11	0,001091	0,479227287	2,05383123	29,8285	27,7746408	1,125
12	0,00119	0,522793404	2,24054316	29,8285	27,5879288	1,125
13	0,00129	0,566359522	2,42725509	29,8285	27,4012169	1,125
14	0,001389	0,609925639	2,61396702	29,8285	27,214505	1,125
15	0,001488	0,653491756	2,80067895	29,8285	27,027793	1,125
16	0,001587	0,697057873	2,98739088	29,8285	26,8410811	1,125
17	0,001687	0,74062399	3,17410281	29,8285	26,6543692	1,125

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
18	0,001786	0,784190107	3,36081474	29,8285	26,4676573	1,125
19	0,001885	0,827756224	3,54752667	29,8285	26,2809453	1,125
20	0,001984	0,871322341	3,7342386	29,8285	26,0942334	1,125
21	0,002083	0,914888458	3,92095053	29,8285	25,9075215	1,125
22	0,002183	0,958454575	4,10766246	29,8285	25,7208095	1,125
23	0,002282	1,002020692	4,29437439	29,8285	25,5340976	1,125
24	0,002381	1,045586809	4,48108632	29,8285	25,3473857	1,125
25	0,00248	1,089152926	4,66779825	29,8285	25,1606737	1,125
26	0,0026	1,13271904	4,85451018	29,8285	24,9739618	1,125
27	0,0027	1,17628516	5,04122211	29,8285	24,7872499	1,125
28	0,0028	1,21985128	5,22793404	29,8285	24,600538	1,125
29	0,0029	1,26341739	5,41464597	29,8285	24,413826	1,125
30	0,003	1,30698351	5,6013579	29,8285	24,2271141	1,125
31	0,0031	1,35054963	5,78806984	29,8285	24,0404022	1,125
32	0,0032	1,39411575	5,97478177	29,8285	23,8536902	1,125
33	0,0033	1,43768186	6,1614937	29,8285	23,6669783	1,125
34	0,0034	1,48124798	6,34820563	29,8285	23,4802664	1,125
35	0,0035	1,5248141	6,53491756	29,8285	23,2935544	1,125
36	0,0036	1,56838021	6,72162949	29,8285	23,1068425	1,125
37	0,0037	1,61194633	6,90834142	29,8285	22,9201306	1,125
38	0,0038	1,65551245	7,09505335	29,8285	22,7334187	1,125
39	0,0039	1,69907856	7,28176528	29,8285	22,5467067	1,125
40	0,004	1,74264468	7,46847721	29,8285	22,3599948	1,125
41	0,0041	1,7862108	7,65518914	29,8285	22,1732829	1,125
42	0,0042	1,82977692	7,84190107	29,8285	21,9865709	1,125

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
43	0,0043	1,87334303	8,028613	29,8285	21,799859	1,125
44	0,0044	1,91690915	8,21532493	29,8285	21,6131471	1,125
45	0,0045	1,96047527	8,40203686	29,8285	21,4264351	1,125
46	0,0046	2,00404138	8,58874879	29,8285	21,2397232	1,125
47	0,0047	2,0476075	8,77546072	29,8285	21,0530113	1,125
48	0,0048	2,09117362	8,96217265	29,8285	20,8662994	1,125
49	0,0049	2,13473973	9,14888458	29,8285	20,6795874	1,125
50	0,005	2,17830585	9,33559651	29,8285	20,4928755	1,125
51	0,0051	2,22187197	9,52230844	29,8285	20,3061636	1,125
52	0,0052	2,26543809	9,70902037	29,8285	20,1194516	1,125
53	0,0053	2,3090042	9,8957323	29,8285	19,9327397	1,125
54	0,0054	2,35257032	10,0824442	29,8285	19,7460278	1,125
55	0,0055	2,39613644	10,2691562	29,8285	19,5593158	1,125
56	0,0056	2,43970255	10,4558681	29,8285	19,3726039	1,125
57	0,0057	2,48326867	10,64258	29,8285	19,185892	1,125
58	0,0058	2,52683479	10,8292919	29,8285	18,9991801	1,125
59	0,0059	2,57040091	11,0160039	29,8285	18,8124681	1,125
60	0,006	2,61396702	11,2027158	29,8285	18,6257562	1,125
61	0,0061	2,65753314	11,3894277	29,8285	18,4390443	1,125
62	0,0062	2,70109926	11,5761397	29,8285	18,2523323	1,125
63	0,0063	2,74466537	11,7628516	29,8285	18,0656204	1,125
64	0,0063	2,78823149	11,9495635	29,8285	17,8789085	1,125
65	0,0064	2,83179761	12,1362755	29,8285	17,6921965	1,125
66	0,0065	2,87536372	12,3229874	29,8285	17,5054846	1,125
67	0,0066	2,91892984	12,5096993	29,8285	17,3187727	1,125

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
68	0,0067	2,96249596	12,6964113	29,8285	17,1320607	1,125
69	0,0068	3,00606208	12,8831232	29,8285	16,9453488	1,125
70	0,0069	3,04962819	13,0698351	29,8285	16,7586369	1,125
71	0,007	3,09319431	13,256547	29,8285	16,571925	1,125
72	0,0071	3,13676043	13,443259	29,8285	16,385213	1,125
73	0,0072	3,18032654	13,6299709	29,8285	16,1985011	1,125
74	0,0073	3,22389266	13,8166828	29,8285	16,0117892	1,125
75	0,0074	3,26745878	14,0033948	29,8285	15,8250772	1,125
76	0,0075	3,31102489	14,1901067	29,8285	15,6383653	1,125
77	0,0076	3,35459101	14,3768186	29,8285	15,4516534	1,125
78	0,0077	3,39815713	14,5635306	29,8285	15,2649414	1,125
79	0,0078	3,44172325	14,7502425	29,8285	15,0782295	1,125
80	0,0079	3,48528936	14,9369544	29,8285	14,8915176	1,125
81	0,008	3,52885548	15,1236663	29,8285	14,7048057	1,125
82	0,0081	3,5724216	15,3103783	29,8285	14,5180937	1,125
83	0,0082	3,61598771	15,4970902	29,8285	14,3313818	1,125
84	0,0083	3,65955383	15,6838021	29,8285	14,1446699	1,125
85	0,0084	3,70311995	15,8705141	29,8285	13,9579579	1,125
86	0,0085	3,74668607	16,057226	29,8285	13,771246	1,125
87	0,0086	3,79025218	16,2439379	29,8285	13,5845341	1,125
88	0,0087	3,8338183	16,4306499	29,8285	13,3978221	1,125
89	0,0088	3,87738442	16,6173618	29,8285	13,2111102	1,125
90	0,0089	3,92095053	16,8040737	29,8285	13,0243983	1,125
91	0,009	3,96451665	16,9907856	29,8285	12,8376864	1,125
92	0,0091	4,00808277	17,1774976	29,8285	12,6509744	1,125

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
93	0,0092	4,05164888	17,3642095	29,8285	12,4642625	1,125
94	0,0093	4,095215	17,5509214	29,8285	12,2775506	1,125
95	0,0094	4,13878112	17,7376334	29,8285	12,0908386	1,125
96	0,0095	4,18234724	17,9243453	29,8285	11,9041267	1,125
97	0,0096	4,22591335	18,1110572	29,8285	11,7174148	1,125
98	0,0097	4,26947947	18,2977692	29,8285	11,5307028	1,125
99	0,0098	4,31304559	18,4844811	29,8285	11,3439909	1,125
100	0,0099	4,3566117	18,671193	29,8285	11,157279	1,125
101	0,01	4,40017782	18,8579049	29,8285	10,9705671	1,125
102	0,0101	4,44374394	19,0446169	29,8285	10,7838551	1,125
103	0,0102	4,48731005	19,2313288	29,8285	10,5971432	1,125
104	0,0103	4,53087617	19,4180407	29,8285	10,4104313	1,125
105	0,0104	4,57444229	19,6047527	29,8285	10,2237193	1,125
106	0,0105	4,61800841	19,7914646	29,8285	10,0370074	1,125
107	0,0106	4,66157452	19,9781765	29,8285	9,85029547	1,125
108	0,0107	4,70514064	20,1648885	29,8285	9,66358354	1,125
109	0,0108	4,74870676	20,3516004	29,8285	9,47687161	1,125
110	0,0109	4,79227287	20,5383123	29,8285	9,29015968	1,125
111	0,011	4,83583899	20,7250242	29,8285	9,10344775	1,125
112	0,0111	4,87940511	20,9117362	29,8285	8,91673582	1,125
113	0,0112	4,92297123	21,0984481	29,8285	8,73002389	1,125
114	0,0113	4,96653734	21,28516	29,8285	8,54331196	1,125
115	0,0114	5,01010346	21,471872	29,8285	8,35660003	1,125
116	0,0115	5,05366958	21,6585839	29,8285	8,1698881	1,125
117	0,0116	5,09723569	21,8452958	29,8285	7,98317617	1,125

bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
118	0,0117	5,14080181	22,0320078	29,8285	7,79646424	1,125
119	0,0118	5,18436793	22,2187197	29,8285	7,60975231	1,125
120	0,0119	5,22793404	22,4054316	29,8285	7,42304038	1,125
121	0,012	5,27150016	22,5921435	29,8285	7,23632845	1,125
122	0,0121	5,31506628	22,7788555	29,8285	7,04961652	1,125
123	0,0122	5,3586324	22,9655674	29,8285	6,86290459	1,125
124	0,0123	5,40219851	23,1522793	29,8285	6,67619266	1,125
125	0,0124	5,44576463	23,3389913	29,8285	6,48948073	1,125
126	0,0125	5,48933075	23,5257032	29,8285	6,3027688	1,125
127	0,0126	5,53289686	23,7124151	29,8285	6,11605687	1,125
128	0,0127	5,57646298	23,8991271	29,8285	5,92934494	1,125
129	0,0128	5,6200291	24,085839	29,8285	5,74263301	1,125
130	0,0129	5,66359522	24,2725509	29,8285	5,55592108	1,125
131	0,013	5,70716133	24,4592629	29,8285	5,36920915	1,125
132	0,0131	5,75072745	24,6459748	29,8285	5,18249722	1,125
133	0,0132	5,79429357	24,8326867	29,8285	4,99578529	1,125
134	0,0133	5,83785968	25,0193986	29,8285	4,80907336	1,125
135	0,0134	5,8814258	25,2061106	29,8285	4,62236143	1,125
136	0,0135	5,92499192	25,3928225	29,8285	4,4356495	1,125
137	0,0136	5,96855803	25,5795344	29,8285	4,24893757	1,125
138	0,0137	6,01212415	25,7662464	29,8285	4,06222564	1,125
139	0,0138	6,05569027	25,9529583	29,8285	3,87551371	1,125
140	0,0139	6,09925639	26,1396702	29,8285	3,68880178	1,125
141	0,014	6,1428225	26,3263822	29,8285	3,50208985	1,125
142	0,0141	6,18638862	26,5130941	29,8285	3,31537792	1,125

