



**EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS
ASOCIADA A BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO
UBICADA EN YACIMIENTO NEUQUINO**

PROYECTO INTEGRADOR PROFESIONAL

GONZALEZ EMANUEL

ING-5355

Dir. ACADÉMICA: Dra. Florencia Toschi | Dir. EXTERNO: Ing. Agustín Rosenbaum

Ingeniería Química

Diciembre 2022

RESUMEN

La región del Comahue y más puntualmente la región centro de la provincia del Neuquén, posee un alto potencial productivo referido a la industria gasífera y petrolera. Como consecuencia de estas actividades, empresas abocadas a la explotación de los recursos petrolíferos presentan distintos objetivos en el desarrollo de la producción de gas y petróleo.

El objetivo de este trabajo es obtener resultados de predicción del comportamiento hidráulico de la red de captación de petróleo de la batería 1, ubicada en la región próxima a la ciudad de Añelo, que estará conformada por la conexión de 4 PADs (zonas explotadas a partir de una locación) y 2 concentradores, previo a la entrada a la batería en cuestión. El análisis hidráulico se limitó al periodo de agosto 2022 a diciembre 2025.

Por otro lado, se realizó el análisis de la línea de conexión (mitigación) desde el PAD 30, perteneciente a la red de captación de la batería 1, hacia el oleoducto que conecta el PAD 50 con la estación de producción temprana (EPT) durante el periodo de noviembre 2021 hasta agosto 2022. La finalidad del análisis estará en poder determinar el comportamiento hidráulico que tendrá la línea desde el PAD 30 fluyendo hacia la EPT.

Así mismo, se efectuó el análisis de protecciones para los pozos que aportan a la red de captación de la batería 1. En este apartado, se determinará el ajuste de la válvula de seguridad (PSV) en entrada a batería, teniendo en cuenta la contingencia de que la válvula SDV estará cerrada en la entrada a batería y con la ocurrencia de falla en el cierre en la válvula HIPPS de algún pozo de la red.

Los resultados obtenidos en estos análisis se consiguieron mediante simulaciones en el software Aspen Hysys V10.

Palabras clave: PETRÓLEO, GAS, BATERÍA, BIFÁSICO, SIMULACIÓN

ABSTRACT

The Comahue region, and more specifically the central region of the province of Neuquén, has a high productive potential in the oil and gas industry. As a consequence of these activities, companies devoted to the exploitation of oil resources have different objectives in the development of oil and gas production.

The aim of this work is to obtain prediction results of the hydraulic behaviour of the oil collection network of battery 1, located in the region near the city of Añelo, which will be formed by the connection of 4 PADs (zones exploited from a location) and 2 concentrators, prior to the entrance to the battery in question. The hydraulic analysis was limited to the period from August 2022 to December 2025.

On the other hand, the analysis of the connection line (mitigation) from PAD 30, belonging to the intake network of battery 1, to the pipeline connecting PAD 50 with the early production station (EPT) was carried out during the period from November 2021 to August 2022. The purpose of the analysis will be to determine the hydraulic behaviour of the line from PAD 30 flowing to the EPT.

Likewise, the analysis of protections for the wells that contribute to the catchment network of battery 1 was carried out. In this section, the adjustment of the safety valve (PSV) at the battery inlet will be determined, taking into account the contingency that the SDV valve will be closed at the battery inlet and the occurrence of a failure in the closing of the HIPPS valve of any well in the network.

The results obtained in these analyses were obtained by means of simulations in the Aspen Hysys V10 software.

Key words: OIL, GAS, BATTERY, TWO-PHASE, SIMULATION

AGRADECIMIENTOS

A mis amados padres, Donata y Oscar. Sin todo su apoyo y sacrificio, esto no hubiera sido posible.

A mis queridas hermanas, Vero, Romina y Pato. A mi hermano Walter, y a mi cuñado Ale.

A mis amigos de carrera que me acompañaron durante todo el camino. Particularmente a Lucho y Abel por apoyarme en mis días más grises.

A Comitans S.R.L y Agustín Rosenbaum, por permitirme desarrollar este trabajo y por guiarme en mis primeros pasos como profesional.

Y por último, a todas aquellas personas que contribuyeron directa o indirectamente en mi vida durante mi estadía en la facultad.

ÍNDICE

1	Introducción	1
1.1	Introducción General.....	1
1.2	Objetivo General	3
1.3	Objetivos Específicos.....	4
1.4	Descripción de los contenidos del trabajo.....	4
2	Sistemas Bifásicos.....	6
2.1	Introducción a sistemas bifásicos, aspectos básicos.....	6
2.2	Modelos de cálculo del gradiente de presión	7
2.2.1	Flujo monofásico.....	7
2.2.2	Flujo homogéneo.....	9
2.2.3	Correlación de Lockhart-Martinelli.....	11
2.2.4	Método dependiente del patrón de flujo.....	12
2.2.4.1	Patrón de flujo de burbujas dispersas	13
2.2.4.2	Patrón de flujo separado (estratificado y anular disperso)	14
2.2.4.3	Flujo intermitente (slug y agitado-espumoso).....	17
2.2.4.4	Aplicación del método dependiente del patrón de flujo en sistema gas-oil a alta presión	25
2.2.4.5	Determinación del patrón de flujo.....	26
2.2.4.6	Algoritmo para la determinación del patrón del flujo	26
2.2.4.7	Algoritmo para calcular el gradiente de presión en función del patrón de flujo.....	33
2.3	Tratado en Aspen Hysys	35
2.3.1	Introducción	35
2.3.2	Modelización de flujo bifásico en cañerías	35
2.3.3	Correlación de flujo seleccionada – Modelo de TULSA	37
3	Ubicación geográfica y descripción de las instalaciones	39
3.1	Batería 1	39
3.2	Conexión de mitigación PAD 30 a EPT.....	40
4	Niveles de producción e información del fluido	42
4.1	Niveles de producción.....	42
4.1.1	Batería 1: niveles de producción por PAD y determinación de escenarios.....	42
4.1.2	Mitigación de PAD 30 hacia EPT: niveles de producción por PAD y determinación de escenario	47
4.2	Propiedades del fluido.....	49
4.2.1	Batería 1	49
4.2.2	Caso de mitigación hacia EPT.....	50
4.3	Consideraciones y criterios para la evaluación	51

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

4.3.1	Consideraciones para batería 1.....	51
4.3.2	Consideraciones para mitigación del PAD 30 hacia EPT	52
4.3.3	Criterios de evaluación.....	53
4.3.3.1	Velocidad erosional.....	53
4.3.3.2	Presión en salida de PADs	53
5	Traza de cañerías.....	54
5.1	Batería 1	54
5.1.1	Perfiles altimétricos – batería 1	55
5.2	Conexión de mitigación PAD 30 hacia EPT	57
5.2.1	Perfiles altimétricos - caso de mitigación.....	58
6	Simulación del sistema.....	60
6.1	Selección de la ecuación de estado.....	60
6.2	Componentes del fluido	60
6.3	Temperatura y presión.....	60
6.4	Cañerías.....	61
6.5	Armado de la red de captación.....	61
7	Resultados de las simulaciones	63
7.1	Resultados de red de captación de batería 1	63
7.1.1	Escenario 1 – Máx. Aporte PAD 30 – Agosto 2022	63
7.1.2	Escenario 2 – Máx. Aporte PAD 20 – Junio 2023	64
7.1.3	Escenario 3 – Máx. Aporte PAD 10 – Agosto 2025	66
7.1.4	Escenario 4 – Máx. Aporte PAD 40 – Septiembre 2025.....	68
7.1.5	Escenario 5 – Máx. Aporte a BAT 1 – Agosto 2025.....	71
7.2	Caso de mitigación de PAD 30 a EPT	72
7.2.1	Escenario 1 – Máx. Aporte PAD 30 – Abril 2022	72
8	Análisis de protecciones.....	74
8.1	Batería 1	74
8.1.1	Consideraciones para la determinación de los sets de las válvulas	75
8.1.2	Determinación de los sets de las válvulas	75
9	Conclusiones	82
9.1	Batería 1	82
9.1.1	Escenarios de máximo flujo de PADs hacia batería.....	82
9.2	Mitigación del PAD 30 hacia EPT	83
9.2.1	Escenario de flujo máximo hacia EPT	83
9.3	Análisis de protecciones.....	83
9.3.1	Batería 1	83
A.	Nomenclatura	
B.	Bibliografía	

CAPITULO I

1 Introducción

1.1 Introducción General

La industria petrolera es de gran interés en la región Patagónica, dado que la explotación en materia energética aporta a la economía a nivel nacional. La región de la Patagonia genera aproximadamente el 84% de la producción petrolera argentina (véase [referencia \[6\] de bibliografía](#)).

En particular, la provincia del Neuquén está compuesta por una gran cantidad de yacimientos de gas y petróleo, que son los campos más productivos de la Argentina, y estos recursos energéticos son de gran importancia para la provincia.

Debido a estos recursos, empresas abocadas a la extracción de gas y petróleo buscan optimizar los tiempos de extracción y producción de la materia energética. Esto requiere de estudios de predicción ya sea de niveles de producción, como de performance de equipos, instrumentos, protecciones, cañerías entre otros tantos.

En particular, debido a los altos niveles de producción actuales en la cuenca neuquina, las empresas (catalogadas como operadoras) tienen especial interés sobre el comportamiento y/o respuesta de las instalaciones de producción en campo. Esto se debe a que la instalación se diseñó para determinados niveles de bruta (petróleo + agua) y de gas, los cuales son inferiores a los niveles pronosticados desde estudios de niveles de producción, y esto desemboca en un análisis a partir de la red de cañerías (también llamadas redes de captación) que transportan a los fluidos desde pozo hacia las instalaciones de separación de crudo en campo (baterías), y luego hasta las estaciones de producción temprana (EPT).

Para este trabajo, la empresa cliente solicitó a la empresa consultora de ingeniería, evaluar/diseñar el comportamiento hidráulico de la red de captación de bruta y gas asociada a la batería 1 (ver Figura 1), bajo el siguiente orden de prelación:

- Legislación Nacional.
- Legislación Provincial.
- Estándares internacionales.
- Estándares del cliente.
- Buenas prácticas de ingeniería (que resume parámetros operativos habituales y aceptados que funcionan).

El comportamiento hidráulico fue tratado mediante simulaciones computacionales, colocando el acento en la velocidad adquirida por el fluido dentro de la cañería (criterio de

buenas prácticas) y también, sobre los niveles de presión en salida de PAD¹s (estándar del cliente). Aquí, estos dos enfoques ayudarán a determinar si la cañería seleccionada es la adecuada para el transporte de bruta y gas. Bajo este mismo criterio se determinará la posibilidad de mitigar el PAD 30 hacia la estación de producción temprana, y el esquema representativo de este caso se presenta en la Figura 2.

El flujo multifásico existente en tuberías para el transporte de bruta y de gas se caracteriza por el régimen de flujo, la retención de líquido y el gradiente de presión. La predicción precisa de estas variables es necesaria para el diseño y el posterior mantenimiento de las tuberías y líneas de flujo en la industria hidrocarburífera.

Existe una gama bastante amplia de correlaciones de flujo multifásico en cañerías, algunas de ellas se basan en correlaciones mecanicistas, aunque la mayoría son empíricas. En este sentido es necesario citar el informe presentado por Aspen Tech desde el centro de investigación de ingeniería en Corea del Sur (véase [referencia \[17\] de bibliografía](#)), sobre el modelado de flujo multifásico en cañerías en Aspen Hysys, ya que en el mismo se detalla la aplicabilidad de la correlación a utilizar (mecanicista o empírica) según la geometría de la cañería (horizontal, inclinada y vertical). Por otro lado, el capítulo 2 del handbook de flujo multifásico de [Crowe \(2006\)](#), abarca los distintos modelos aplicados al cálculo del gradiente de presión en cañerías para flujos multifásicos.

El análisis sobre el material teórico mencionado anteriormente ayuda a comprender cómo seleccionar de manera adecuada el modelo de flujo en el software utilizado en este trabajo, debido a que de esta manera se obtendrán resultados más representativos del fenómeno real.

La simulación computacional de procesos dentro de la industria hidrocarburífera, constituye una herramienta adecuada para explorar las distintas y complejas situaciones que se pueden encontrar dentro del trabajo de transporte y procesamiento de petróleo. En general, es posible simular distintos procesos de transporte de fluidos con Aspen Hysys, aplicando el modelo de flujo que corresponda según cada situación de fases presentes en la mezcla a transportar, en conjunto con la geometría de tubería (vertical, horizontal, inclinada o las distintas combinaciones de estas).

Bajo el contexto previamente descrito, la realización de simulaciones rigurosas de las redes a analizar permitirá predecir el comportamiento de la red y con esta información, adoptar acciones para asegurar la integridad de las instalaciones que se involucran en este trabajo.

¹ Zona explotada a partir de una locación. Siendo la locación, el sector en la superficie alrededor de las bocas de pozos.

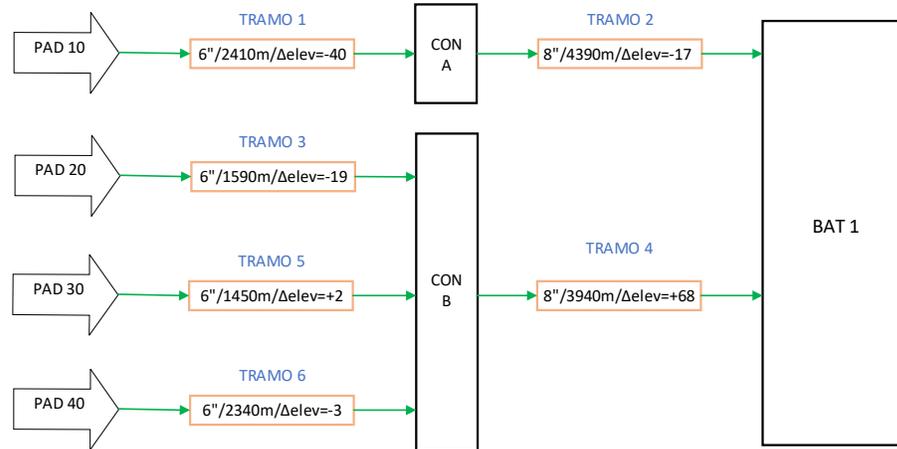


Figura 1- Esquema de la red de captación propuesta para BAT 1.

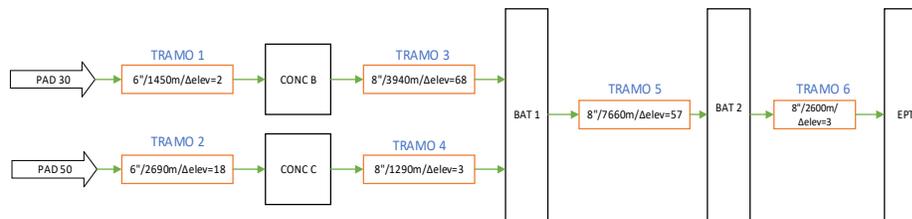


Figura 2 – Esquema de la red de captación en el caso de mitigación del PAD 30.

1.2 Objetivo General

El objetivo general de este trabajo comprende el estudio del comportamiento de la red de captación de batería 1, operando en distintos escenarios de exigencia de la red, los cuales se definen a partir de estudios sobre el nivel de producción de los pozos. Para abarcar el objetivo, se hará uso del software Aspen Hysys, pero teniendo que analizar previamente la correlación de flujo a utilizar durante la simulación. Particularmente, para poder predecir si la red soportará la exigencia hidráulica del transporte de la mezcla de producción bruta más gas, se tendrá el interés sobre los valores de velocidad del fluido a lo largo de las cañerías y sobre los niveles de presión en salida de PADs.

Dentro del objetivo anterior, se analizará la posibilidad de mitigar el PAD 30 hacia EPT (estación de producción temprana).

Además, se recomendará el nivel de los sets de accionamiento de las válvulas HIPPS²/VSS³ y, además, para la apertura de la válvula de seguridad (PSV⁴) a la entrada de la batería.

² High Integrity Pressure Protection System – Sistema de protección de presión de alta confiabilidad.

³ Válvula de seguridad de superficie.

⁴ Pressure Safety Valve – Válvula de seguridad.

1.3 Objetivos Específicos

- Identificar los períodos de mayor exigencia hidráulica de la red de captación de bruta y de gas asociada a la batería 1, mediante el análisis de los niveles de producción de los PADs productores que aportan a la red.
- Evaluar la capacidad de transferencia hidráulica de la red de captación de bruta y de gas asociada a la batería 1, mediante simulaciones rigurosas, en función de los caudales volumétricos pronosticados para los PADs productores que ingresan a la instalación durante el período agosto 2022 – diciembre 2025.
- Verificar la línea de conexión (mitigación) desde el PAD 30 en la red de captación de bruta y gas asociada a EPT, con el fin de comprobar si verifica hidráulicamente para el caudal transportado.
- Definir los valores de ajuste para los instrumentos de protección (válvulas HIPPS) instalados en cabezal de pozo para cada PAD y para la válvula PSV ubicada en las facilidades de entrada de la batería 1.

1.4 Descripción de los contenidos del trabajo

A continuación, se describen brevemente los contenidos del trabajo:

En el **capítulo II** se detalla la descripción general de los sistemas bifásicos, incluyendo cómo caracterizar el tipo el flujo multifásico en tuberías, principales características y parámetros fundamentales.

En el **capítulo III**, se presenta la ubicación aproximada del yacimiento en el cual se encuentra la batería analizada, la representación y descripción de la red de captación de la batería 1, descripción y representación de la mitigación del PAD 30 hacia EPT.

En el **capítulo IV**, se muestra y analiza la información respecto a los niveles de producción de cada PAD para poder determinar los escenarios de mayor exigencia de la red. Además, se exponen los estudios cromatográficos y los valores de presión y temperatura a emplear en las simulaciones. Por último, se definen los criterios de evaluación de las cañerías.

En el **capítulo V**, se representa la traza de cañerías de la red de captación asociada a batería 1, y la correspondiente a la conexión de mitigación del PAD 30 hacia EPT.

En el **capítulo VI**, se explica el procedimiento adoptado para efectuar las simulaciones; construcción de la red de captación de bruta y gas asociada a batería 1 utilizando la información proporcionada en el capítulo III y V. De la misma manera, se realiza la simulación de la red de captación en el caso de mitigación, que tiene como destino final la estación de producción temprana.

En el **capítulo VII**, se muestran los resultados de las simulaciones de la red de captación de la batería 1 y del caso de mitigación. A su vez, se adoptan medidas que aseguren la integridad de la red en cada caso analizado.

En el **capítulo VIII**, se presenta el análisis de protecciones de la batería 1 en función del set de ajuste de la PSV a la entrada de la batería 1, y en consiguiente el ajuste del set de activación de la válvula HIPPS.

En el **capítulo IX** se presentan las conclusiones obtenidas del análisis de resultados de este trabajo comparándolos con los objetivos planteados inicialmente.

CAPITULO II

2 Sistemas Bifásicos

2.1 Introducción a sistemas bifásicos, aspectos básicos

Los sistemas bifásicos líquido-gas son ampliamente estudiados por su constante presencia en procesos industriales cotidianos. En la industria petroquímica es de interés el conocimiento de su comportamiento, así como su caracterización, los efectos que conlleva su presencia en equipos de procesos, cañerías, instrumentos y demás componentes que se encuentran en una planta petroquímica.

El desarrollo del flujo bifásico líquido-gas dentro de una tubería está, en gran medida, definido por el comportamiento o variación de determinados parámetros como fuerzas y coeficientes de arrastre, la viscosidad y las velocidades de las fases. Determinar los patrones de flujo constituye un desafío asociado a la optimización en el diseño y desarrollo de componentes de los sistemas en los cuales está presente.

Un aspecto importante del flujo gas-líquido en conductos es cómo calcular el gradiente de presión. Además, un punto característico del flujo bifásico en conductos es que la retención de líquidos (α_L) difiere de la fracción de volumen de líquido (λ_L) debido al deslizamiento entre las fases. El efecto de deslizamiento entre fases es diferente según el patrón de flujo en el sistema. Es elevado para el flujo separado (estratificado/anular) y pequeño para el flujo mixto. La Figura 3 muestra los patrones de flujo que pueden darse en tuberías verticales y horizontales. Para tuberías con flujo vertical ascendente se observa (de izquierda a derecha) que, en la medida que el gas aumente gradualmente, la evolución del patrón de flujo puede describirse de la siguiente manera: flujo de burbujas dispersas, flujo slug, flujo transición (churn flow) y flujo anular. En el caso horizontal, la gravedad tiende a cambiar la distribución de las fases. En Figura 3, se observa (desde abajo hacia arriba) que, al aumentar gradualmente la cantidad de gas la evolución de los patrones de flujo corresponde a: flujo de burbujas dispersas, flujo slug (intermitente), flujo estratificado (con olas) y flujo anular disperso.

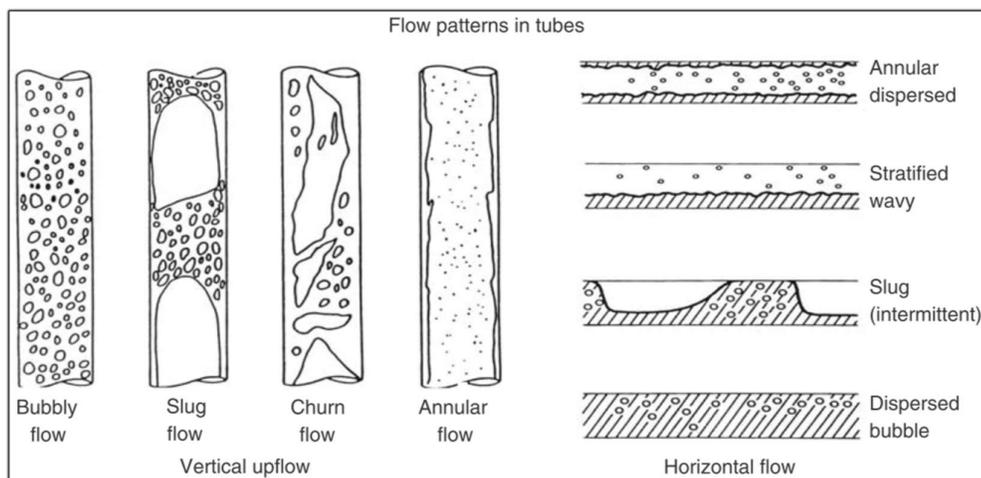


Figura 3 - Patrones de flujo en cañerías verticales y horizontales.

En el caso del flujo anular, la película de líquido en la pared no tiene un espesor uniforme, es delgada en la parte superior de la tubería y por lo general es más grueso en la parte inferior. En el flujo de burbujas dispersas, la concentración de burbujas no es homogénea, debido a que estas tienden a acumularse en la parte superior de la tubería. Por último, el flujo estratificado es el patrón que se encuentra típicamente en tuberías horizontales y casi horizontales.

Dependiendo de la velocidad del gas, el flujo estratificado puede producirse con una interfase líquido-gas lisa, esto quiere decir que no hay arrastre de gotas hacia la fase del gas turbulento. En el caso opuesto, debido a una elevada velocidad del gas puede producirse una interfase ondulada con fuerte arrastre de gotas hacia la fase gaseosa. Debido a este comportamiento, el deslizamiento entre las fases es mayor para el flujo con interfase lisa sin arrastre de gotas.

Las retenciones de fase son importantes para los cálculos del gradiente de presión en tuberías con flujo bifásico, ya que afectan tanto a la parte gravitacional como a la parte de pérdidas por fricción. La determinación de la caída de presión causada por el flujo bifásico es un parámetro importante a la hora de diseñar un sistema de producción o una red de captación de flujo.

2.2 Modelos de cálculo del gradiente de presión

Para el cálculo del gradiente de presión, primeramente, se analizan los métodos de cálculo para los gradientes de presión de flujo monofásico, modelo homogéneo y la correlación de Lockhart-Martinelli para los gradientes de presión bifásicos.

2.2.1 Flujo monofásico

Para el flujo monofásico constante dentro de una tubería, la ecuación de momento para un segmento de tubería proporciona la siguiente expresión para el gradiente de presión:

$$-\frac{dp}{\delta x} = \tau_w \frac{P}{A} + \rho g \sin \theta + \frac{G^2 d(1/\rho)}{dx} \quad 1$$

Donde

A: área de la sección transversal de la tubería.

P: es el perímetro de la tubería ($\pi \cdot \emptyset$).