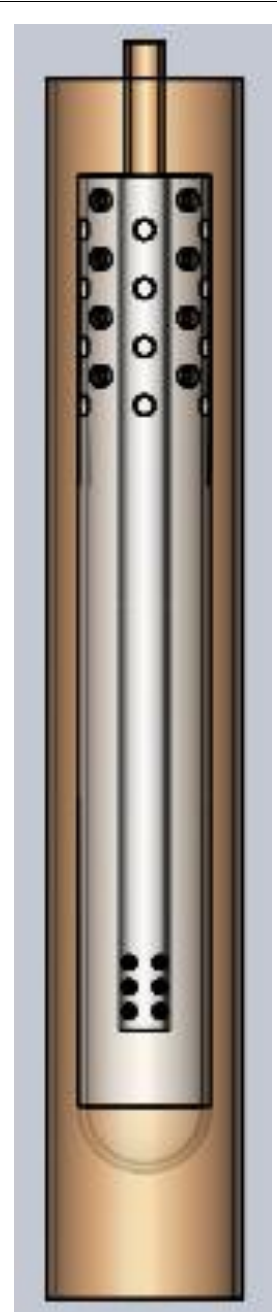
bbl/día	bbl/stk	Vel. En anular in/sg	Distancia descenden te líquido (in/stk)	Distancia ascendente burbuja (in/stk)	Diferencia distancias (in/stk)	Longitud Apropiada del Dip- tube (ft)
143	0,0142	6,22995474	26,699806	29,8285	3,12866599	1,125
144	0,0143	6,27352085	26,8865179	29,8285	2,94195406	1,125
145	0,0144	6,31708697	27,0732299	29,8285	2,75524213	1,125
146	0,0145	6,36065309	27,2599418	29,8285	2,5685302	1,125
147	0,0146	6,4042192	27,4466537	29,8285	2,38181827	1,125
148	0,0147	6,44778532	27,6333657	29,8285	2,19510634	1,125
149	0,0148	6,49135144	27,8200776	29,8285	2,00839441	1,125
150	0,0149	6,53491756	28,0067895	29,8285	1,82168248	1,125
160	0,0159	6,97057873	29,8739088	29,8285	-0,045436	1,125
170	0,0169	7,4062399	31,7410281	29,8285	-1,912556	1,125
180	0,0179	7,84190107	33,6081474	29,8285	-3,779675	1,125
190	0,0188	8,27756224	35,4752667	29,8285	-5,646794	3
200	0,0198	8,71322341	37,342386	29,8285	-7,513914	3
210	0,0208	9,14888458	39,2095053	29,8285	-9,381033	3
220	0,0218	9,58454575	41,0766246	29,8285	-11,24815	3
230	0,0228	10,0202069	42,9437439	29,8285	-13,11527	3
240	0,0238	10,4558681	44,8108632	29,8285	-14,98239	3
250	0,0248	10,8915293	46,6779825	29,8285	-16,84951	3
260	0,0258	11,3271904	48,5451018	29,8285	-18,71662	3
270	0,0268	11,7628516	50,4122211	29,8285	-20,58374	6
280	0,0278	12,1985128	52,2793404	29,8285	-22,45086	6
290	0,0288	12,6341739	54,1464597	29,8285	-24,31797	6
300	0,0298	6,22995474	26,699806	29,8285	-26,18517	6

Fuente: Autores

4.3.4 Modelo Escogido

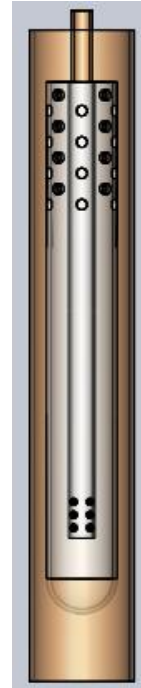
Cuadro 4. Prototipo de campo

ANCLA DE GAS	
OD	3 in
ID	2,75 in
OD ÁREA	7,06 in ²
	10,089 ft ²
ID ÁREA	5,94 in ²
	0,041 ft ²
LONGITUD	1,25 ft
AGUJEROS	
Nº DE AGUJEROS	32
ID	0,452 in
ÁREA DEL AGUJERO	0,161 in ²
ÁREA TOTAL	5,152 in ²
TUBO DE INMERSION (Diptube)	
OD	1 in
ID	0,75 in
OD ÁREA	0,785 in ²
	0,005 ft ²
ID ÁREA	0,442 in ²
	0,003 ft ²
LONGITUD	1,125 ft
CASING	
ID	6 in
ID ÁREA	28,274 in ²
	0,190 ft ²
ÁREA ANULAR	
ANCLA-TUBO DE INMERSIÓN	5,154 in ²
	0,036 ft ²
CASING-ANCLA	21,206 in ²
	0,174 ft ²



Cuadro 5. Prototipo de laboratorio

ANCLA DE GAS	
OD	2,16 in
ID	1,92 in
OD ÁREA	3,68 in ²
	0,026 ft ²
ID ÁREA	2,89 in ²
	0,02 ft ²
LONGITUD	1.25 ft
AGUJEROS	
Nº DE AGUJEROS	32
ID	0,3 in
ÁREA DEL AGUJERO	0,075 in ²
ÁREA TOTAL	2,4 in ²
TUBO DE INMERSION (Diptube)	
OD	0,79 in
ID	0,55 in
OD ÁREA	0,50 in ²
	0,0034 ft ²
ID ÁREA	0,25 in ²
	0,00174 ft ²
LONGITUD	1.125 ft
CASING	
ID	2,9 in
ID ÁREA	6,6 in ²
	0,046 ft ²
ÁREA ANULAR	
ANCLA – TUBO DE INMERSION	2,39 in ²
	0,017 ft ²
CASING – ANCLA	2,92 in ²
	0,02 ft ²



Para ambos diseños se designa un área total de los puertos de entrada igual al 100% del área: anular del Ancla – Tubo de inmersión, esto con el fin de minimizar el efecto del diferencial de presión cuando los fluidos ingresan al ancla de gas.

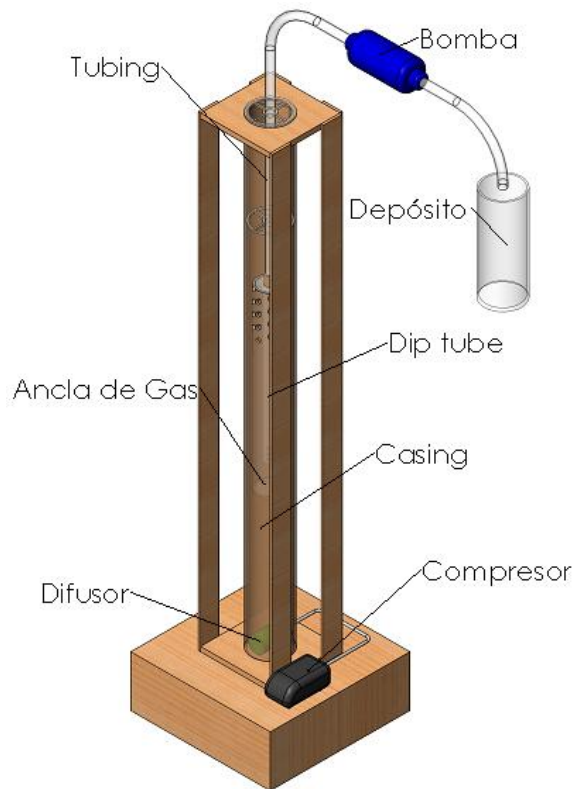
5. DISEÑO DEL PROTOTIPO

5.1 PARTES DEL PROTOTIPO

El prototipo está conformado de las partes que se nombran en el siguiente párrafo.

- Tubería de acrílico de 3.15 in diámetro externo (Casing)
- Ancla de gas
- Tubería de acrílico de 0.78 in de diámetro externo (Tubing)
- Tubería de acrílico de 2.16 in de diámetro externo (Ancla de lodo)
- Bomba de accionamiento manual (Bomba de fondo)
- Depósito (Tanque de almacenamiento)
- Compresor
- Difusor
- Estructura de madera

Figura 41. Partes del Prototipo.



Fuente: Autores

5.2 DESCRIPCIÓN Y FUNCIONAMIENTO

El prototipo a escala mostrado en la figura anterior modela el proceso de separación de gas del crudo que se lleva a cabo en el fondo de un pozo petrolero real cuando la presencia de gas interfiere severamente en la eficiencia de la bomba y se debe hacer uso de un separador de gas de fondo. Haciendo uso de los fluidos de más fácil acceso como son el agua y el aire se mostrará la separación de los mismos utilizando un ancla de gas construida en acrílico. El casing corresponde al tubo de acrílico externo contendrá el agua y el aire para recrear las condiciones al interior del pozo. El aire es distribuido a través de un difusor instalado en el fondo del casing que a su vez recibe el suministro de aire

desde un compresor. El ancla o anclas probadas son sujetadas a través de una tubería transparente centrada ubicada en la parte superior del prototipo que a su vez se conecta con la bomba a través de una manguera plástica. La bomba descarga el fluido extraído del casing en un depósito externo al prototipo y el aire separado se produce a través del anular del casing, como es lo ideal en pozo.

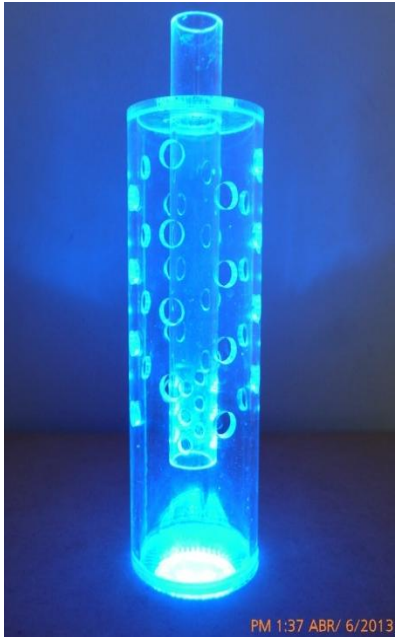
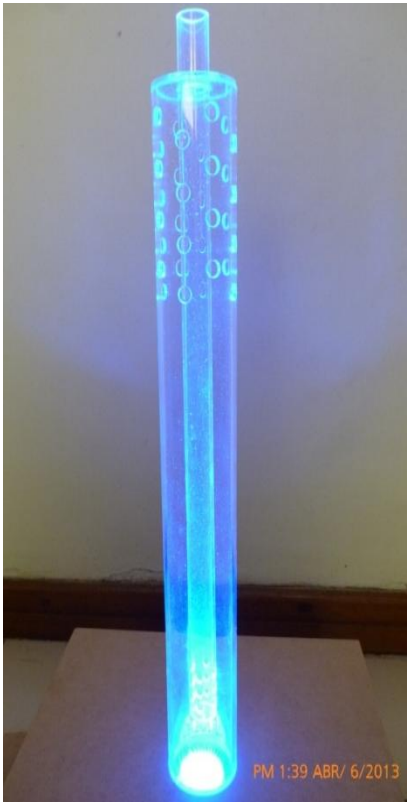
La bomba genera el efecto de succión a través del accionamiento manual que simula la embolada de la bomba real, generando un cambio de presión en el interior del sistema, lo cual conlleva a que la corriente de fluido fluya a través del ancla, pase a través de la bomba y termine en el depósito. El aire que fluye del fondo del casing trata de seguir la corriente de líquido, pero debido a la diferencia de densidades y la estructura geométrica del ancla de gas, la velocidad de burbuja de aire tiende a ser mayor que la del líquido lo que habilita inmediatamente la separación del aire, es decir, el aire no será capaz de seguir el trayecto que toma el agua.