τ_w : es el esfuerzo cortante de la pared.

g: aceleración debida a la gravedad.

θ : el ángulo de inclinación de la cañería.

G: el flujo de masa en $\text{kg/m}^2\text{s}$.

Se debe tener en cuenta que el gradiente de presión total es la suma de tres componentes.

Este modelo presenta la dificultad de determinar el esfuerzo cortante en la pared, τ_w :

$$\tau_w = f \frac{\rho u^2}{2} \quad 2$$

Donde f es el factor de Fanning que, para flujo turbulento, se determina mediante un método empírico utilizando el número de Reynolds ($Re = D\rho u/\mu$) y la rugosidad relativa de la pared la cañería o tubo (k/D). El valor del factor f puede leerse en la Figura 4, donde k es la rugosidad hidráulica, SW es la pared lisa y Re_k es el número de Reynolds con la rugosidad k como escala de longitud. Por otro lado, una relación conveniente y utilizada que considera el flujo laminar, la transición laminar-turbulento y turbulento, es la expresión de expresión de [Churchill \(1977\)](#):

$$f = 2^{12} \sqrt{[\sqrt{8/Re} + 1/\sqrt{(a+b)^3}]^3} \quad 3$$

Donde los parámetros a y b tienen las siguientes expresiones:

$$a = \left[2,547 \ln \left(\left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} + \frac{0,27k}{D} \right) \right]^{16} \quad 4$$

$$b = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16} \quad 5$$

Otra correlación de gran uso para estimar el factor de fricción, es la correlación de [Colebrook \(1939\)](#):

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left(\frac{2k}{D} + \frac{9,35}{Re\sqrt{f}} \right) + 3,48 \quad 6$$

Y para flujo laminar ($Re < 2300$) la expresión utilizada es:

$$f = \frac{16}{Re}$$

7

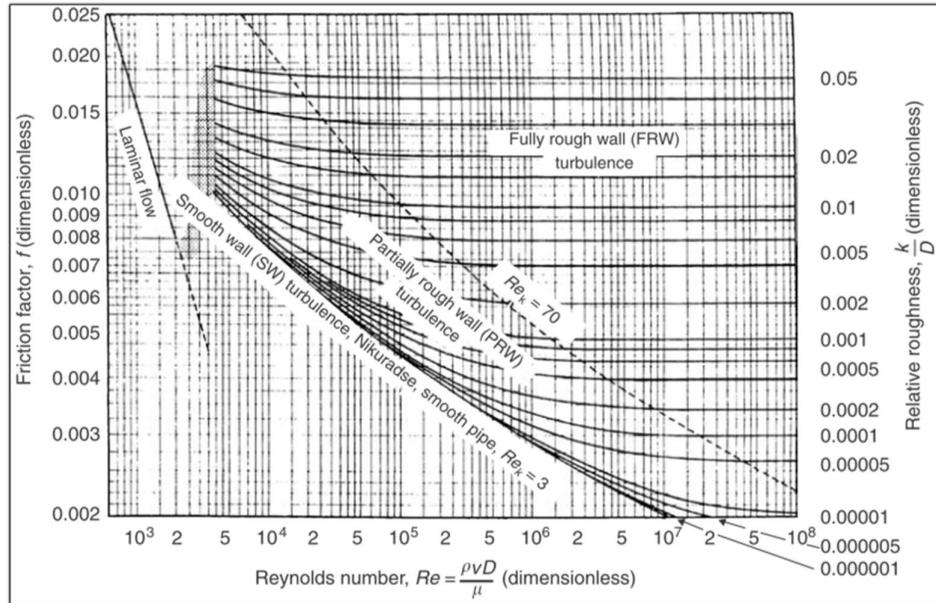


Figura 4 – Factor de fricción de Fanning para flujo en cañerías (Moody 1944).

2.2.2 Flujo homogéneo

En este modelo se ignora el deslizamiento entre las fases y se supone que la retención de gas-líquido (α_L y α_G) es igual a la fracción de volumen de gas-líquido (λ_L y λ_G), con lo cual, se simplifica considerablemente el cálculo.

El gradiente de presión en este caso, al igual que en el flujo monofásico se puede expresar como la suma de tres componentes debidos a la fricción, gravedad y aceleración:

$$-\frac{dp}{dx} = \tau_{WG} \frac{P_G}{A} + \tau_{WL} \frac{P_L}{A} + (\alpha_G \rho_G + \alpha_L \rho_L) g \sin \theta + \frac{d}{dx} \left[\rho_G \frac{u_{SG}^2}{\alpha_G} + \rho_L \frac{u_{SL}^2}{\alpha_L} \right] \quad 8$$

En esta ecuación, los términos u_{SG} y u_{SL} son las velocidades superficiales del gas y del líquido (es decir, cuando las fases fluyen solas en la cañería).

El cálculo de gradiente de presión presenta la dificultad de conocer los valores de retención de fase gas y líquido (α_G y α_L) y además los perímetros de la tubería, P_G y P_L , sobre los que actúan las tensiones de cizallamiento, son desconocidos. Es de esperar que los perímetros de gas y de líquido dependan del patrón de flujo, debido a que cuando dos fases fluyen simultáneamente en una tubería, sólo una parte de la sección transversal A está disponible para los fluidos, dando lugar a A_L para el líquido y A_G para el gas. Por otro lado, la retención de líquido presente en un segmento de tubería de longitud dx en condiciones de flujo bifásico se define como:

$$\alpha_L = \frac{A_L dx}{A dx} = \frac{A_L}{A} \quad 9$$

De forma similar se define para el gas:

$$\alpha_G = \frac{A_G dx}{A dx} = \frac{A_G}{A} \quad 10$$

En base a las expresiones anteriores se puede evidenciar que:

$$\alpha_L + \alpha_G = 1 \quad 11$$

Por otro lado, las velocidades reales de las fases se pueden calcular a través de las velocidades superficiales de la siguiente manera:

$$u_L = \frac{u_{SL}}{\alpha_L} \quad 12$$

$$u_G = \frac{u_{SG}}{\alpha_G} \quad 13$$

Para un flujo homogéneo, ambas fases se tratan como un único fluido que viaja a la velocidad de la mezcla: $u_{mezcla} = u_{SG} + u_{SL}$, el cálculo de la retención de fases es relativamente sencillo. Esto se debe a que, se considera que las fases están bien mezcladas y no hay deslizamiento entre ellas, con lo cual la retención de fase es igual a la fracción de fase, $\alpha_L = \lambda_L$. Además, el perímetro en este caso se modifica a $P_L = P_G = P$, en consecuencia el término de cizallamiento por fricción se modifica a: $\tau_{wh} \frac{P}{A} = \tau_{wh} \frac{4}{D}$.

Para el esfuerzo cortante se utiliza la ecuación 2, con un factor de fricción f_h , la velocidad de la mezcla u_m y una densidad homogénea calculada a partir de la retención homogénea, como se presenta a continuación:

$$\rho_h = \alpha_G \rho_G + \alpha_L \rho_L = \lambda_G \rho_G + \lambda_L \rho_L \quad 14$$

Para el caso de la pérdida de carga por fricción, en la ecuación 8, se reemplazan los dos primeros términos del lado derecho por la siguiente expresión:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = \frac{2f_h \rho_h u_m^2}{D} \quad 15$$

El parámetro desconocido que se enmascara en la ecuación 15 es la viscosidad de la mezcla homogénea (μ_m) que se debe determinar para poder calcular el número de Reynolds de la mezcla (Re_h) y así calcular el factor de fricción por medio de las ecuaciones 3 o 6. Al igual que en el caso de la densidad de la mezcla, se presenta una expresión análoga para determinar la viscosidad de la mezcla:

$$\mu_h = \lambda_G \mu_G + \lambda_L \mu_L \quad 16$$

Para finalizar, el modelo homogéneo es utilizado en las aplicaciones de producción y transporte de petróleo-gas, utilizándolo como caso de referencia. En particular, para altas presiones (con pequeñas relaciones de densidad) y altos caudales se espera que aquellos modelos que consideran el deslizamiento entre fases, arrojen resultados que se aproximen a los resultados que se obtengan utilizando el modelo homogéneo.

2.2.3 Correlación de Lockhart-Martinelli

Lockhart-Martinelli (1949) propusieron una correlación para la fricción bifásica en tuberías horizontales. La misma es utilizada ampliamente en la industria de procesos debido a su sencillez, ya que no requiere información sobre la retención de líquido para calcular el gradiente de presión por fricción, pero tiene la desventaja de aportar resultados poco precisos. En este caso, la pérdida de carga por fricción se calcula multiplicando el gradiente de presión por fricción para el flujo monofásico (ya sea líquido o gas) por un multiplicador de flujo bifásico Φ_L^2 o Φ_G^2 :

$$-\left(\frac{dp_F}{dx}\right) = \Phi_L^2 \left(-\frac{dp_F}{dx}\right)_{SL} = \Phi_G^2 \left(-\frac{dp_F}{dx}\right)_{SG} \quad 17$$

Donde:

$$-\left(\frac{dp_F}{dx}\right)_{SL} = \frac{2f_{SL}\rho_L u_{SL}^2}{D} \quad 18$$

$$-\left(\frac{dp_F}{dx}\right)_{SG} = \frac{2f_{SG}\rho_G u_{SG}^2}{D} \quad 19$$

En estas últimas ecuaciones, los términos f_{SL} y f_{SG} son los factores de fricción para el flujo superficial de líquido y gas respectivamente.

Por otro lado, los multiplicadores de flujo bifásico se correlacionan con el parámetro X, conocido como el parámetro de Lockhart-Martinelli, que se define como la raíz cuadrada de la relación del gradiente de presión de fricción monofásica del flujo de líquido y gas:

$$X = \frac{\sqrt{\left(\frac{dp_F}{dx}\right)_{SL}}}{\sqrt{\left(\frac{dp_F}{dx}\right)_{SG}}} \quad 20$$

$$\Phi_G^2 = 1 + CX + X^2 \quad 21$$

$$\Phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad 22$$

donde C es una constante, y Chisholm (1967) introdujo una expresión conveniente para los multiplicadores bifásicos con los valores de la constante C para diferentes tipos de flujo presentados en la Tabla 1.

Tabla 1 - Valores de C, Chisholm (1967).

LÍQUIDO	GAS	C
Turbulento	Turbulento	20
Laminar	Turbulento	12
Turbulento	Laminar	10
Laminar	Laminar	5

Por último, la retención de líquido necesaria para determinar la contribución al gradiente de presión debido a la gravedad y a la aceleración (últimos dos términos de la ecuación 8, se calcula haciendo uso la correlación desarrollada por Lockhart y Martinelli:

$$\alpha_L = \sqrt[3]{\frac{1}{\Phi_L^2}} \quad 23$$

2.2.4 Método dependiente del patrón de flujo

El modelado unidimensional del patrón de flujo en conjunto con una funcionalidad del ángulo de inclinación, es ampliamente utilizado para calcular los gradientes de presión bifásica y las retenciones de fase para el flujo gas-líquido en tuberías.

Para aplicar los modelos que consideran la dependencia con el patrón de flujo, el conjunto de ecuaciones asociadas al transporte de los fluidos debe ampliarse mediante sub-modelos o relaciones de cierre. La elección de los sub-modelos para los distintos tipos de flujo es de gran importancia para su adaptación a la práctica (propiedades del fluido, condiciones de presión y temperatura, y tamaño de la tubería entre otros) debido a que estos sub-modelos o relaciones de cierre se basan en estudios experimentales.

A continuación, en la tabla 2, se presenta el patrón de flujo y los modelos y sub-modelos adoptados según Handbook de Crowe.

Tabla 2 - Patrón de flujo, modelos y sub-modelos asociados (*Handbook Crowe, 2006*)

PATRÓN DE FLUJO	MODELOS Y SUB-MODELOS
Burbujas dispersas	Modelo: Drift-Flux Sub-modelos: <ul style="list-style-type: none"> • Parámetro de distribución (C_0) • Velocidad de ascenso de burbuja (U_b)
Separado (estratificado/anular)	Modelo: dos fluidos Sub-modelos: <ul style="list-style-type: none"> • Fricción interfásica (τ_i) • Velocidad interfásica (U_i) • Forma de la interfase (no tratado en este trabajo) • Arrastre de líquido (no tratado en este trabajo)

Intermitente (slug/agitado-espuma)	<p>Modelo: dos fluidos + Drift-Flux</p> <p>Sub-modelos:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Parámetro de distribución (C_O) • Velocidad de ascenso de la burbuja (U_b) • Retención en el cilindro líquido (α_{Ls}) • Frecuencia del slug (ν_s) • Largo del slug o largo de la película (l_s o l_f)
------------------------------------	---

2.2.4.1 Patrón de flujo de burbujas dispersas

En este caso se utiliza el modelo de flujo bifásico con deslizamiento, llamado modelo Drift-Flux (flujo deriva). Aquí, para el flujo de burbujas dispersas, se supone que la velocidad del gas responde a la velocidad central en la línea de la tubería, que, en el caso de existir un flujo turbulento, se supone un 25% mayor que la velocidad de la mezcla U_m . Además, las burbujas de gas experimentan una velocidad de ascenso de la burbuja U_b debido a su flotabilidad, que se calcula según:

$$U_b = 1,53 \left[\frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \sin \theta \quad 24$$

Para el caso de flujo vertical, la velocidad real del gas se convierte en:

$$U_G = C_O U_m + U_b \quad 25$$

Donde el parámetro C_O se denomina parámetro de distribución y refleja el efecto de la velocidad central en la cañería y su valor es de 1,25. Conociendo la velocidad real del gas, la retención de gas se calcula a partir de la velocidad del gas superficial:

$$\alpha_G = \frac{U_{SG}}{U_G} \quad 26$$

Donde U_{SG} es la velocidad superficial del gas. Una vez conocida la retención, es posible calcular las contribuciones de la gravedad y la aceleración al gradiente de presión según la ecuación 8. En tanto, la pérdida de carga por fricción se calcula utilizando las propiedades de la mezcla:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = \frac{2f_m \rho_m U_m^2}{D} \quad 27$$

La densidad de la mezcla se calcula mediante la ecuación 14, utilizando las retenciones de cada fase. Por último, el factor de fricción f_m se calcula a partir del número de Reynolds de la mezcla:

$$Re_m = \frac{D\rho_m U_m}{\mu_L} \quad 28$$

2.2.4.2 Patrón de flujo separado (estratificado y anular disperso)

En la descripción del flujo bifásico estratificado y anular disperso, las predicciones más precisas de retención y pérdida de presión se obtienen con un enfoque basado en dos fluidos. En la forma más general (dependiente del tiempo y no isotérmica), se parte de seis ecuaciones para la conservación de la masa, el momento y la energía de las dos fases. En este apartado, se utilizan los resultados para el caso más simple de un flujo constante e isotérmico sin transferencia de masa entre los fluidos. Las dos ecuaciones de momento conducirán a dos ecuaciones que tendrán las dos incógnitas de interés: la retención de fase y el gradiente de presión bifásico.

Las ecuaciones de momento para los dos fluidos pueden escribirse como:

$$-\alpha_G \frac{dp}{dx} = -\tau_{WG} \frac{P_G}{A} - \tau_i \frac{P_i}{A} - \alpha_G \rho_G g \sin\theta + \alpha_G \rho_G g \cos\theta \frac{dh_G}{dx} - \frac{d}{dx} (G_G U_G) = 0 \quad 29$$

$$-\alpha_L \frac{dp}{dx} = -\tau_{WL} \frac{P_L}{A} - \tau_i \frac{P_i}{A} - \alpha_L \rho_L g \sin\theta + \alpha_L \rho_L g \cos\theta \frac{dh_L}{dx} - \frac{d}{dx} (G_L U_L) = 0 \quad 30$$

Además, se debe tener en cuenta la relación dada por la ecuación 11. En las ecuaciones presentadas anteriormente, P_G , P_L y P_i son los perímetros para el gas contra la pared de la tubería, el líquido contra la pared de la tubería y para interfase respectivamente.

Las tensiones de cizallamiento que aparecen en las ecuaciones de momento, son todas de la forma:

$$\tau = f \frac{\rho u^2}{2} \quad 31$$

Donde el f es el factor de Fanning. Para el flujo separado (estratificado y anular disperso) las expresiones para las tensiones de cizallamiento τ_{WG} , τ_{WL} y τ_i son:

$$\tau_{WG} = f_G \frac{\rho_G U_G^2}{2} \quad 32$$

$$\tau_{WL} = f_L \frac{\rho_L U_L^2}{2} \quad 33$$

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_G (U_G - U_L)^2}{2} \quad 34$$

Los términos f_G , f_L y f_i se calculan con la expresión desarrollada por [Churchill \(1977\)](#) según la ecuación 3 o mediante la ecuación 6 correspondiente a [Colebrook \(1939\)](#). En estas expresiones, se emplean las velocidades medias reales y los diámetros hidráulicos.

Las velocidades reales de las fases pueden calcularse a partir de las velocidades superficiales para cada fase utilizando las retenciones para cada fase: $U_G = \frac{U_{SG}}{\alpha_G}$ y $U_L = \frac{U_{SL}}{\alpha_L}$. Para el esfuerzo cortante interfasial se presenta una complicación adicional, que es la determinación de la velocidad interfasial (U_i) y la rugosidad interfasial (k_i).

En el caso de flujo estratificado, el gas fluye a una velocidad U_G sobre una capa de líquido de altura h_L y velocidad U_L . El gas ocupa un área de sección transversal $A_G=A\alpha_G$ con un perímetro de pared de tubo, P_G y un perímetro de interfaz líquido-gas, P_i . El área de la sección transversal del líquido se indica con $A_L=A\alpha_L$ y el perímetro de la pared de la tubería es P_L . Las variables mencionadas anteriormente dependen de la altura de líquido h_L y, por lo tanto, de la retención de líquido α_L . En la Figura 5 se esquematizan todas las variables mencionadas anteriormente.

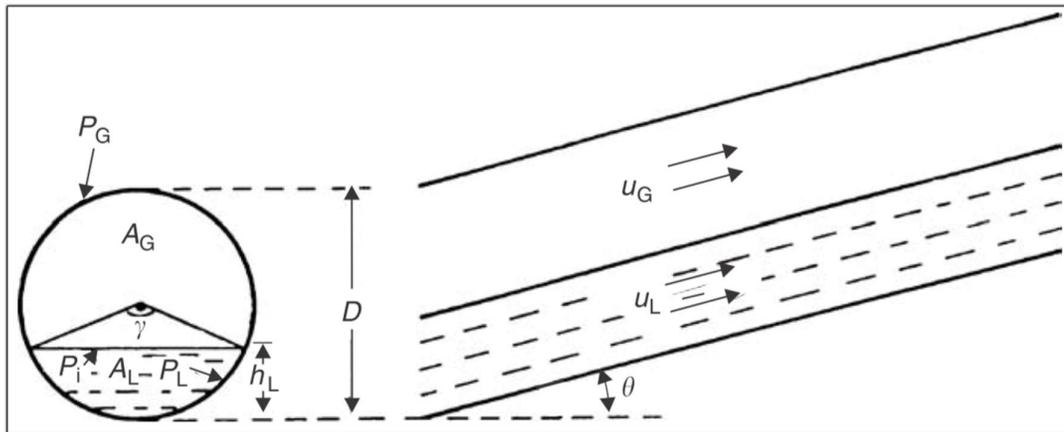


Figura 5 - Flujo estratificado inclinado (Crowe, 2006).

Eliminando los gradientes de presión mediante la combinación de las ecuaciones de momento de los dos fluidos (ecuaciones 29 y 30) e ignorando los términos de aceleración, se obtiene la relación F que se utiliza para calcular la retención de líquido (α_L), que es función de la altura de líquido (h_L):

$$F = \tau_{WG} \frac{P_G}{A_G} - \tau_L \frac{P_L}{A_L} + \tau_i P_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) - (\rho_L - \rho_G) g \sin \theta - \Delta \rho g D \cos \theta \frac{\partial h_L / D}{\partial \alpha_L} \frac{\partial \alpha_L}{\partial x} \quad 35$$

Para el cálculo de los factores de fricción de líquido y gas se utiliza la ecuación de Churchill (ecuación 3) para el flujo turbulento y laminar, utilizando los números de Reynolds del líquido y del gas:

$$Re_L = \frac{D_L \rho_L U_L}{\mu_L} \quad 36$$

$$Re_G = \frac{D_G \rho_G U_G}{\mu_G} \quad 37$$

donde los diámetros hidráulicos del líquido y gas se calculan de la siguiente manera, $D_L=4A_L/P_L$ y $D_G=4A_G/(P_G+P_i)$.

En el caso de flujo anular, se utiliza el diámetro de la tubería D en lugar del diámetro hidráulico del líquido D_L para calcular la rugosidad relativa de la pared. En el caso del flujo estratificado, la retención de líquido α_L y los perímetros están relacionados con el ángulo superior γ (véase Figura 5):

$$\alpha_L = \frac{\gamma - \sin\gamma}{2\pi} \quad 38$$

$$h_L = \frac{1}{2} [1 - \cos(\frac{\gamma}{2})] D \quad 39$$

$$P_L = \gamma \frac{D}{2} \quad 40$$

$$P_i = \sin\left(\frac{\gamma}{2}\right) D \quad 41$$

$$P_G = \pi D - P_L \quad 42$$

Si la altura de líquido es un parámetro de entrada, el ángulo superior (γ) se calcula:

$$\gamma = 2\arccos\left(1 - \frac{2h_L}{D}\right) \quad 43$$

Para el flujo anular con un espesor de película uniforme, la retención de líquido y los perímetros son:

$$\alpha_L = \frac{4h_L}{D(1 - \frac{h_L}{D})} \quad 44$$

$$P_L = \pi D \quad 45$$

$$P_i = \pi D \left(1 - \frac{h_L}{D}\right) \quad 46$$

$$P_G = 0 \quad 47$$

Taitel y Dukler (1976) reescribieron la ecuación 35 de forma adimensional para calcular la retención de líquido:

$$-X^2 \tilde{f}_L \frac{\tilde{P}_L}{\tilde{A}_L} \tilde{u}_L^2 + \left[\tilde{f}_G \frac{\tilde{P}_G}{\tilde{A}_G} \tilde{u}_G^2 + \tilde{f}_i \left(\frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{P}_i}{\tilde{A}_L} \right) \tilde{u}_R^2 \right] - 4Y = 0 \quad 48$$

En esta ecuación, los factores de fricción para el gas, el líquido y la interfaz se definen de la siguiente forma:

$$\tilde{f}_G = \frac{f_G}{f_{SG}} \quad 49$$

$$\tilde{f}_L = \frac{f_L}{f_{SL}} \quad 50$$

$$\tilde{f}_i = \frac{f_i}{f_{SG}} \quad 51$$

Y las variables adimensionales, X de Lockhart-Martinelli e Y como parámetro de gravedad:

$$X^2 = \frac{|(dp_F/dx)_{SL}|}{|(dp_F/dx)_{SG}|} = \frac{2f_{SL}(\rho_L U_{SL}^2/D)}{2f_{SG}(\rho_G U_{SG}^2/D)} = \frac{f_{SL} F_L^2}{f_{SG} F_G^2} \quad 52$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G) g \sin\theta}{|(dp_F/dx)_{SG}|} = \frac{(\rho_L - \rho_G) g \sin\theta}{2f_{SG} \left(\frac{\rho_G U_{SG}^2}{D} \right)} = \frac{\sin\theta}{2f_{SG} F_G^2} \quad 53$$

Donde $F_G = U_{SG} \sqrt{\frac{\rho_G}{\Delta\rho g D}}$ y $F_L = U_{SL} \sqrt{\frac{\rho_L}{\Delta\rho g D}}$ son los números de Froude densimétricos del gas y del líquido, que son de gran importancia en problemas dominados por la gravedad. Las demás variables que dependen de h_L/D son:

$$\tilde{A}_{L,G} = A_{L,G}/D^2 \quad 54$$

$$\tilde{P}_{L,G,i} = P_{L,G,i}/D \quad 55$$

$$\tilde{U}_{L,G} = U_{L,G}/U_{SL,SG} = A/A_{L,G} \quad 56$$

$$\tilde{U}_R = U_R/U_{SG} \quad 57$$

En estas últimas expresiones, U_{SL} y U_{SG} son las velocidades superficiales del líquido y del gas, mientras que velocidad relativa es la diferencia entre la velocidad del gas y la velocidad de la interfase, $U_R = U_G - U_i$.