5.3 VALORACIÓN CUALITATIVA

En la figura 42, figura 43 y figura 44 se observan los tipos de anclas construidos para la realización de las pruebas. Para éstas se tuvieron en cuenta las perforaciones según geometría circular, cuadrada y rectangular.

Al ser un análisis cualitativo, se llevará un registro fotográfico y descripción del efecto visual que se produce al instalar cada prototipo diseñado.

Figura 42. Anclas larga y corta tipo Poorboy con puertos de entrada circular.



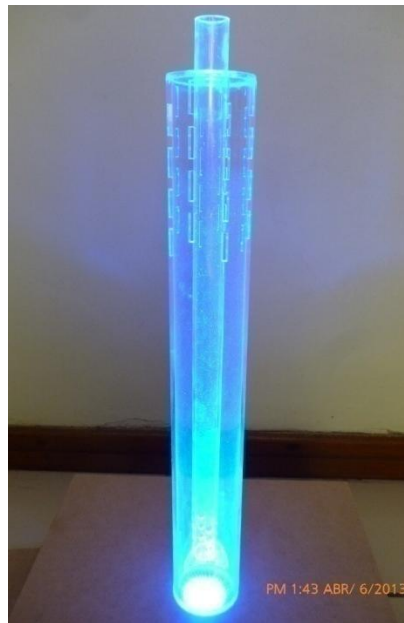
Fuente: Autores

Figura 43. Ancla Poorboy con puertos de entrada cuadrados



Fuente: Autores

Figura 44. Ancla Poorboy con puertos de entrada rectangulares



Fuente: Autores

La separación Gas - Líquido se pone en evidencia cualitativamente a través de un registro fotográfico de las pruebas realizadas con el prototipo sin ancla y luego con las anclas con perforaciones de entrada tipo circular, cuadrada y rectangular, lo cual se evidencia en las siguientes figuras.

Figura 45. Sistema sin ancla de gas



Fuente: Autores

Figura 46. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de orificio circular



Fuente: Autores

Figura 47. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de orificio cuadrado



Fuente: Autores

Figura 48. Prueba del prototipo de ancla de gas, perfil de Orificio Rectangular



Fuente: Autores

En las anteriores fotografías se registra que la instalación de un ancla de gas reduce notablemente el paso de gas a través del tubing y por ende a la bomba, lo que se verá reflejado en la eficiencia de la misma.

6. RESULTADOS

Tabla 15. Datos de la bomba del pozo Colorado 11

BOMBA DE FONDO	
D interno	1 1/4 in
L	14 Ft
STKS	7,14 STK/MIN
Capacidad	0,0212 Bbl/STK
Q actual	20 Bbl/día
Q potencial	22 Bbl/día

Fuente: Base de datos campo Escuela Colorado

A continuación se muestran los resultados cuantitativos obtenidos a través de la simulación utilizando el programa Openfoam durante un periodo de 1 hora, es decir 3600 segundos con lo que se evidencia en la estabilización de los datos. A partir de ellos se hace una extrapolación de los mismos para tener un estimativo de un día de producción en el campo.

Tabla 16. Resultados de la simulación sin Ancla. (Condiciones actuales)

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
1	0,01	1,39
2	0,03	2,78
3	0,04	4,17
4	0,06	5,56
5	0,07	6,95
6	0,08	8,33
7	0,10	9,72
8	0,11	11,11
9	0,13	12,50
10	0,14	13,89
11	0,15	15,28

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
12	0,17	16,67
13	0,18	18,06
14	0,19	19,45
15	0,21	20,84
16	0,22	22,22
17	0,24	23,61
18	0,25	25,00
19	0,26	26,39
20	0,28	27,78
21	0,29	29,17
22	0,31	30,56
23	0,32	31,95
24	0,33	33,34
25	0,35	34,73
26	0,36	36,11
27	0,38	37,50
28	0,39	38,89
29	0,40	40,28
30	0,42	41,67
31	0,43	43,06
32	0,44	44,45
33	0,46	45,84
34	0,47	47,23
35	0,49	48,62
36	0,50	50,00
37	0,51	51,39
38	0,53	52,78
39	0,54	54,17
40	0,56	55,56
41	0,57	56,95
42	0,58	58,34
43	0,60	59,73
44	0,61	61,12
45	0,63	62,51
46	0,64	63,89
47	0,65	65,28
48	0,67	66,67
49	0,68	68,06
50	0,69	69,45
51	0,71	70,84
52	0,72	72,23
53	0,74	73,62

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
54	0,75	75,01
55	0,76	76,40
56	0,78	77,78
57	0,79	79,17
58	0,81	80,56
59	0,82	81,95
60	0,83	83,34
1440	20,00	2000,16

Tabla 17. Resultados de la simulación con Ancla corta de Puertos circulares

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
1	0,01463	0,1140
2	0,02926	0,2280
3	0,04389	0,3420
4	0,05852	0,4560
5	0,07315	0,5700
6	0,08778	0,6840
7	0,10241	0,7980
8	0,11704	0,9120
9	0,13167	1,0260
10	0,1463	1,1400
11	0,16093	1,2540
12	0,17556	1,3680
13	0,19019	1,4820
14	0,20482	1,5960
15	0,21945	1,7100
16	0,23408	1,8240
17	0,24871	1,9380
18	0,26334	2,0520
19	0,27797	2,1660
20	0,2926	2,2800

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
21	0,30723	2,3940
22	0,32186	2,5080
23	0,33649	2,6220
24	0,35112	2,7360
25	0,36575	2,8500
26	0,38038	2,9640
27	0,39501	3,0780
28	0,40964	3,1920
29	0,42427	3,3060
30	0,4389	3,4200
31	0,45353	3,5340
32	0,46816	3,6480
33	0,48279	3,7620
34	0,49742	3,8760
35	0,51205	3,9900
36	0,52668	4,1040
37	0,54131	4,2180
38	0,55594	4,3320
39	0,57057	4,4460
40	0,5852	4,5600
41	0,59983	4,6740
42	0,61446	4,7880
43	0,62909	4,9020
44	0,64372	5,0160
45	0,65835	5,1300
46	0,67298	5,2440
47	0,68761	5,3580
48	0,70224	5,4720

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
49	0,71687	5,5860
50	0,7315	5,7000
51	0,74613	5,8140
52	0,76076	5,9280
53	0,77539	6,0420
54	0,79002	6,1560
55	0,80465	6,2700
56	0,81928	6,3840
57	0,83391	6,4980
58	0,84854	6,6120
59	0,86317	6,7260
60	0,8778	6,8400
1440	21,0672	164,1600

Tabla 18. Resultados de la simulación con Ancla larga de Puertos cuadrados

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
1	0,015124	0,01059
2	0,030248	0,02118
3	0,045372	0,03177
4	0,060496	0,04236
5	0,07562	0,05295
6	0,090744	0,06354
7	0,105868	0,07413
8	0,120992	0,08472
9	0,136116	0,09531
10	0,15124	0,1059
11	0,166364	0,11649
12	0,181488	0,12708

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
13	0,196612	0,13767
14	0,211736	0,14826
15	0,22686	0,15885
16	0,241984	0,16944
17	0,257108	0,18003
18	0,272232	0,19062
19	0,287356	0,20121
20	0,30248	0,2118
21	0,317604	0,22239
22	0,332728	0,23298
23	0,347852	0,24357
24	0,362976	0,25416
25	0,3781	0,26475
26	0,393224	0,27534
27	0,408348	0,28593
28	0,423472	0,29652
29	0,438596	0,30711
30	0,45372	0,3177
31	0,468844	0,32829
32	0,483968	0,33888
33	0,499092	0,34947
34	0,514216	0,36006
35	0,52934	0,37065
36	0,544464	0,38124
37	0,559588	0,39183
38	0,574712	0,40242
39	0,589836	0,41301
40	0,60496	0,4236

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
41	0,620084	0,43419
42	0,635208	0,44478
43	0,650332	0,45537
44	0,665456	0,46596
45	0,68058	0,47655
46	0,695704	0,48714
47	0,710828	0,49773
48	0,725952	0,50832
49	0,741076	0,51891
50	0,7562	0,5295
51	0,771324	0,54009
52	0,786448	0,55068
53	0,801572	0,56127
54	0,816696	0,57186
55	0,83182	0,58245
56	0,846944	0,59304
57	0,862068	0,60363
58	0,877192	0,61422
59	0,892316	0,62481
60	0,90744	0,6354
1440	21,77856	15,2496

Tabla 19. Resultados de la simulación con Ancla larga de Puertos Rectangulares

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
1	0,0152	0,00433
2	0,0304	0,00866
3	0,0456	0,01299
4	0,0608	0,01732
5	0,076	0,02165
6	0,0912	0,02598
7	0,1064	0,03031
8	0,1216	0,03464
9	0,1368	0,03897
10	0,152	0,0433
11	0,1672	0,04763
12	0,1824	0,05196
13	0,1976	0,05629
14	0,2128	0,06062
15	0,228	0,06495
16	0,2432	0,06928
17	0,2584	0,07361
18	0,2736	0,07794
19	0,2888	0,08227
20	0,304	0,0866
21	0,3192	0,09093
22	0,3344	0,09526
23	0,3496	0,09959
24	0,3648	0,10392
25	0,38	0,10825
26	0,3952	0,11258

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
27	0,4104	0,11691
28	0,4256	0,12124
29	0,4408	0,12557
30	0,456	0,1299
31	0,4712	0,13423
32	0,4864	0,13856
33	0,5016	0,14289
34	0,5168	0,14722
35	0,532	0,15155
36	0,5472	0,15588
37	0,5624	0,16021
38	0,5776	0,16454
39	0,5928	0,16887
40	0,608	0,1732
41	0,6232	0,17753
42	0,6384	0,18186
43	0,6536	0,18619
44	0,6688	0,19052
45	0,684	0,19485
46	0,6992	0,19918
47	0,7144	0,20351
48	0,7296	0,20784
49	0,7448	0,21217
50	0,76	0,2165
51	0,7752	0,22083
52	0,7904	0,22516
53	0,8056	0,22949
54	0,8208	0,23382

T (min)	Voil (Bbl)	Vgas (SCF)
55	0,836	0,23815
56	0,8512	0,24248
57	0,8664	0,24681
58	0,8816	0,25114
59	0,8968	0,25547
60	0,912	0,2598
1440	21,888	6,2352

Tabla 20. Resultados de la simulación con Ancla larga de Puertos Circulares

T (min)	Qoil (Bbl)	Qgas (SCF)
1	0,01527	0,001476
2	0,03054	0,002952
3	0,04581	0,004428
4	0,06108	0,005904
5	0,07635	0,00738
6	0,09162	0,008856
7	0,10689	0,010332
8	0,12216	0,011808
9	0,13743	0,013284
10	0,1527	0,01476
11	0,16797	0,016236
12	0,18324	0,017712
13	0,19851	0,019188
14	0,21378	0,020664
15	0,22905	0,02214
16	0,24432	0,023616
17	0,25959	0,025092
18	0,27486	0,026568
19	0,29013	0,028044
20	0,3054	0,02952
21	0,32067	0,030996
22	0,33594	0,032472
23	0,35121	0,033948
24	0,36648	0,035424
25	0,38175	0,0369
26	0,39702	0,038376
27	0,41229	0,039852