A partir de la ecuación 48 se puede calcular la altura adimensional del líquido (\tilde{h}_L), y en consecuencia se deduce la retención de líquido:

$$\alpha_L = \frac{1}{\pi} [\arccos(1 - 2\tilde{h}_L) - (1 - \tilde{h}_L)\tilde{P}_i] \quad 58$$

$$\tilde{P}_i = \sqrt{1 - (1 - 2\tilde{h}_L)^2} \quad 59$$

En vista de todas las ecuaciones presentadas en este apartado, es necesario aclarar que, para resolver el conjunto de ecuaciones de flujo estratificado, esto es, aquellas expresiones que derivan desde las ecuaciones 29 y 30, se deberá especificar una serie de correlaciones empíricas. Estas correlaciones se utilizan para estimar los valores de la velocidad de interfaz del líquido (U_i) y el factor de fricción interfasial (f_i) para poder calcular el cizallamiento interfasial, τ_i . El tratado de estas correlaciones excede el desarrollo de este trabajo. De surgir interés por el desarrollo de las expresiones empíricas, se recomienda la lectura del documento [9] de la bibliografía de referencia presentada en este trabajo.

2.2.4.3 Flujo intermitente (slug y agitado-espumoso)

En este caso, para el flujo slug, se utiliza como base de desarrollo el modelo de [Dukler y Hubbard \(1975\)](#). Este modelo ha sido generalizado de forma que la fase gaseosa se trate de forma similar a la fase líquida. Esta generalización es necesaria para que el modelo sea válido para aplicaciones de alta presión, ya que entonces no está justificado despreciar la densidad del gas.

Una característica adicional importante es que, a medida que aumenta la velocidad de la mezcla, las ecuaciones para el flujo de slug convergen gradualmente a las del flujo agitado-espumoso, con un deslizamiento reducido entre las fases.

Una mención de interés para este trabajo es que, en los pozos petrolíferos, se espera que se produzca la transición de flujo slug a agitado-espumoso en la parte superior de la tubería cuando, debido a una reducción de la presión, se forma una cantidad mayor de gas y, el gas presente se expande dando lugar a una baja fracción de volumen de líquido. En ese caso, hay menos líquido disponible para mantener los cilindros o capas de líquido, que, a su vez tienden a volverse cada vez más espumosos y hasta deshacerse.

En la Figura 6, se presenta la geometría del slug, que consta de dos partes. La burbuja dentro de la unidad de slug (mencionada como film en la Figura 6), representa una configuración de flujo separado, con una película de líquido en el fondo del slug para el flujo casi horizontal.

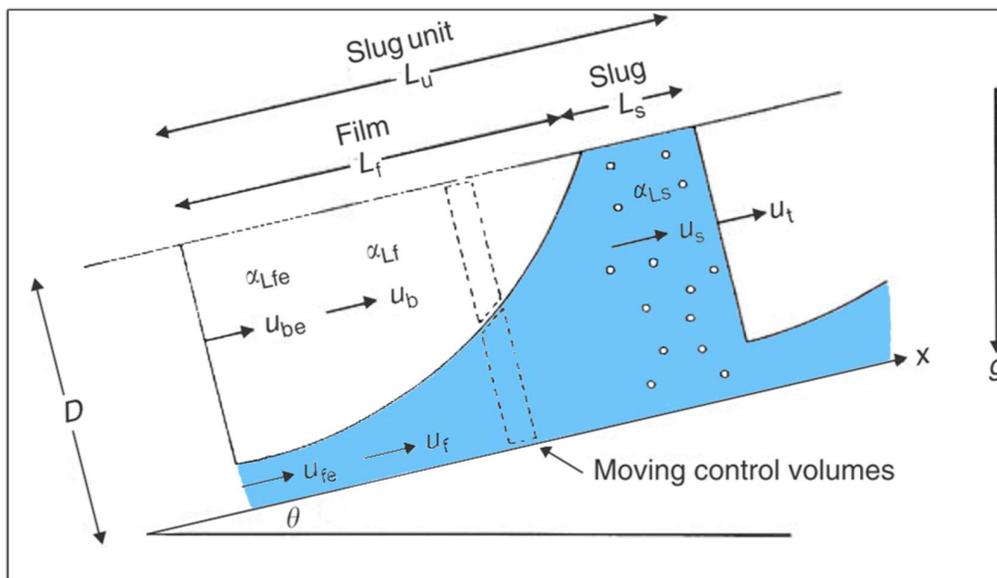


Figura 6 – Geometría de flujo slug ($e = \text{fin de la región del film [burbuja]}$) (Crowe 2006).

En esta última Figura, se evidencia que la unidad de slug consta de dos partes. La burbuja, que se transporta a la velocidad U_b , se representa con una configuración de flujo separado. Debajo de la burbuja, en el fondo del slug, se tiene una película de líquido, para el flujo horizontal o inclinado. El cilindro de líquido (de longitud L_s) contiene burbujas de gas que poseen una configuración de flujo de burbuja dispersa. Entonces, desde el punto del modelo, se trata de un sistema mixto compuesto por dos tipos de modelos: un modelo de dos fluidos para el componente de flujo separado y un modelo de drift-flux para el componente de flujo disperso.

La unidad de slug se propaga a la velocidad de traslación U_T , y la misma puede calcularse a partir de la velocidad de la mezcla U_m :

$$U_t = (1 + C)U_m = U_G = C_0U_m + U_b \quad 60$$

Donde C es el parámetro de desprendimiento y está relacionado con la cantidad de líquido que se desprende del slug hacia la región del film (burbuja). Este parámetro se puede derivar a partir del parámetro de distribución de Zuber (C_0), que se utiliza en el modelo de drift-flux:

$$C = (C_0 - 1) + U_b/U_m \quad 61$$

El parámetro de distribución se calcula según el procedimiento por [Collins \(1978\)](#):

$$C_0 = \begin{cases} 2 & \text{para flujo laminar} \\ \frac{\log Re_m + 0.089}{\log Re_m - 0.74} & \text{para flujo turbulento} \end{cases} \quad 62$$

Donde Re_m se calcula mediante la ecuación 28. Se observa que para $Re_m=10.000$, un valor típico en las líneas de transporte de petróleo, se obtiene un valor de $C_0=1,25$ que es igual al valor introducido en la ecuación 25 para el flujo de burbujas dispersas. Para $Re_m=100.000$ C_0 disminuye a 1,19 que es un valor utilizado comúnmente, en la literatura pertinente, en el enfoque de drift-flux para el flujo de slugs.

La velocidad de ascenso de la burbuja (U_b) utilizada en la ecuación 61 se calcula de la siguiente manera:

$$U_b = C_1 \sqrt{\frac{\Delta \rho}{\rho_L} g D} \quad 63$$

Donde C_1 depende del tamaño de la tubería y de la tensión superficial, derivada por [Oliemans \(1976\)](#) sobre los datos experimentales obtenidos por [Zukoski \(1966\)](#). Para el flujo vertical ascendente la constante toma el valor de $C_1=0,35$. Esta constante alcanza un valor máximo para un ángulo aproximado de 45° respecto del eje vertical y es cero para el flujo horizontal.

En el cálculo de la retención de líquido y la pérdida de presión en la unidad de slug, surge la dificultad de que se deben tener en cuenta las contribuciones del componente de la película (burbuja, ver Figura 6) que tiene una longitud l_f y el componente del cilindro de líquido de longitud l_s .

En la ecuación 64 se presenta una expresión que relaciona la longitud de la burbuja con la longitud total de la unidad de slug. Esta ecuación surge de aplicar la ley de conservación de la masa al líquido de la unidad de slug y suponiendo que no hay deslizamiento en el cilindro de slug (es decir, $U_s=U_m$). Se demuestra que la relación de longitudes depende de las velocidades y retenciones de líquido de la película (α_{Lf}) y del cilindro de slug (α_{Ls}) dentro de la unidad de slug analizada.

$$\frac{l_f}{l_u} = \frac{U_m}{U_t} \frac{\alpha_{Ls} - \lambda_L}{\alpha_{Ls} - \bar{\alpha}_{Lf}} \quad 64$$

donde $\bar{\alpha}_{Lf}$ es la longitud media del film (película/burbuja). La retención de líquido de la unidad total de slug se calcula:

$$\alpha_L = \frac{\alpha_{Ls} l_s + \bar{\alpha}_{Lf} l_f}{l_u} = \frac{C \alpha_{Ls} + \lambda_L}{1+C} \quad 65$$

Se observa que, en la ecuación 65 la retención de líquido depende de dos parámetros correlativos: el parámetro de reparto C (determinado a partir del parámetro de distribución, C_0) y la retención de líquido en el cilindro de slug, que es desconocida (α_{LS}).

En base a las observaciones desarrolladas en distintos trabajos, se conoce que hay burbujas de gas en el cilindro de líquido durante el flujo de slug, por que α_{LS} debería ser menor 1.

En trabajos más actuales, se utiliza la correlación desarrollada por [Andreussi y Bendiksen \(1989\)](#) sobre la base de datos de laboratorio a pequeña escala. En este enfoque, la retención slug-cilindro se correlaciona con la velocidad de la mezcla (U_m), la velocidad de dispersión de las burbujas (U_{ml}) que da el límite inferior por debajo del cual no se producen burbujas y finalmente, la velocidad U_{m0} que es proporcional a la fracción de burbujas arrastradas que vuelven a coalescer para formar una burbuja de mayor tamaño (burbuja de Taylor) en la parte de la película de la unidad de slug.

La expresión de la retención del slug-cilindro es:

$$C_0 = \begin{cases} \frac{U_{m0}+U_{ml}}{U_{m0}+U_m} & U_m \geq U_{ml} \\ 1 & U_m < U_{ml} \end{cases} \quad 66$$

En tanto, la ecuación para velocidad de pérdida de burbujas es:

$$U_{m0} = \frac{240}{C_0-1} E_0^{-1/2} \left(1 - \frac{1}{3} \sin\theta\right) \left[\frac{g\sigma\Delta\rho}{\rho_L^2}\right]^{1/4} + \frac{U_b}{C_0-1} \quad 67$$

Donde el parámetro E_0 es el número de Eötvös y se define como $E_0 = \frac{g\Delta\rho D^2}{4\sigma}$.

Estudios experimentales ([Crowe 2006](#)) evidencian que la correlación de Andreussi-Bendiksen posee la ventaja de describir adecuadamente la tendencia esperada de la retención de líquido en el cilindro (α_{LS}) cuando la velocidad de la mezcla aumenta y la tensión superficial de la fase líquida se reduce, por lo cual se interpreta que aumenta el arrastre de más burbujas de gas en el cilindro de líquido y el flujo de slug se convierte en un flujo agitado-espuma cuando la retención del cilindro de slug es de 0,48. Debido a los ensayos, los datos experimentales obtenidos permiten detectar la disminución de α_{LS} con la velocidad de la mezcla, U_m . En la Figura 7 se representan los resultados comentados anteriormente, para el caso de mezclas aire-agua a 1 bar de presión, y para gas-oil a 150 bar de presión.

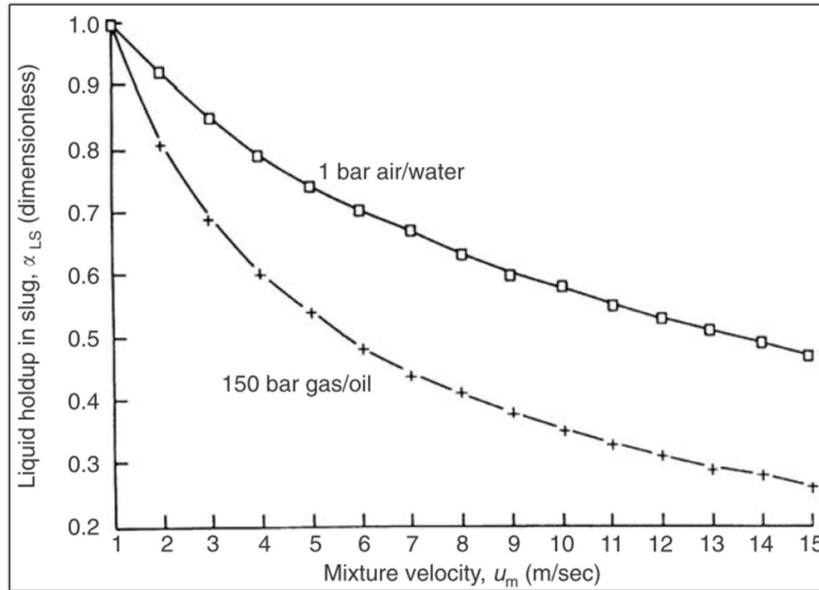


Figura 7 – Retención del cilindro en la unidad de slug en flujo vertical para las mezclas aire-agua y gas-oil.

De los resultados experimentales para determinar la retención del cilindro en la unidad de slug y las correlaciones del parámetro C , se puede determinar la retención de líquido (α_L). Una vez determinada la retención de líquido, es posible calcular las contribuciones de la gravedad y la aceleración al gradiente de presión total (ecuación 8). En tanto, la contribución de pérdidas por fricción al gradiente de presión para el flujo intermitente puede escribirse como una suma de contribuciones del film (burbuja) y del cilindro líquido:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = \frac{l}{l_u} \left[\int_0^{l_f} \left(\tau_{wf} \frac{P_f}{A} + \tau_{wb} \frac{P_b}{A} \right) dx + \tau_s \frac{P_s}{A} l_s \right] \quad 68$$

La contribución de la parte del slug-cilindro se calcula de la forma tratada para el flujo de burbujas dispersas:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_S = \frac{2f_s \rho_s U_m^2}{D} \quad 69$$

Donde la densidad de slugs es:

$$\rho_s = \alpha_{LS} \rho_L + (1 - \alpha_{LS}) \rho_G \quad 70$$

Y el número de Reynolds que se utiliza para calcular el factor de fricción se define como:

$$Re = \frac{D \rho_s u_m}{\mu_L} \quad 71$$

La complicación que se encuentra en la ecuación 68 reside en el cálculo de la contribución de la burbuja. Para determinar los perímetros P_f y P_b de las burbujas de líquido y de gas, se debe determinar la retención de líquido de la forma descrita en la [sección 2.2.4.2](#), para el flujo modelo de dos fluidos aplicada a un flujo separado (anular o estratificado), utilizando la ecuación 35.

Dukler y Hubbard (1975) mediante el uso de las ecuaciones de momento para las fases de gas y de líquido (ecuaciones 29 y 30), derivaron una función $W(\alpha_{Lf})$ a partir de la cual, para un valor conocido de la longitud de la burbuja (l_f) se puede determinar la retención en la burbuja:

$$\int_{\alpha_{Lfe}}^{\alpha_{LS}} W(\alpha_{Lf}) d\alpha_{Lf} = l_f/D \quad 72$$

En la parte posterior del cilindro de líquido $\alpha_{Lf} = \alpha_{LS}$, y antes de ser recogido por el siguiente slug $\alpha_{Lf} = \alpha_{Lfe}$.

Pots (1988), derivó una función $W(\alpha_{Lf})$ que es considerablemente más compleja que la utilizada en el enfoque original de Dukler-Hubbard, dado que, para las aplicaciones de alta presión de petróleo-gas en tuberías inclinadas, se debe incorporar tanto el efecto del gas como el del ángulo de inclinación. La función $W(\alpha_{Lf})$ puede escribirse como una relación entre el equilibrio del flujo de momento y los términos de propagación de la gravedad y la relación de retención del líquido F de la ecuación 35:

$$W(\alpha_{Lf}) = \frac{(M_G + M_L) + (G_G - G_L) \frac{1}{D}}{F} \quad 73$$

Donde M es el flujo de momento y G el término de propagación de la gravedad de las fases líquida y gaseosa dado por:

$$M_L = \rho_L \left(\frac{\alpha_{LS}}{\alpha_{Lf}} C u_m \right)^2 \frac{1}{\alpha_{Lf}} \quad 74$$

$$G_L = \rho_L g D \zeta(\gamma) \frac{1}{\alpha_{Lf}} \quad 75$$

Existen expresiones similares para M y G para la fase gaseosa, $\pi-\gamma$ por γ , y el subíndice G por L. La función $\zeta = \frac{d[\alpha_{Lf} \xi(\alpha_{Lf})]}{d\alpha_{Lf}}$, en la que ξ es la distancia desde la interfase de la burbuja al centro de presión en el líquido y es función de la retención local de la burbuja (α_{Lf}), tiene la forma:

$$\zeta = \frac{\frac{\pi}{2} \alpha_{Lf} \sin(\frac{\gamma}{2}) + \sin^2(\frac{\gamma}{2}) \cos(\frac{\gamma}{2})}{1 - \cos \gamma} - \frac{1}{2} \cos(\frac{\gamma}{2}) \quad 76$$

El término de gravedad sólo se incluye para el flujo estratificado, para el flujo anular este término se desprecia.

En el denominador de la ecuación 73, F, es la relación de retención de líquido (ecuación 35) para el flujo inclinado:

$$F = \tau_{Wb} \frac{P_b}{A_b} - \tau_{Wf} \frac{P_f}{A_f} + \tau_{iPi} \left(\frac{1}{A_b} + \frac{1}{A_f} \right) - \Delta g \sin \theta - \left[g D \cos \theta \frac{\partial (h_f/D)}{\partial \alpha_{Lf}} \right] \frac{\partial \alpha_{Lf}}{\partial x} \quad 77$$

La integración de la ecuación 72 debe realizarse numéricamente y requiere un valor de l_f . Esta longitud de la burbuja puede expresarse en función de α_{Lf} siempre que se conozca la longitud de la unidad total del slug, l_u . Para ello se requiere una correlación para la frecuencia del slug, dado que la longitud l_u puede expresarse como:

$$l_u = U_t / v_s \quad 78$$

En tanto, para la frecuencia del slug, v_s , se utiliza la correlación basada en los datos de [Heywood-Richardson \(1979\)](#):

$$v_s = [F_{min} + A(F_m^{0,1} - F_{s,min}^{0,1})^2] \sqrt{g/D} \quad 79$$

$$F_{min} = 0,048 F_{SL}^{0,81} \quad 80$$

$$F_{s,min} = 4,9 F_{SL}^{0,64} \quad 81$$

$$A = 0,73 F_{SL}^{2,34} \quad 82$$

$$F_{SL} = \lambda_L F_m \quad 83$$

$$F_m = \sqrt{\frac{U_m^2}{gD}} \quad 84$$

El conjunto de ecuaciones desde 79 a 84 evidencia que, la frecuencia de slug, no depende de las propiedades del fluido.

Determinando los valores de la retención del slug en el cilindro (α_{LS}), la retención de la burbuja (α_{Lf}) y la longitud de la burbuja (l_f) es posible determinar el gradiente de presión utilizando las ecuaciones 8 y 68. En la contribución del efecto de la fricción al gradiente de presión en la ecuación 68, la tensiones de cizallamiento τ_{Wf} y τ_{Wb} para la región de la burbuja de la unidad de slug se calculan utilizando las siguientes expresiones para las velocidades reales del líquido y del gas en esa región:

$$U_{Lf} = \left(1 - C \frac{\alpha_{LS} - \alpha_{Lf}}{\alpha_{Lf}}\right) U_m \quad 85$$

$$U_{Gf} = \left(1 + C \frac{\alpha_{LS} - \alpha_{Lf}}{1 - \alpha_{Lf}}\right) U_m \quad 86$$

Puede observarse, que, para el cálculo del gradiente de presión para el flujo de slugs se presentan las complejidades del cálculo de α_{Lf} y l_f dado el conjunto de ecuaciones de 72-77. Una estimación del cálculo de la pérdida de carga puede obtenerse adoptando la relación entre la longitud del cilindro de slug y la longitud de la unidad total de slug (l_s/l_u), utilizando la correlación introducida por [Heywood-Richardson \(1979\)](#):

$$\frac{l_s}{l_u} = \lambda_L - 0,10 \text{ para } \lambda_L > 0,10 \quad 87$$

Sustituyendo esta relación de longitudes en la ecuación 65 se obtiene un valor para la retención media de líquido en la parte de la burbuja de la unidad de slug. Con este valor de retención, los parámetros necesarios para calcular los perímetros, los diámetros hidráulicos y las tensiones de corte para el flujo estratificado pueden calcularse mediante las ecuaciones 38-42 y para el flujo anular mediante las ecuaciones 44-47. La configuración de flujo estratificado se producirá en tuberías horizontales y levemente inclinadas, mientras que el flujo anular, en tuberías verticales (véase el apartado 2.2 de [Crowe 2006](#)). Para el flujo

estratificado, el ángulo γ debe calcularse a partir de la ecuación 38, y su representación gráfica se muestra a continuación.

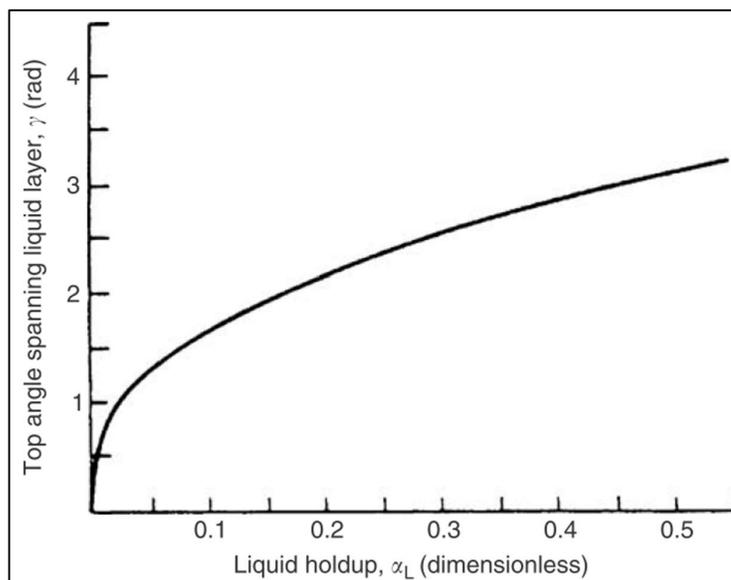


Figura 8 – Relación entre la retención de líquido y el ángulo superior (γ) que abarca la capa de líquido en el flujo estratificado.

Mediante el enfoque simplificado, la ecuación 68, que expresa el aporte de la fricción al gradiente de presión de la unidad de slug, se convierte en la ecuación 88 cuando se ignora la variación axial del espesor de la capa de líquido en la parte del film.

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right)_F = \left[\left(\tau_{wf} \frac{P_f}{A} + \tau_{wb} \frac{P_b}{A} \right) \frac{l_f}{l_u} + 2f_s \rho_s \frac{U_m^2 l_s}{D l_u} \right] \quad 88$$

Esta última expresión evidencia que, para el cálculo del gradiente de presión por fricción, se necesitan las relaciones de longitud y no las longitudes reales de las partes de la burbuja (film) y slug de la unidad de slug.

Finalmente, el gradiente de presión total para el flujo slug inclinado tiene la forma:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right) = \left[\left(\tau_{wf} \frac{P_f}{A} + \tau_{wb} \frac{P_b}{A} \right) \frac{l_f}{l_u} + 2f_s \rho_s \frac{U_m^2 l_s}{D l_u} \right] + (\alpha_G \rho_G + \alpha_L \rho_L) g \sin \theta \quad 89$$

Dado que las expresiones para la frecuencia de los slugs y la longitud relativa de los slugs se obtuvieron a partir de mediciones experimentales para el par aire-agua, las aplicaciones a las condiciones de flujo en tuberías industriales deben realizarse con cuidado.

Por último, para el ejemplo de aplicación en la mezcla gas-oil a una presión de 150 bar en un tubo de 0,1m de diámetro (presentado en Crowe 2006), se evidencia que la longitud del slug calculada con la ecuación 87 disminuye con la velocidad de la mezcla como se muestra en la Figura 9.

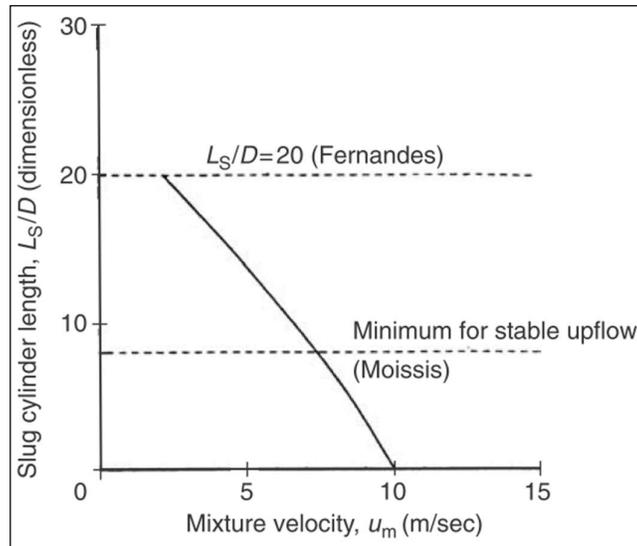


Figura 9 – Longitud adimensional del cilindro slug para flujo vertical de gas-oil a 150 bar ($D=0,1$ m).