T (min)	Coil (Bbl)	Qgas (SCF)
28	0,42756	0,041328
29	0,44283	0,042804
30	0,4581	0,04428
31	0,47337	0,045756
32	0,48864	0,047232
33	0,50391	0,048708
34	0,51918	0,050184
35	0,53445	0,05166
36	0,54972	0,053136
37	0,56499	0,054612
38	0,58026	0,056088
39	0,59553	0,057564
40	0,6108	0,05904
41	0,62607	0,060516
42	0,64134	0,061992
43	0,65661	0,063468
44	0,67188	0,064944
45	0,68715	0,06642
46	0,70242	0,067896
47	0,71769	0,069372
48	0,73296	0,070848
49	0,74823	0,072324
50	0,7635	0,0738
51	0,77877	0,075276
52	0,79404	0,076752
53	0,80931	0,078228
54	0,82458	0,079704
55	0,83985	0,08118
56	0,85512	0,082656
57	0,87039	0,084132
58	0,88566	0,085608
59	0,90093	0,087084
60	0,9162	0,08856
1440	21,9888	2,12544

6.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Al hacer el análisis de los resultados arrojados por el simulador se hace evidente el excelente desempeño del ancla de gas tipo Poorboy (Tabla 20) ya que no

permite un paso significativo de gas a través del tubing lo cual fue lo que se buscó con el diseño de este prototipo.

Se evidencia que los parámetros que van a condicionar el funcionamiento adecuado del ancla de gas corresponden a la longitud del diptube, el área anular de Diptube-Tubo de lodo y la velocidad de ascenso de burbuja. Puesto que se requiere establecer un espacio adecuado en un tiempo característico que habiliten la separación de las dos fases.

En la tabla 21 se presenta una tabla comparativa porcentual del potencial de crudo que pasa a través de cada prototipo de ancla de gas, buscando elegir la que mayor caudal crudo presente y al mismo tiempo, menor caudal de gas permita que pase.

Tabla 21. Comparación de resultados de los 4 prototipos evaluados.

ANCLA - GEOMETRIA	Qo bbl/d	Qg Scf	% del Potencial
Corta - Circulos	21,06	164,16	95,76%
Larga - Cuadrados	21,77	15,24	98,99%
Larga - Rectangulos	21,88	6,23	99,45%
Larga - Circulos	21,98	2,12	99,94%

El prototipo de ancla larga, es decir con Diptube de longitud 1.125 fts y orificios de entrada circulares con un área total igual al 100% del área anular del ancla es el que mejores resultados de separación presenta debido a los diferentes aspectos que se han presentado y analizado durante el presente escrito y se han podido confirmar por medio del programa computacional de fluidos Openfoam.

Es de notar que los resultados obtenidos con los otros perfiles geométricos analizados no presentan una diferencia notable en cuanto a su efectividad de separación de gas, sin embargo con este trabajo se busca obtener una eficiencia que se aproxime al 100% del potencial de producción de crudo del pozo, en este caso 22 BOPD, por lo que se considera que la última opción cumple satisfactoriamente con el propósito de este proyecto.

7. CONCLUSIONES

- Se hizo una revisión bibliográfica de los separadores de gas de fondo o anclas de gas donde se evidenció que dependiendo del pozo en estudio y las condiciones de naturaleza del crudo, queda condicionada la ubicación, el tipo y por lo tanto la geometría del ancla. Lo anterior se comprobó con los resultados mostrados durante el desarrollo del presente trabajo.
- Se establecieron los parámetros que condicionan el diseño del ancla de gas, tales como caudal, Gravedad API del crudo, velocidad de ascenso de burbuja, velocidad descendente del fluido, viscosidad del crudo, diámetro de las tuberías y longitud del diptube a utilizar en la construcción del ancla y el número de Reynolds.
- Se evaluaron las anclas tipo Poorboy, de empaquetadura y simple y se estableció que la primera nombrada se adapta muy bien a las condiciones de pozo y presenta una óptima eficiencia en la separación Gas – Líquido.
- Se simuló el proceso de separación del gas - crudo a través de la herramienta informática para mecánica de fluidos conocida como OpenFoam para diferentes tipos de patrón y perfil de orificio del ancla escogida.
- Si la ubicación de los puertos de entrada del ancla están por debajo de las perforaciones de cañoneo, la velocidad del gas y la del líquido juegan un papel crucial, ya que se debe buscar la manera de que la primera siempre sea mayor que la segunda, para evitar que las burbujas de gas sean atrapadas en las áreas de menor presión del flujo reverso y no escapen, introduciéndose, debido al dragado del líquido, en la tubería de succión de la bomba.

- El diámetro y longitud del tubo de inmersión condiciona las caídas de presión del fluido que pasa desde los puertos de entrada y la entrada de la bomba.
- Se estableció que el mejor patrón de orificio para el ancla de gas tipo Poorboy es el circular y el área total de los orificios de entrada debe ser igual al 100% del área del anular interno del ancla.

8. RECOMENDACIONES

- Se recomienda ubicar la bomba de fondo 1 ft por debajo de la perforación más profunda de casing, es decir a 4486 ft, siendo 4053 ft la profundidad actual, esto con el fin de mejorar la eficiencia del ancla de gas.
- Realizar en una segunda fase del proyecto la construcción del ancla de gas diseñada en este proyecto y ser probada con el apoyo del operador de Campo Colorado, valiéndose de la ayuda del monitoreo y sensores para comprobar realmente lo que ocurre en el ancla.
- Se recomienda antes de enfrentarse a las técnicas de CFD, hacer una lectura exhaustiva de la manera como ellas proceden en la solución de cualquier situación física a simular, delimitar muy bien las condiciones geométricas y de frontera, al igual que de los parámetros que un solver asimila para garantizar una aproximación muy cercana a la solución real.

BIBLIOGRAFÍA

ALABI, Oluwagbenga Ajagbe. Laboratory Study of Down-hole Gas Separator in Inclined Wellbore Configurations. Trabajo de grado Master of Science in engineering. Austin Texas United States. Universidad de Texas en Austin. 2009. 127p.

ANANABA, Ochiagha Victor. Experimental Study on the Effect of the Internal Design on the Performance of Down-hole Gas Separator. Trabajo de grado Master of Science in engineering. Austin Texas United States. Universidad de Texas en Austin. 2007. 182p.

ANSARI, A. M. et al. A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. SPE Production & Facilities. [online]. Mayo 1994. Volume 9, No. 2. p. 143-151.

BLAZEK, J. Computational Fluid Dynamics: Principles and applications. Segunda Edición. Great Britain. Elsevier Ltda., 2005. 491 p.

BOBOK, Elemér. Fluid Mechanics for Petroleum Engineers. Hungary. Elsevier, 1993. 412 p.

BOHORQUEZ, R. et al. Laboratory Testing of Downhole Gas Separator. En: SPE Annual Technical Conference and Exhibition. (11-14 Noviembre 2007, Anaheim) California. Society of Petroleum Engineers. 2007. p. 1-15.

BRENNEN, Christopher E. Fundamentals of Multiphase Flows. Inglaterra. Cambridge University Press, 2005. 410 p.

BRICEÑO, C. Diana. Y JARAMILLO, J. Johana. Herramienta multimedia para el estudio y diseño de métodos de producción en la industria de los Hidrocarburos. UIS. Tesis de grado. 2011.

CAMPAÑA DÁVILA, Eddy. Análisis y diseño de bombas mecánicas para la extracción de crudos pesados. Trabajo de grado Ingeniero Mecánico. Guayaquil Ecuador. Escuela Superior Politécnica del Litoral Facultad de Ingeniería Mecánica. 1991. 235 p.

CAMPBELL, J. H.; MERIDIAN OIL CO. Y BRIMHALL, R. M. An Engineering approach to Gas Anchor Design. En: SPE Production Operations Symposium. (13-14 Marzo 1989, Oklahoma) Oklahoma. Society of Petroleum Engineers, Inc. 1989. p. 71-80

CENTRO INTERNACIONAL DE EDUCACIÓN Y DESARROLLO FILIAL DE PETROLEOS Y VENEZUELA, S.A. Diseño de instalaciones de Levantamiento Artificial por Bombeo Mecánico. Zulia Venezuela, 2001. 74 p.

CLEGG, J. D. Understanding and Combating Gas Interference in Pumping Wells. En: Spring meeting of the Southwestern Distric (Marzo 1963 API Division of Production). Drilling and Production Practice. American Petroleum Institute. 1963. p. 149-155.

CRAFT, B. C.; HOLDEN, W. R. y GRAVES JR., E. D. Well design Drilling and Production. New Jersey. Prentice Hall, 1962. p. 1-101, 280-368.

DÍAZ CABRERA, Jorge Antonio y LÓPEZ URIBE, Juan Enrique. Análisis y mejoramiento de la producción de pozos en bombeo mecánico con alta relación gas aceite, aplicación campo Payoa. Trabajo de grado Ingeniero de Petróleos. Bucaramanga Colombia. Universidad Industrial de Santander. 2007. 179 p.

ESP OIL INTERNATIONAL TRAINING GROUP. Bombeo Mecánico Optimización, Diagnóstico y Operación. Venezuela, 2003. 253 p.

EVOLUTION TOOLS INC. Artificial Lift Systems. [online]. Junio 2011. p. 1-45. Disponible en: <http://eotools.com/es/products/artificial.html>

GAS ANCHOR AND TREATING DEVICE. Inventor: Claud W. Walker. Int. CL. E21B 37/06. United States. Fecha de solicitud: 22, Mayo, 1987. 4789031. 6, Diciembre, 1988.

GHAREEB, M. *et al.* Application of beam pumping System for High/Gas Oil Ratio Wells. En: Middle East Artificial Lift Forum. (16-18 February 2008 Bahrain) Bahrain. 2008. p. 1-9.

GIL, H. Julián. Y ROLON, H. Jose. Selección, diseño y prueba de nuevos sistemas de Levantamiento Artificial. Aplicación al Campo Colorado. UIS. Tesis de grado. 2009

HARUN, A. F. *et al.* A Simple Model to Predict Natural Gas Separation Efficiency in Pumped Wells. SPE Production & Facilities. [online]. Febrero 2003. Volume 18, No. 1. p. 5-12.

JUCH, A. H. y WATSON, R. J. New Concepts in Sucker Rod Pump Design. Journal of Petroleum Technology. [online]. Marzo 1969. Volume 21, No. 3. p. 342-354.

LEA, James F; NICKENS, Henry V. y WELLS, Mike R. Gas Well Deliquification. Segunda Edición. United States. Elsevier, 2008. 605 p.

LISIGURSKI GALVEZ, Omar. The effect of geometry on the efficiency of downhole gas separators. Trabajo de grado Master of Science in engineering. Austin Texas United States. Universidad de Texas en Austin. 2004. 370 p.

MAMMOLI, A. A. y BREBBIA, C. A. Computational Methods in Multiphase Flow V. Great Britain. WIT Press, 2009. 545 p.

MCCOY, J. N. y PODIO, A. L. Improved Downhole Gas Separation. En: Southwestern Petroleum Short Course (7-8 April 1998 Texas Tech University). Lubbock, Texas. 1998. p. 1-11.

MCCOY, J. M., PATTERSON J. y PODIO, A. L. Downhole Gas Separators A Laboratory and Field Study. Journal of Canadian Petroleum Technology. [Online]. Mayo 2007. Volumen 46, No. 5. p. 48-55.

MCCOY, J. M. et al. A laboratory Study with Field Data of Downhole Gas Separator. SPE Production & Operations. [Online]. Febrero 2007. Volumen 22, No. 1. p. 20-40.

MULTICHAMBER GAS ANCHOR. Inventor: Joe D. Clegg. Int. CL.: B01D19/00. Fecha de solicitud: 4, Marzo, 1982. United States. 4515608. 7, Mayo, 1985.

OPEN FOAM THE OPEN SOURCE CFD TOOLBOX. User Guide. Open Foam Documentation [Online]. Versión 1.6. 24 de Julio de 2009. p. 1-203. Disponible en: <http://www.openfoam.com/docs/>

OPEN FOAM THE OPEN SOURCE CFD TOOLBOX. Ubuntu/Debian Pack Installation. Ubuntu Versions [Online]. Versión 2.0.0. 16 de Junio de 2011. Disponible en: <http://www.openfoam.com/download/ubuntu.php>

Presentación técnica sobre yacimientos, Oil production. (En línea). Página web versión HTML. (citado 20 de Enero). Disponible en internet: <http://www.oilproduction.net/>.

PODIO, A. L.; MCCOY, J. N. y WOOD, M. D. Decentralized, Continuous-Flow Anchor. En: Production Operations Symposium (2-4 Abril de 1995). Oklahoma. 1995. p. 881-898.

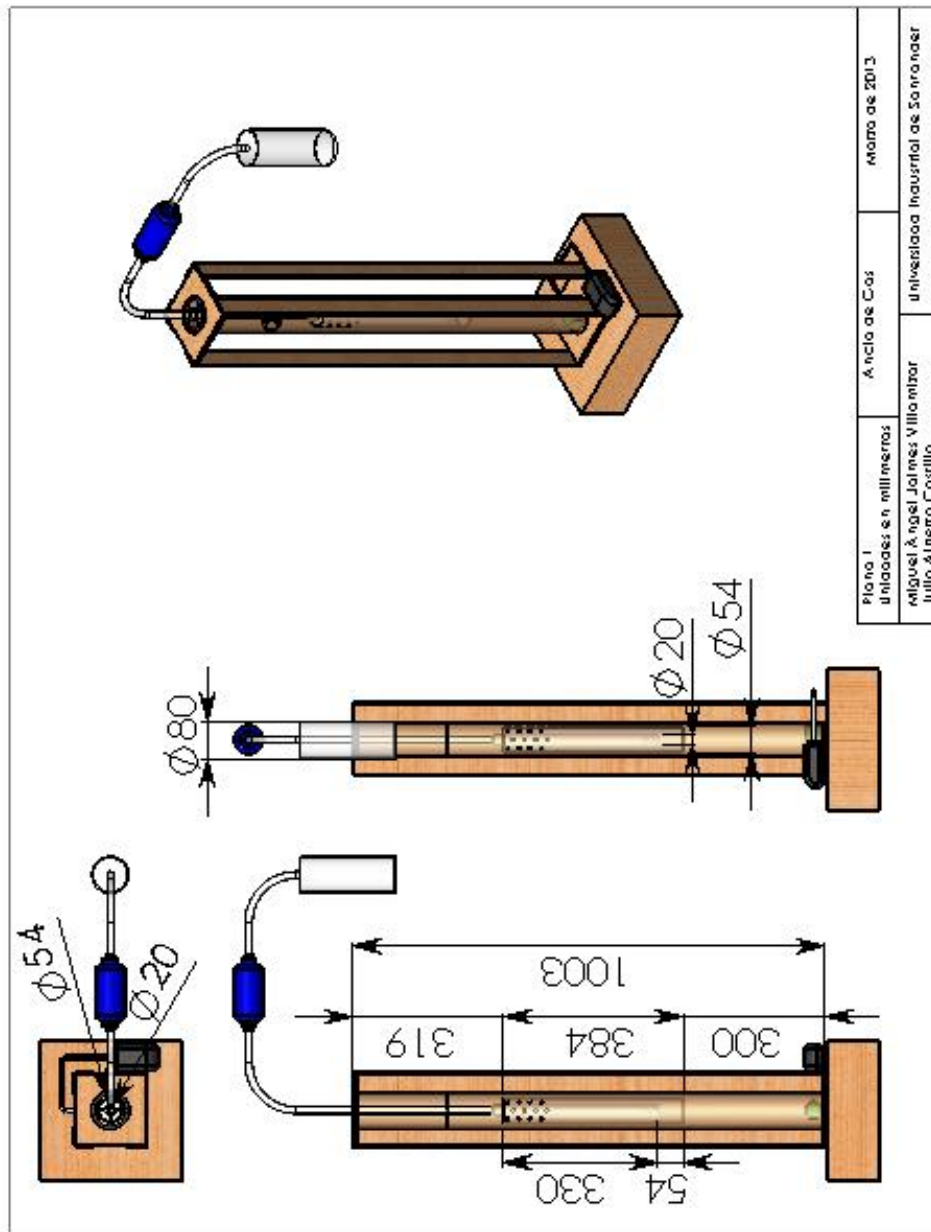
SCHMIDT, Z., DOTY, D.R. y U. OF TULSA. System Analysis for Sucker-Rod Pumping. SPE Production Engineering. [online]. Mayo 1989. Volume 4 No. 2. p. 125-130.

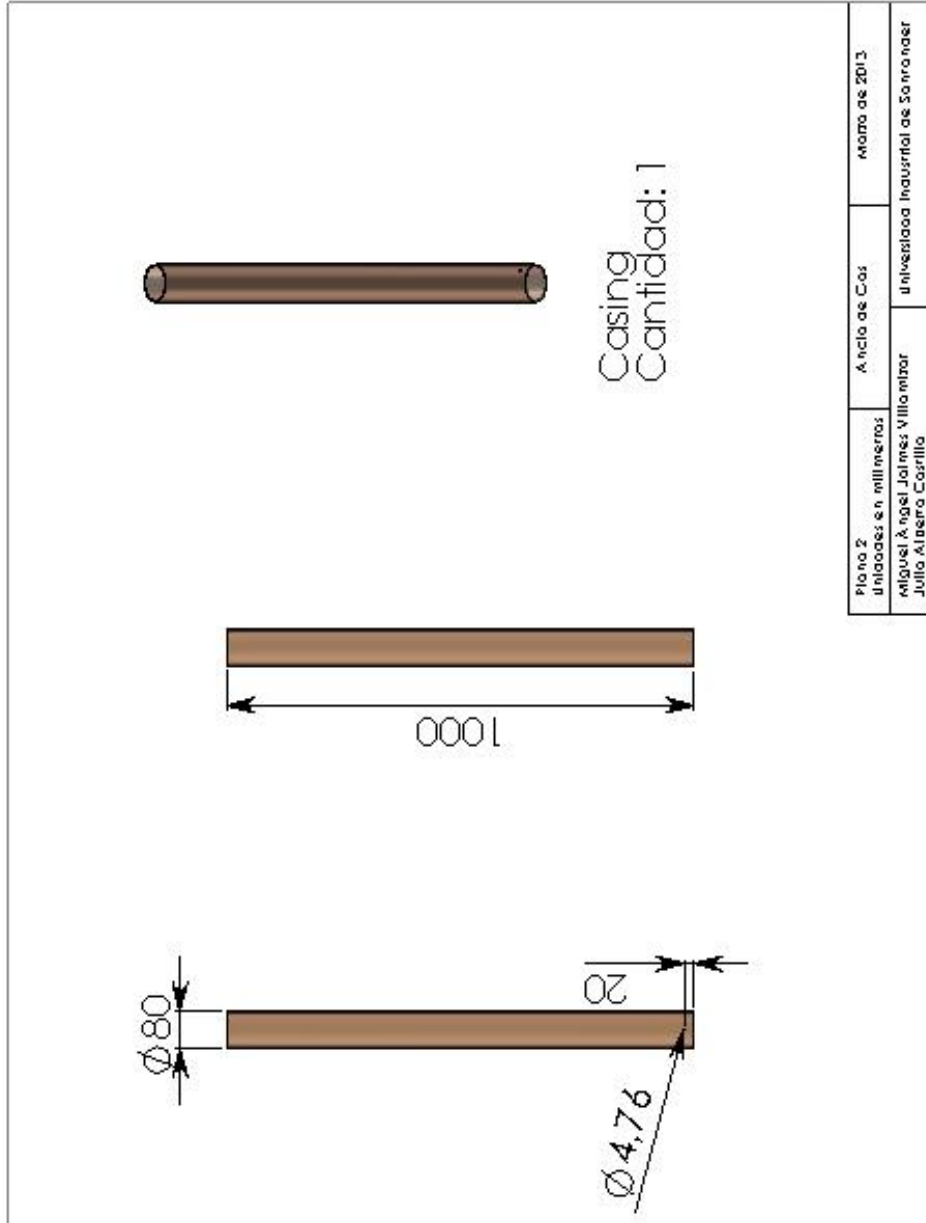
THETA ENTERPRISES. Bombeo Mecánico Optimización Entrenamiento Levantamiento Artificial. United States, 2005. 190 p.