Aquí se observa que la longitud del slug líquido alcanza un valor mínimo ($8D$ según Moissis-Griffith [1962]) a una velocidad de 7 m/s, que no es muy diferente de la transición de flujo slug-agitado causada por un contenido excesivo de gas. Por lo tanto, los submodelos de longitud del slug líquido y de contenido de gas, son coherentes respecto a la transición de flujo slug a agitado.

2.2.4.4 Aplicación del método dependiente del patrón de flujo en sistema gas-oil a alta presión

Al aplicar el método dependiente del patrón flujo para el transporte de petróleo en cañerías, se debe tener en cuenta que se limita al flujo estacionario y se ignora cualquier longitud de desarrollo necesaria para la transición de un patrón de flujo a otro. Por lo tanto, se debe tener la precaución necesaria a la hora del diseño de gasoductos y/o tuberías cortas con fuertes ondulaciones.

La precisión de la predicción de los métodos dependientes del patrón de flujo para los gradientes de presión y las retenciones de fase ha sido verificada comparando los resultados de los cálculos con los datos de laboratorio y de campo contenidos en bases de datos (Oliemans 1987). Para los datos de campo se han seleccionado cañerías muy largas y que no presentan fuertes ondulaciones.

No obstante, los resultados de las pruebas tanto de laboratorio como de campo se han utilizado posteriormente como criterio para comparar el rendimiento de los sub-modelos para los patrones de flujo.

2.2.4.5 Determinación del patrón de flujo

El procedimiento para determinar el patrón flujo se explica a continuación, y en la Figura 10 se expresa el diagrama de flujo del procedimiento.

En primer lugar, se supone flujo estratificado y la retención de líquido y otras características del flujo estratificado se calculan utilizando las ecuaciones correspondientes a este patrón de flujo. Luego, se examina si en las condiciones dadas puede existir flujo estratificado. Si el flujo estratificado puede existir, se supone que se produce este patrón y se distingue entre flujo estratificado suave y ondulado. Si este flujo no puede existir, se investiga la posibilidad de que se produzca flujo anular. La retención de líquido es calculada con las ecuaciones de este último modelo, luego, se evalúan los mecanismos que conducen al flujo no anular. Por último, se supone que hay flujo de burbujas siguiendo lo comentado anteriormente para los patrones anteriores. En tanto, si ninguno de los tres patrones de flujo mencionados puede existir, se supone que prevalece el flujo intermitente (slug); considerando que en cañerías verticales se puede distinguir entre flujo slug y de espuma.

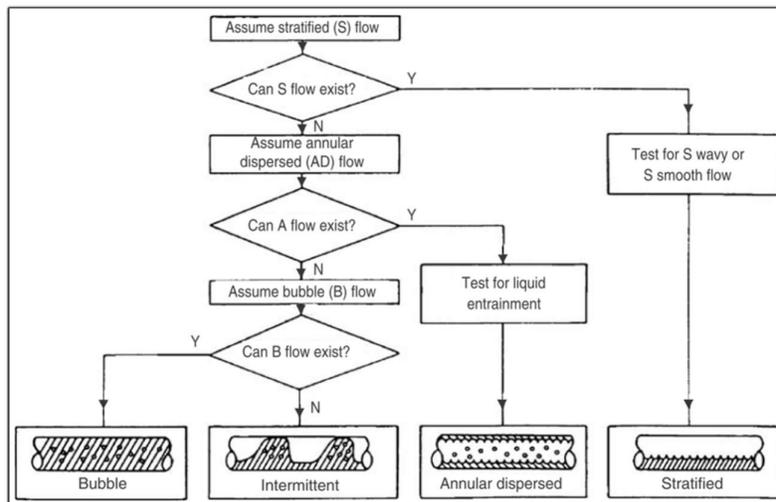


Figura 10 – Diagrama de flujo para determinar el flujo de dos fases.

2.2.4.6 Algoritmo para la determinación del patrón del flujo

A continuación, se desarrollan los pasos secuenciales a seguir para determinar el patrón de flujo para la mezcla de gas-líquido en cañerías.

1. Parámetros de entrada:

- Diámetro de cañería, D [m]
- Rugosidad de la pared de la cañería k [m]
- Inclinación de la cañería θ [rad]
- Velocidad superficial del líquido U_{SL} [m/s]
- Velocidad superficial del gas U_{SG} [m/s]

- Densidad del líquido ρ_L [kg/m³]
 - Densidad del gas ρ_G [kg/m³]
 - Viscosidad del líquido μ_L [Ns/m²]
 - Viscosidad del gas μ_G [Ns/m²]
 - Tensión superficial σ [N/m]
2. Calcular los siguientes grupos adimensionales:
- Número de Reynolds superficial para el líquido, $Re_{SL} = \frac{\rho_L U_{SL} D}{\mu_L}$
 - Número de Reynolds superficial para el gas, $Re_{SG} = \frac{\rho_G U_{SG} D}{\mu_G}$
 - El factor de fricción de Fanning superficial para el líquido, $f_{SL} = F(Re_{SL}, \frac{k}{D})$, se calcula con la ecuación 6 y 7 o el gráfico de la Figura 4.
 - El factor de fricción de Fanning superficial para el gas, $f_{SG} = F(Re_{SG}, \frac{k}{D})$, se calcula con la ecuación 6 y 7 o el gráfico de la Figura 4.
 - Número de Froude del líquido, $F_L = \sqrt{\left(\frac{\rho_L}{\Delta\rho g D}\right)} U_{SL}$, $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$
 - Número de Froude del gas, $F_G = \sqrt{\left(\frac{\rho_G}{\Delta\rho g D}\right)} U_{SG}$
 - Parámetro de Lockhart-Martinelli, $X = \sqrt{\left(\frac{f_{SL}}{f_{SG}}\right) \frac{F_L}{F_G}}$
 - Parámetro de gravedad, $Y = \frac{\sin\theta}{2f_{SG} F_G^2}$
3. Asumir flujo estratificado y determinar h_l/D , con los parámetros X e Y mediante el siguiente gráfico:

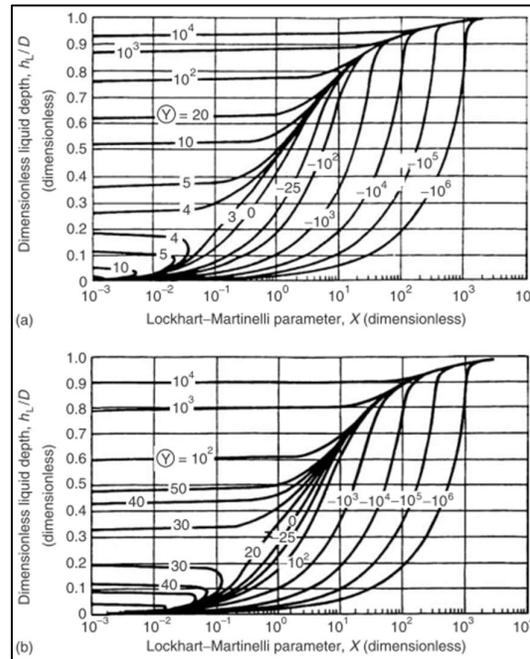


Figura 11 - (a) Nivel de líquido en flujo bifásico estratificado para $f_i/f_{SG}=20$; (b) Nivel de líquido en flujo bifásico estratificado para $f_i/f_{SG}=10$ (Crowley-Rathe [1988]).

4. Prueba de inestabilidad Kevin-Helmholtz ⁽¹⁾

- Calcular $F_G/(\cos\theta)^{1/2}$
- Determinar $(F_G/(\cos\theta)^{1/2})_{critico}$ con la Figura 12:

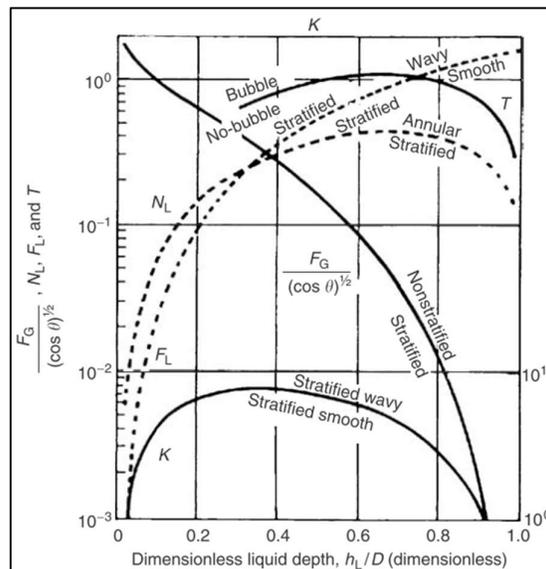


Figura 12 – Líneas de transición del patrón de flujo basadas en el nivel de líquido h_L/D del flujo estratificado (— flujo horizontal; - - - flujo descendente) (Crowe 2006).

- Si $\frac{F_G}{(\cos\theta)^{1/2}} > \left(\frac{F_G}{(\cos\theta)^{1/2}}\right)_{crítico}$; ir al paso 8

5. Test de trayectoria de las gotas arrancadas de la película líquida ⁽²⁾

- Si $\theta \geq 0$ ir al paso 6
- Calcular la regla de transición (Barnea [1982], Dukler-Taitel [1986]):

$$N_L = \left(\frac{f_{SL} F_L^2}{\cos\theta}\right)^{1/2}$$

- Determinar $(N_L)_{crítico}$ desde la Figura 12
- Si $N_L > (N_L)_{crítico}$ ir al paso 8, sino, ir al paso 7

6. Test de Jeffrey's ⁽³⁾ para la transición de flujo estratificado liso a ondulado

- Calcular: $K = \frac{F_G \sqrt{Re_{SL}}}{\sqrt{\cos\theta}}$
- Determinar $(K)_{crítico}$ desde la Figura 12
- Si $K > K_{crítica}$, entonces el patrón de flujo es estratificado con “olas”, de lo contrario, es estratificado “liso”
- Parar

7. Test de olas por gravedad ⁽⁴⁾

- Determinar $(F_L)_{crítico}$ desde la Figura 12
- Si $F_L > (F_L)_{crítico}$ y $\theta < 0$, entonces el patrón de flujo es estratificado con “olas” de lo contrario el patrón de flujo es estratificado “liso”
- Parar

8. Suponer flujo anular:

- Determinar α_L con los parámetros de Lockhart-Martinelli, X e Y, y el gráfico de la Figura 13

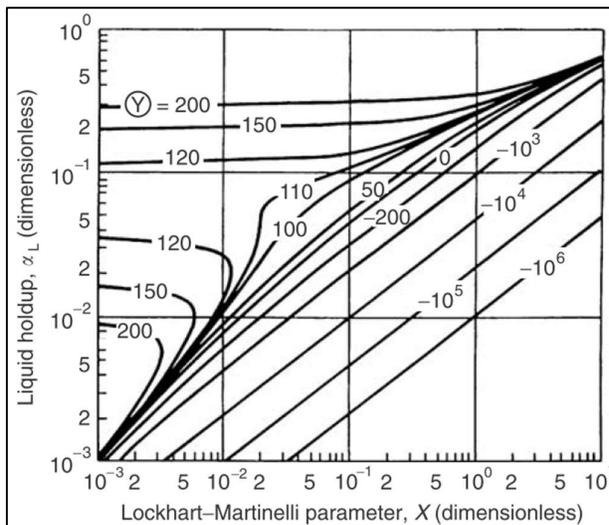


Figura 13 – Retención de líquido en flujo anular de dos fases (Pots [1985])

9. Test de puente de líquido, en cañerías, con valores mayores a $\alpha_L = 0,35$ ⁽⁵⁾

- Si $\alpha_L > 0,35$ ir al paso 11
- Si $\theta=90^\circ$ ir al paso 10
- El patrón de flujo es anular o anular disperso
- Parar