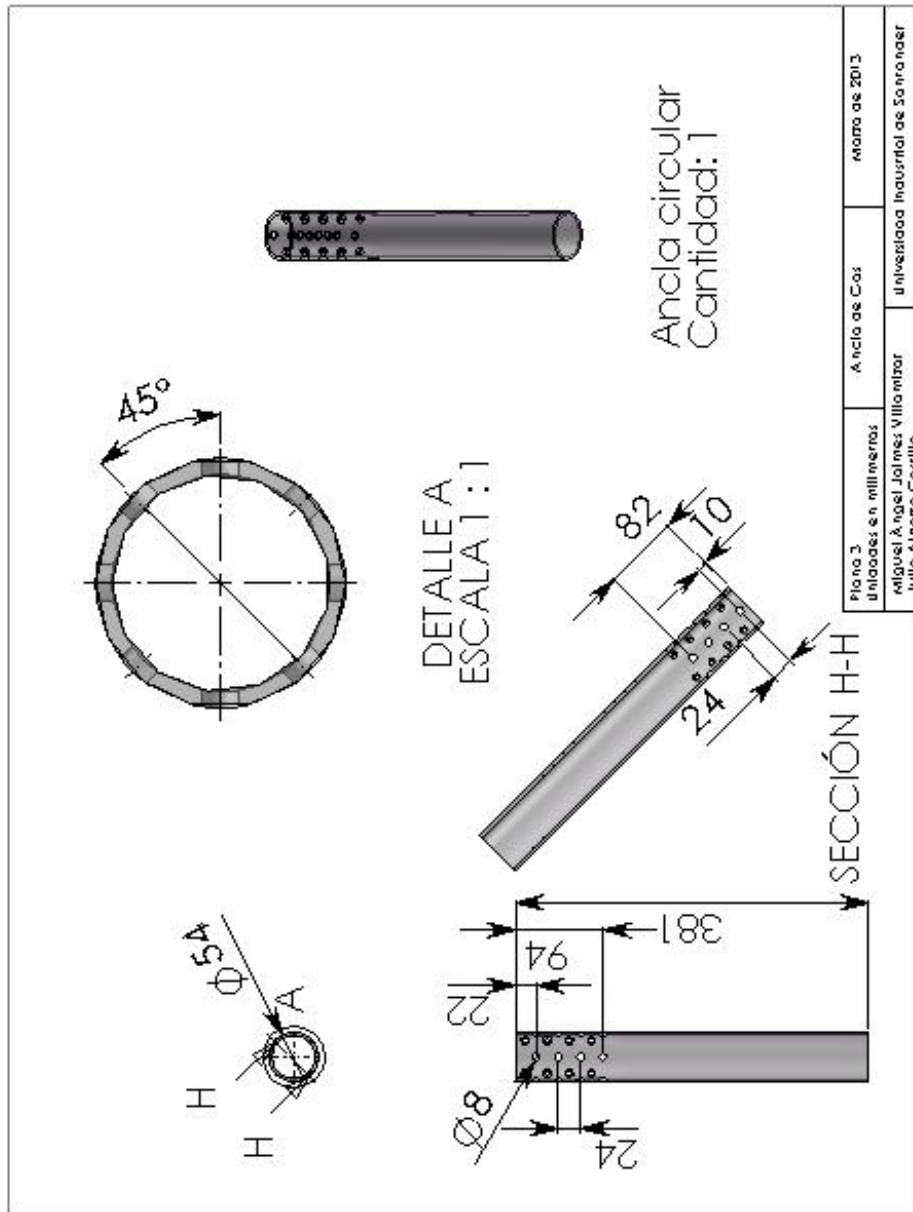
VELASCO UTRERAS, Daniel Fernando. Estudio del Método de Producción de Bombeo Mecánico mediante Varillas de Succión en el Ecuador. Trabajo de grado Tecnólogo en Petróleos. Quito Ecuador. Universidad Tecnológica Equinoccial. 2009. 249 p.

ANEXO

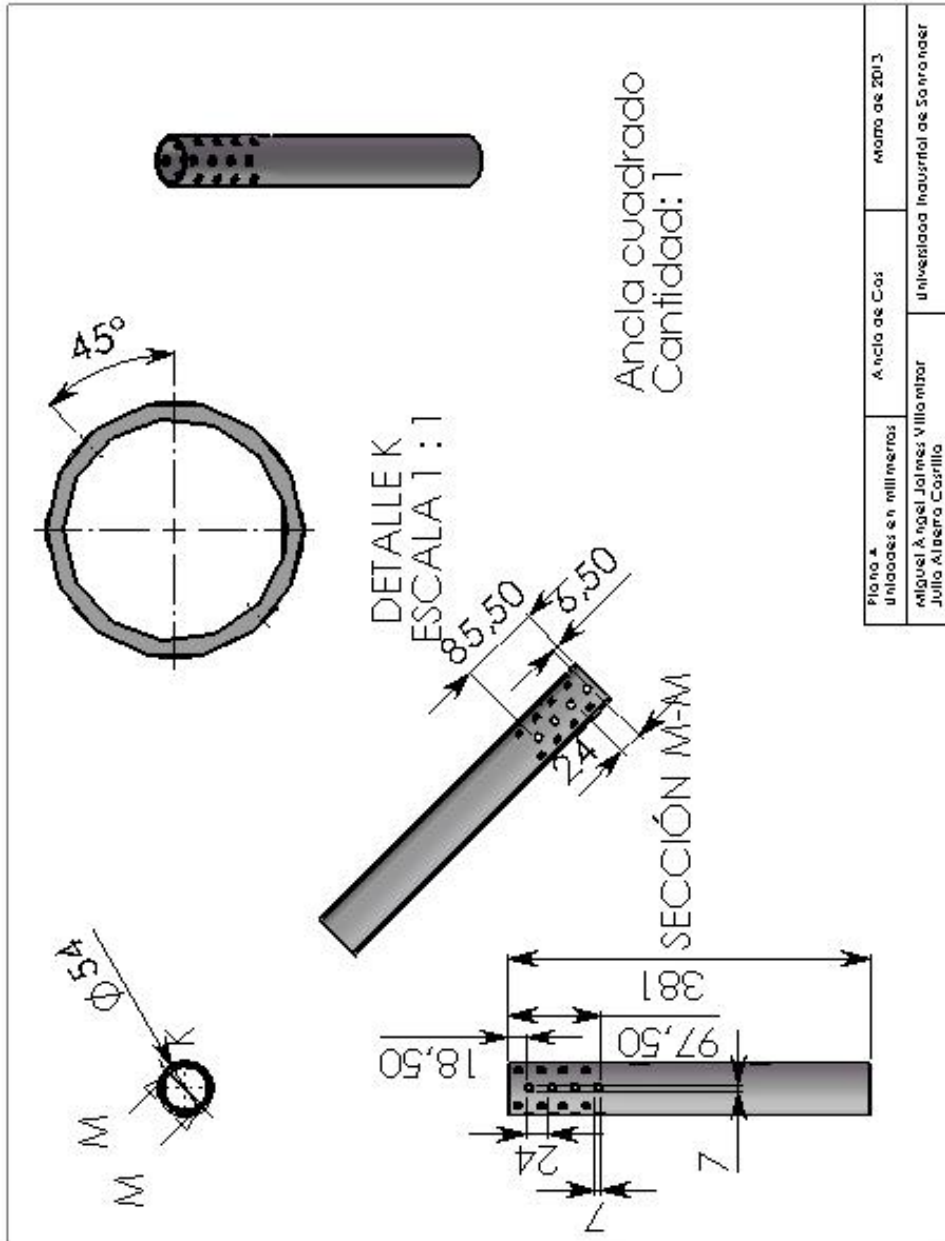
Anexo A. Planos del Prototipo de Ancla de Gas



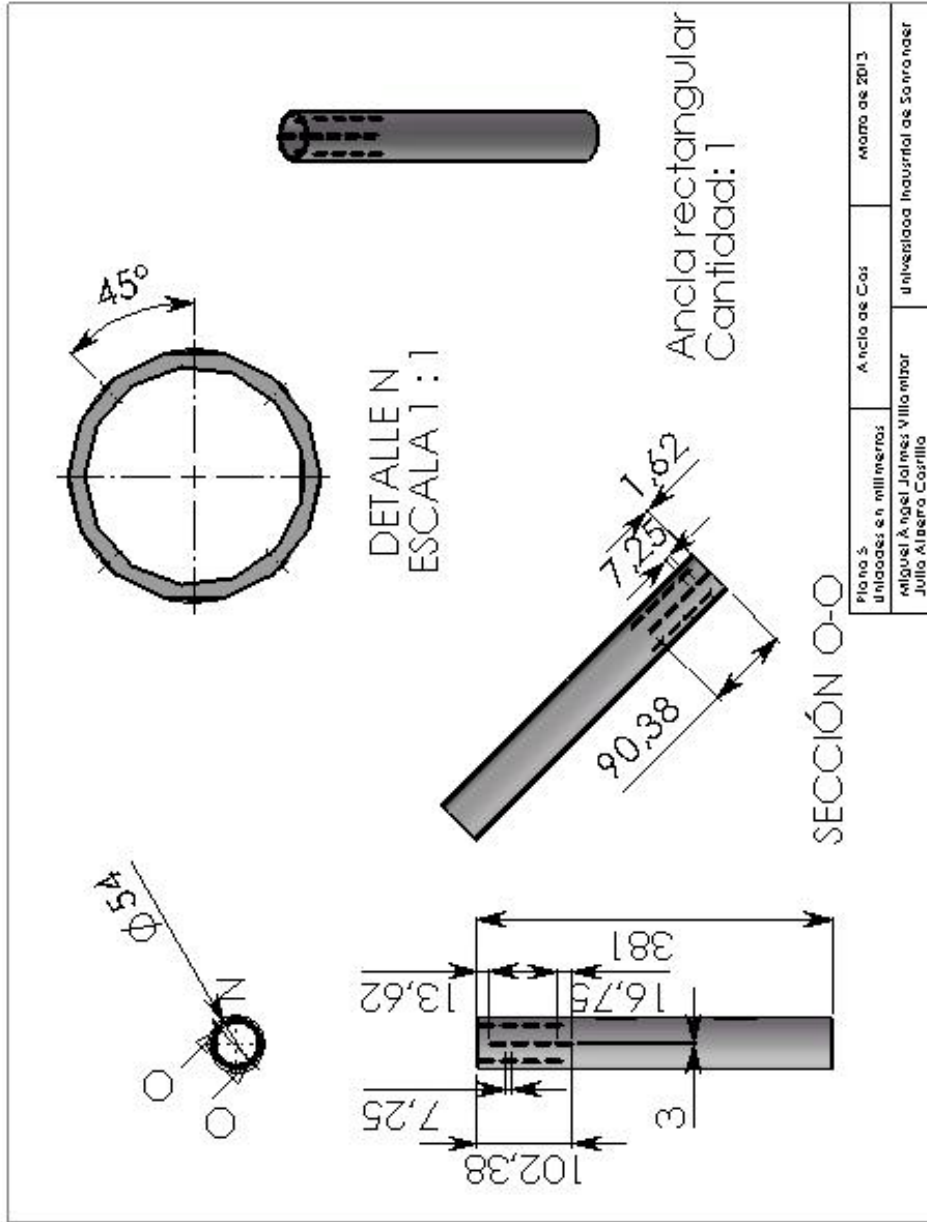




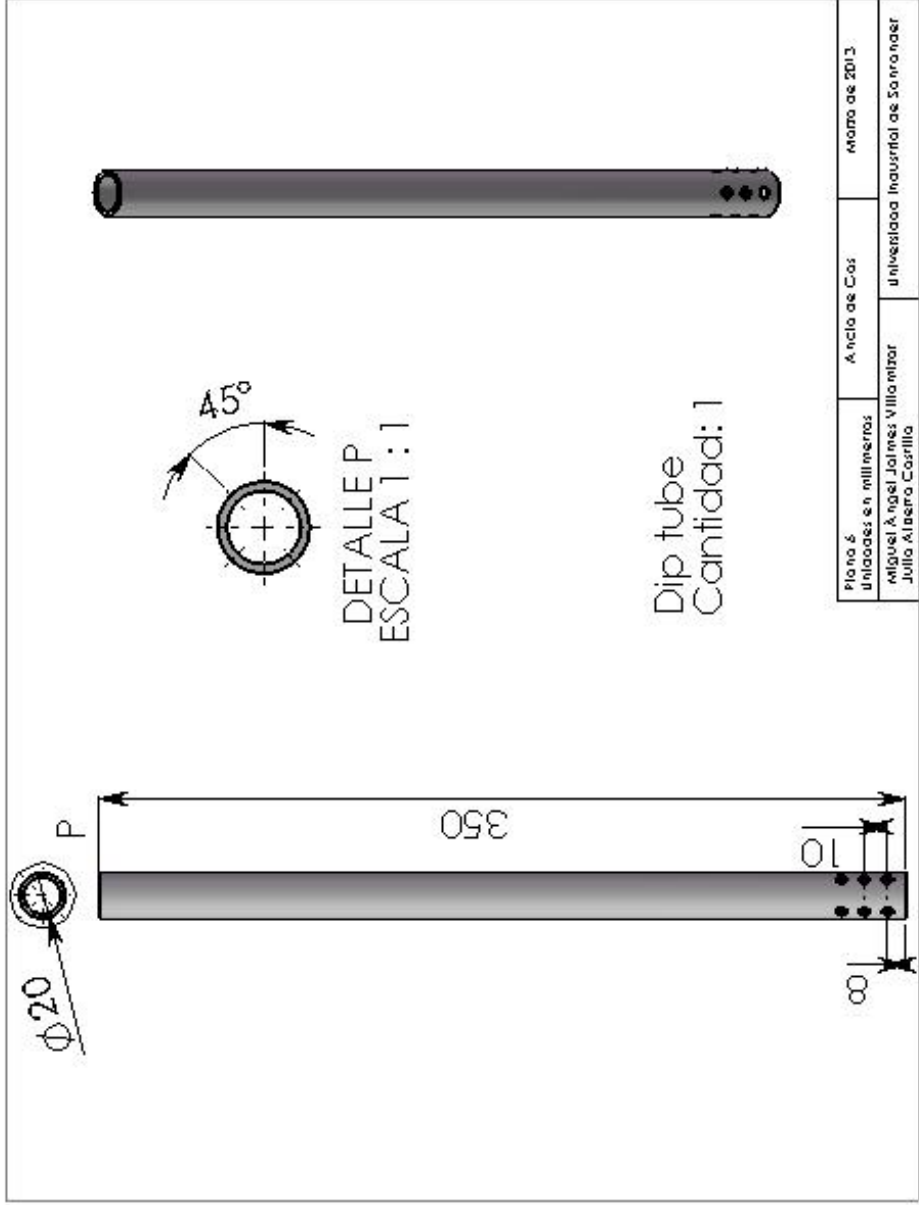
Plano 3	Ancla de Cas	Marzo de 2013
Unidades en milímetros		
Miguel Ángel Jaime Villanor		
Julio Alberto Castilla		
Universidad Industrial de Santander		



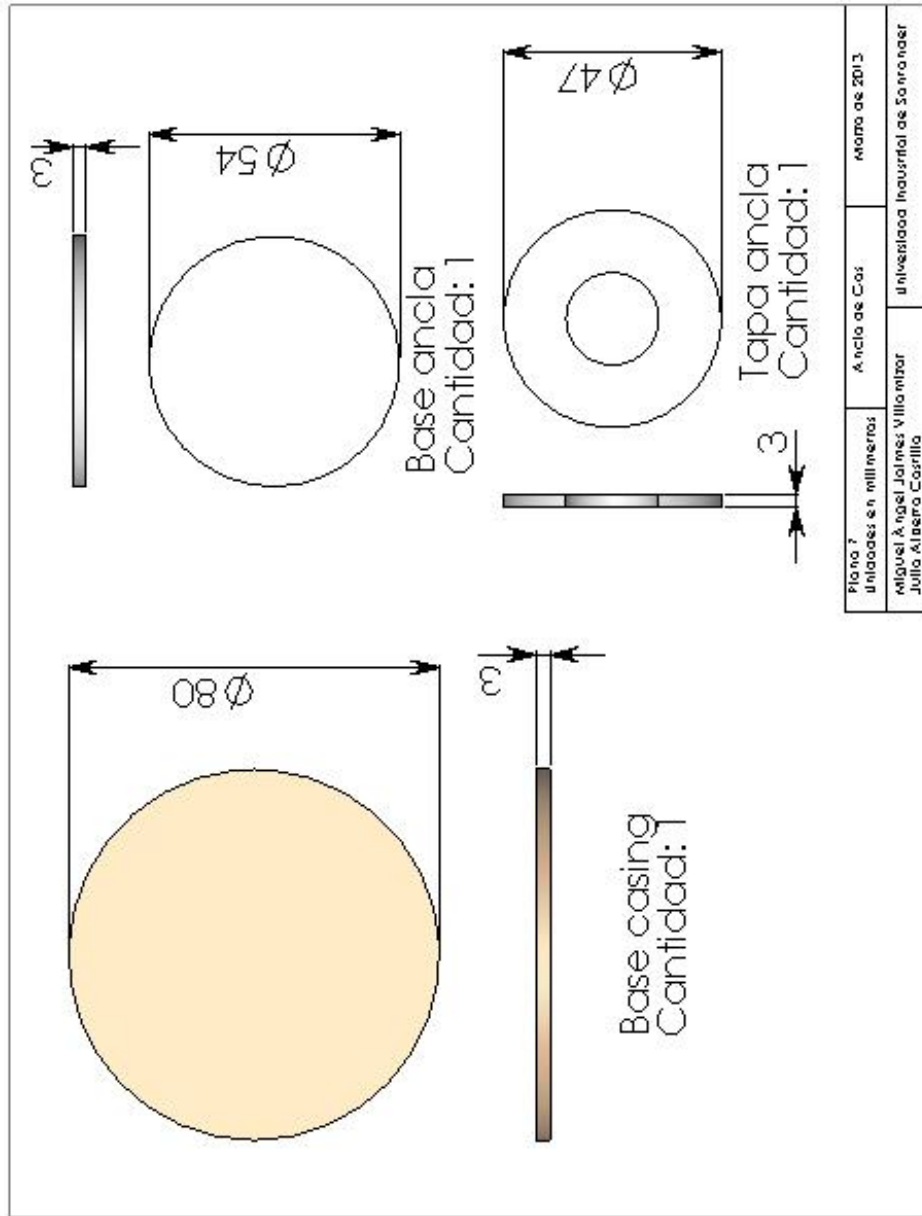
Plano 4 Unidades e n milímetros	Ancla de Cua	Mayo de 2013
Miguel Ángel Jaimez Villanar Julia Albero Castilla		
Universidad Industrial de Santander		



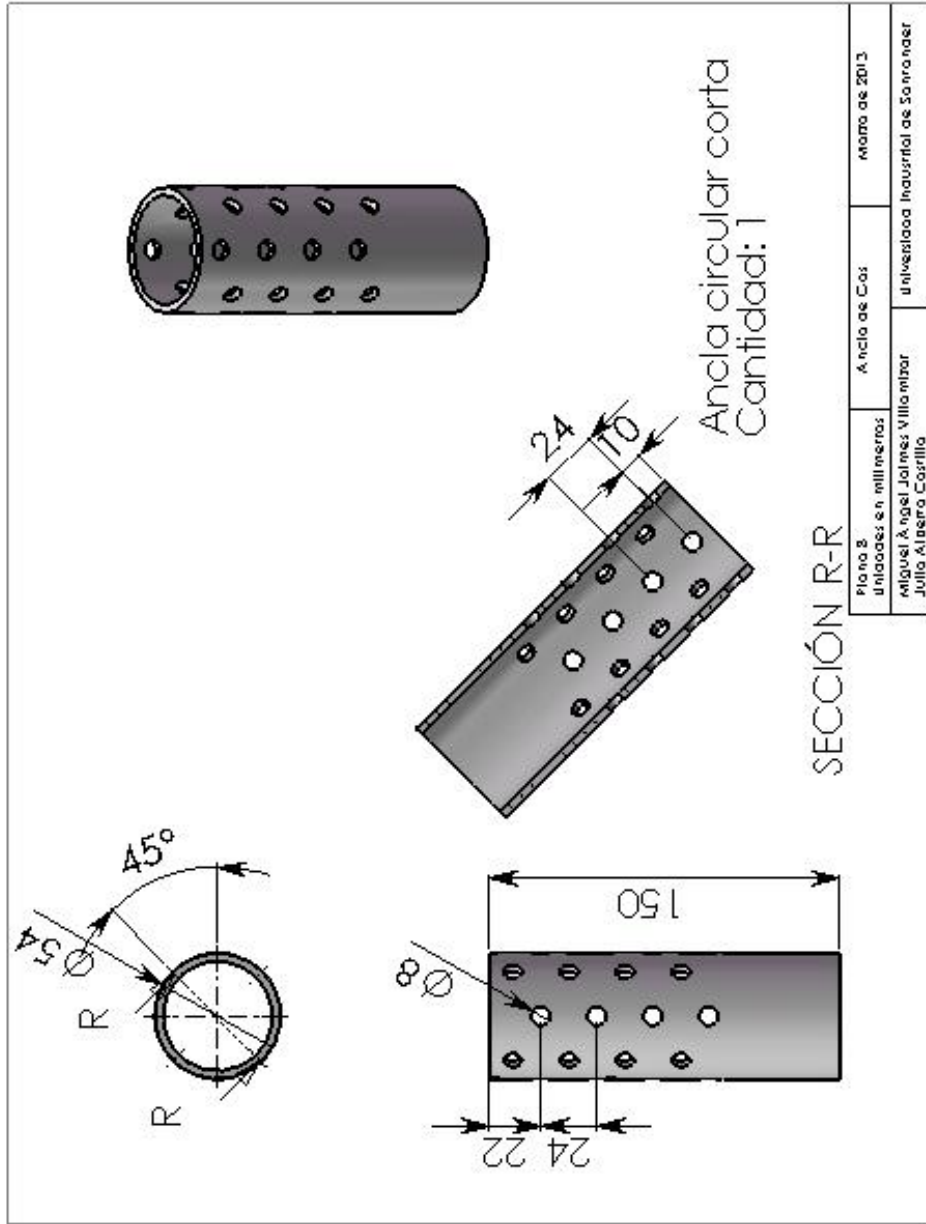
Plano 5	Ancla de Coa	Memo de 2013
Unidades en milímetros		
Miguel Ángel Jaime Villarbar		
Julia Albero Corrallo		
Universidad Industrial de Santander		

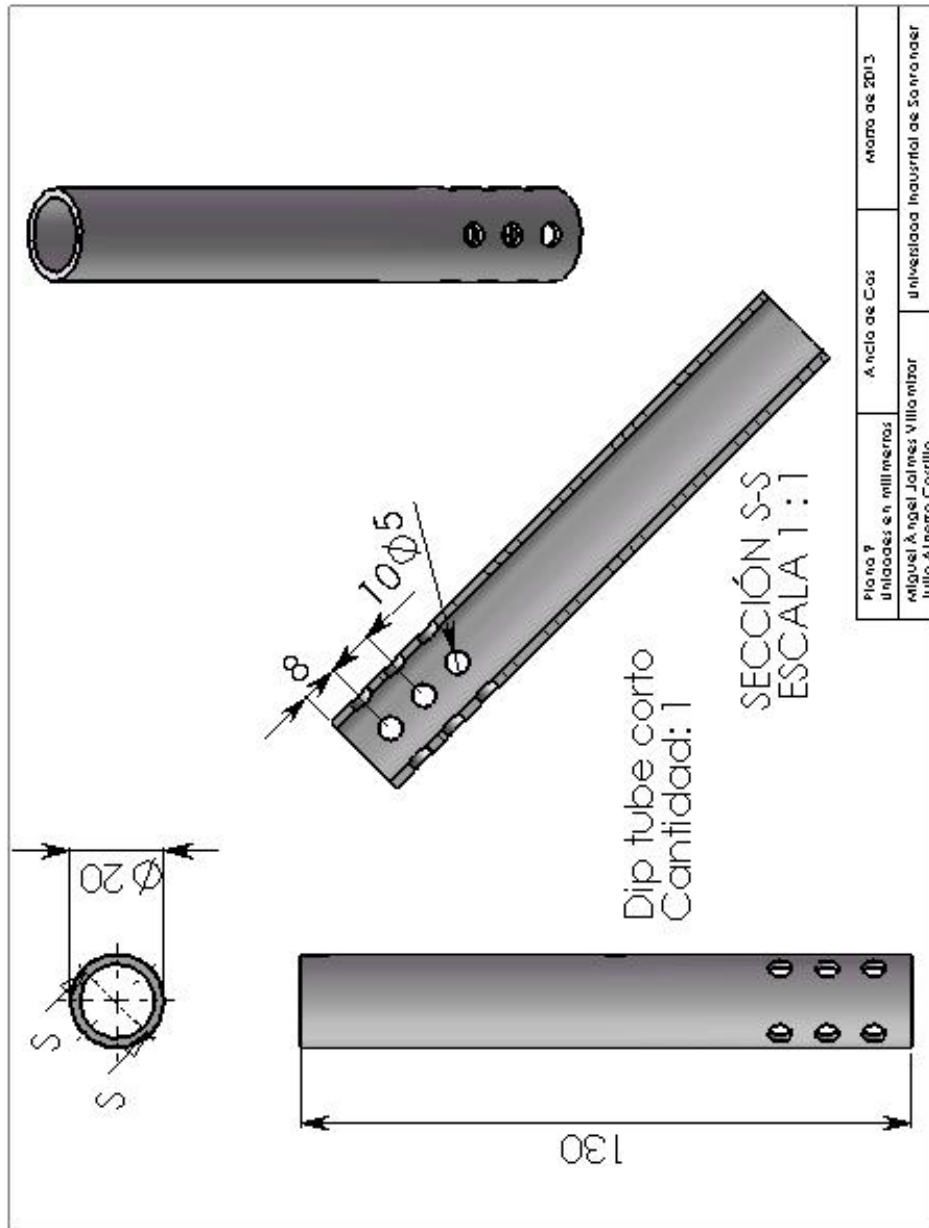


Plano 6 Unidades en milímetros	Arcio de Cós	Marzo de 2013
Miguel Ángel Jaimez Villanar		Universidad Industrial de Santander
Julio Alberto Carrillo		

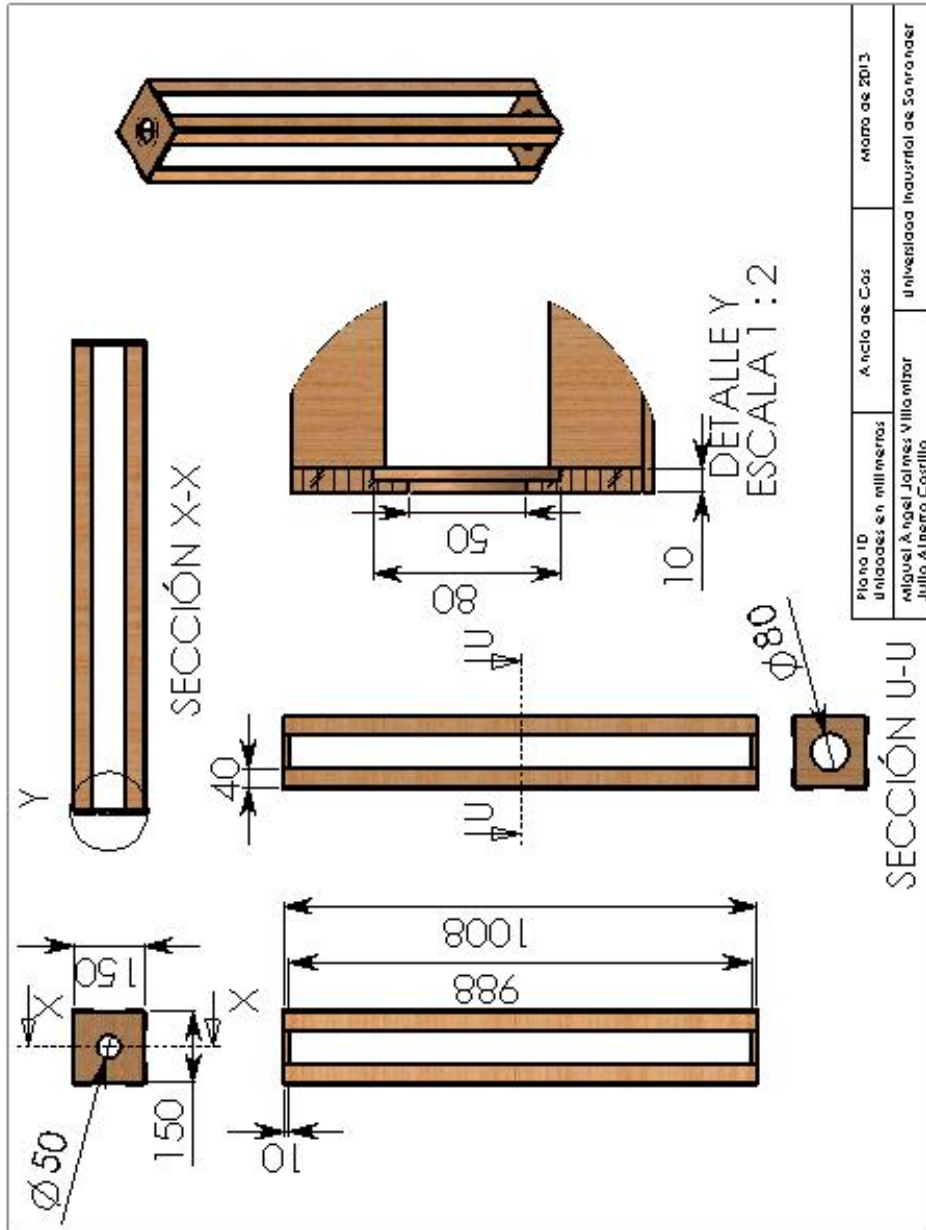


Plano 7	Ancla de Cas	Marzo de 2013
Unidades en milímetros	Universidad Industrial de Santander	
Miguel Ángel Jarama Villalón	Julio Alberto Cosrillo	



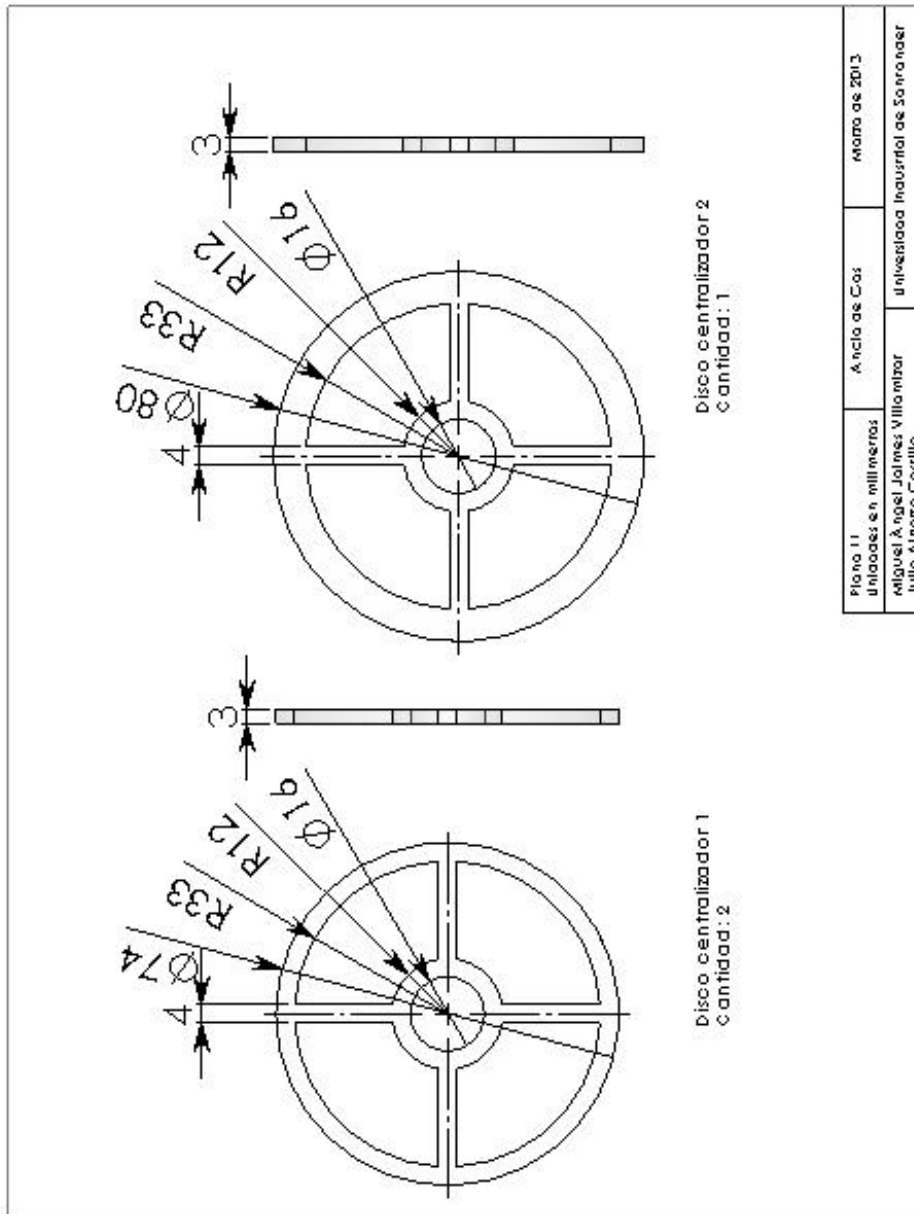


Plano 7	Áncora de Cais	Marzo de 2013
Unidades en milímetros	Áncora de Cais	
Miguel Ángel Jaime Vilamizar	Universidad Industrial de Santander	
Julia Albano Castilla		



Plano ID	Ánclo de Coq	Formato de 2013
Unidades en milímetros:	Universidad Industrial de Santander	
Elaboró: A. Noel Jiménez Villanar		
Julio Alberto Corralis		

SECCIÓN U-U



Plano 11	Ánclo de Cas	Mayo de 2013
Unidades en milímetros		
Ingeniero: Miguel Ángel Jaime Villarreal		Inventada: Inicial de Sarraner
Dibujante: Julia Albero Corral		