10. Test de transición hacia el flujo agitado ⁽⁶⁾

- Determinar el número de Froude crítico para el gas:

$$F_G^2 < \frac{75}{Eo_D^2} \left[\sqrt{\left(1 + \frac{(Eo_D/75)^2}{f_w}\right)} - 1 \right]$$

Donde f_w es el factor fricción contra la pared y su valor se encuentra entre

$$0,005 \text{ y } 0,008. \text{ Además, } Eo_D = D \sqrt{\frac{\Delta\rho g}{\sigma}}$$

- Si $F_G < F_{G,critico}$, ir al paso 11
- El patrón de flujo es anular o anular disperso
- Parar

11. Test para flujo de burbujas o intermitente ⁽⁷⁾

- Si $|\theta| < 10^\circ$ ir al paso 12
- Determinar α_G para flujo de burbujas dispersas utilizando las ecuaciones 24, 25 y 26
- Si $\alpha_G > 0,52$ el patrón de flujo es intermitente (slug)
- Si $\alpha_G < 0,25$ el patrón de flujo es de burbujas dispersas
- Si $0,25 < \alpha_G < 0,52$ se debe determinar el tamaño de las burbujas:

$$d_{máximo} = \left[0,725 + 4,15 \sqrt{\frac{U_{SG}}{U_m}} \right] \left(\frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{3/5} (2f_m u_m^3 / D)^{-2/5}$$

$$d_{deformación} = 2 \sqrt{\frac{0,4\sigma}{\Delta\rho g}}$$

$$d_{migración} = \frac{3}{8} \frac{\rho_L}{\Delta\rho} \frac{f_m U_m^2}{g \cos\theta}$$

Donde f_m es el factor de fricción de la mezcla, el cual se calcula con U_m

- Si $d_{max} < d_{def}$ y $d_{max} < d_{migr}$ el patrón de flujo es de burbujas dispersas, de lo contrario, es intermitente
- Parar

12. Test de fluctuaciones turbulentas frente a la flotabilidad

- Calcular $T = \sqrt{\frac{2f_{SL} F_L^2}{\cos\theta}}$
- Determinar $T_{critico}$ desde la Figura 12

- Si $T > T_{critico}$, el patrón de flujo es de burbujas, de lo contrario, es intermitente
- Parar

Para profundizar el entendimiento del algoritmo presentado, se recomienda la lectura de la referencia [9] que se encuentra en la bibliografía de este trabajo. De igual manera, a continuación, se comentan las referencias citadas durante el algoritmo para mayor claridad:

- (1) La inestabilidad de Kelvin-Helmholtz se refiere a dos capas de fluido que fluyen a diferentes velocidades una encima de la otra. En tanto, si se cumple la desigualdad del paso 4, significa que no puede asumirse flujo estratificado dado que el flujo es inestable.
- (2) En tuberías inclinadas hacia abajo, el nivel del líquido en el flujo estratificado es pequeño y la velocidad del líquido es elevada. En estas condiciones, las gotas se desprenden de la superficie de líquido (con olas) y llegan hasta la pared superior, provocando una transición al flujo no estratificado. Si la altura de la trayectoria, calculada con el paso 5, supera la distancia a la pared superior, entonces se produce la transición al flujo no estratificado.
- (3) Cuando la velocidad del gas es lo suficientemente alta, pero no demasiado para provocar una transición al flujo no estratificado, se formarán olas en la interfase. Mediante el paso 6, se determina si ocurre la transición del flujo estratificado “liso” al “ondulado”.
- (4) En tuberías inclinadas hacia abajo, cuando existe el flujo estratificado, pueden formarse ondas superficiales debido a la influencia de la gravedad, incluso en ausencia de flujo de gas. La desigualdad tratada en el paso 7 es una condición para determinar si aparecerán olas en el líquido. Notar que el F_L es el número de Froude para el líquido calculado en el paso 2.
- (5) Debido al flujo de líquido en toda la cañería (puenteo), las retenciones de líquido elevadas causan una transición de flujo anular a no anular. [Taitel y Dukler \(1986\)](#) sugieren tratar la interfaz como una onda sinusoidal, entonces, si la cresta de una onda sinusoidal alcanza la parte superior de la cañería antes de que la depresión llegue al fondo, se bloquea el paso de gas y se provoca el slug. Este razonamiento es evaluado para valores superiores $\alpha_L = 0,35$ (valor crítico de retención determinado por [Koninklijke Shell-Laboratorium](#)).
- (6) Lo que se determina en punto 10 es el criterio de transición del flujo anular al flujo agitación mediante el criterio de [Richter \(1981\)](#).
- (7) Se analiza la aparición del flujo de burbujas dispersas en cañerías inclinadas. Por encima de una retención de fase gaseosa mayor a 0,52 no puede existir el flujo de

burbujas, independientemente del nivel de turbulencia. Para comprobar si el flujo de burbujas es posible, el tamaño máximo de las burbujas en un campo de flujo turbulento ($d_{m\acute{a}x}$) tiene que ser menor que el tamaño crítico de las burbujas para la deformación (d_{def}) y también, menor que el tamaño de las burbujas que migran hacia la parte superior de la cañería (d_{migr}).

2.2.4.7 Algoritmo para calcular el gradiente de presión en función del patrón de flujo

En los siguientes pasos se resume el cálculo de la retención de líquido y el gradiente de presión para el flujo de burbujas dispersas, estratificado, anular y slug en cañerías.

1. Parámetros de entrada

- Diámetro de cañería D [m]
- Rugosidad relativa de la pared de la cañería k/D [adimensional]
- Inclinación de la cañería θ [rad]
- Densidad del líquido [kg/m^3]
- Densidad del gas [kg/m^3]
- Viscosidad del líquido [Pa s]
- Viscosidad del gas [Pa s]
- Tensión superficial σ [N/m]
- Velocidad superficial del líquido U_{SL} [m/s]
- Velocidad superficial del gas U_{SG} [m/s]
- Fracción de volumen de líquido λ_L [adimensional]

2. Flujo de burbujas dispersas

- Determinar la velocidad de ascenso de la burbuja con la ecuación 24
- Calcular la velocidad actual del gas con la ecuación 25
- Calcular la retención del gas con la ecuación 26
- Calcular la pérdida de carga por fricción con la ecuación 27
- Sustituir el punto anterior en la ecuación 8 para determinar el gradiente de presión total

3. Flujo estratificado

- Calcular los parámetros adimensionales X e Y con las ecuaciones 52 y 53
- Determinar la capa líquida adimensional, con las Figuras 11.a y 11.b
- Calcular el ángulo γ que abarca la capa de líquido con la ecuación 43
- Calcular la retención de líquido con la ecuación 38
- Determinar los perímetros P_L , P_i y P_G con las ecuaciones 40, 41 y 42
- Determinar los perímetros hidráulicos $D_L (= 4A_L/P_L)$ y $D_G (= 4A_G/(P_G + P_i))$
- Calcular la velocidad actual del gas y del líquido
- Determinar f_G y f_L , a partir de Re_G y Re_L , utilizando k/D_G y k/D_L a partir de las ecuaciones 6 y 7 o desde el gráfico de Moody (Figura 4)

- Calcular las tensiones de cizallamiento τ_{WG} y τ_{WL} , con las ecuaciones 32 y 33.
 - Sustituir los parámetros calculados anteriormente en la ecuación 8 para determinar el gradiente de presión total
4. Flujo anular
- Determinar los parámetros adimensionales X e Y mediante las ecuaciones 52 y 53
 - Determinar la retención de líquido, α_L , desde la Figura 11
 - Determinar el espesor adimensional de la película, h_L/D , mediante la ecuación 44
 - Calcular el perímetro P_L , mediante las ecuaciones 45, 46, 47
 - Calcular el diámetro hidráulico, $D_L = 4A_L/P_L$
 - Calcular la velocidad actual del gas y del líquido
 - Determinar f_G y f_L , a partir de Re_G y Re_L , utilizando k/D_G y k/D_L a partir de las ecuaciones 6 y 7 o desde el gráfico de Moody (Figura 4)
 - Sustituir los parámetros calculados anteriormente en la ecuación 8 para determinar el gradiente de presión total
5. Flujo slug
- Calcular el parámetro de distribución C_O mediante la ecuación 62
 - Determinar la velocidad de ascenso de la burbuja mediante la ecuación 63
 - Calcular el parámetro de desprendimiento C con la ecuación 61
 - Determinar la retención de líquido del cilindro de slug, α_{LS} , con las ecuaciones 66 y 67
 - Calcular la retención de líquido en la unidad de slug, α_L , con la ecuación 65
 - Determinar la relación de longitud entre el cilindro de slug y la unidad total de slug, l_u/l_s , mediante la ecuación 87
 - Determinar la retención media de líquido en la película con la ecuación 65
 - Calcular la velocidad actual del gas y del líquido, U_{Gf} y U_{Lf} , en la burbuja mediante las ecuaciones 86 y 87 respectivamente
 - Calcular perímetros y tensiones de cizallamiento en la región de la burbuja con un modelo de flujo anular o estratificado; en el caso de flujo estratificado utilizar la Figura 8 para determinar el ángulo γ
 - Calcular el término de pérdidas por fricción, $(dp/dx)_F$ con la ecuación 88
 - Calcular el gradiente de presión total con la ecuación 89

2.3 Tratado en Aspen Hysys

2.3.1 Introducción

Como se trató anteriormente, el flujo multifásico a través de tuberías se caracteriza por el régimen de flujo, la retención de líquidos y el gradiente de presión. La predicción precisa de estos atributos de flujo es necesaria para el diseño y mantenimiento de tuberías y líneas de flujo en la industria del petróleo y el gas. En el entorno de Aspen Hysys se proporciona una serie de correlaciones de flujo para modelar el flujo bifásico en cañerías. Debido a que no existen muchas recomendaciones sobre la aplicabilidad de las diferentes correlaciones para diferentes condiciones de flujo, es necesario que se realicen estudios necesarios para determinar la correlación adecuada para el sistema en cuestión.

El avance del flujo multifásico ha creado un enorme impacto económico al superar las limitaciones medioambientales en la industria de petróleo y el gas. Un ejemplo es un diseño de producción más avanzado que ha impedido que aparezca el flujo de slug en las líneas de flujo largas, que es un fenómeno no deseado ya que crea importantes fluctuaciones de presión.

En tanto, la determinación de la caída de presión causada por el flujo multifásico a través de la cañería es un componente importante a la hora de diseñar un sistema de producción o una red de captación de gas y de bruta. En consecuencia, se han desarrollado numerosas correlaciones para estimar la caída de presión y la retención de líquido en el flujo multifásico de las cañerías; pero ninguna de las correlaciones desarrolladas ha demostrado eficacia en todas las condiciones (ver [referencia \[17\] en bibliografía](#)) debido a que a menudo se desarrollan utilizando un conjunto específico de datos experimentales y, por lo tanto, la elección de la correlación a utilizar depende de las condiciones de la situación que se está tratando de modelar.

2.3.2 Modelización de flujo bifásico en cañerías

Cuando se produce un flujo bifásico a través de una tubería, las fases del fluido pueden disponerse espacialmente de forma diferente en función de diversos factores como la geometría e inclinación de la cañería y/o las propiedades del fluido. Estos diferentes regímenes de flujo (Figura 3), como se presentó en la [sección 2.1](#), hacen que el desarrollo y la resolución de las ecuaciones analíticas que describen el fenómeno sean difíciles de resolver. Debido a ello, en la práctica el fluido multifásico se trata como un fluido homogéneo y el gradiente de presión se evalúa como se presenta en la siguiente ecuación (forma acotada de la ecuación 8).

$$\frac{dp}{dx} = \rho_m g \sin\theta + \left(\frac{dp}{dx}\right)_f + \rho_m v \frac{dv}{dx} \quad 90$$

Dependiendo de la situación, cualquiera de los términos en la ecuación 90 puede dominar la caída de presión global a través de la cañería. Por ejemplo, en un pozo de petróleo vertical, mayor parte de la caída de presión es causada por el término gravitacional. Por el contrario, en un pozo de gas de elevado caudal, las contribuciones de la fricción y la aceleración tendrán un mayor peso.

Además, como puede verse en la ecuación 90, se requiere la densidad del fluido. Aunque la dependencia de la densidad del fluido se muestra explícitamente para los términos gravitacionales y de aceleración, también hay una dependencia implícita en el término de fricción. Por lo tanto, es importante tener una estimación precisa de la densidad del fluido. En el flujo multifásico, la densidad del fluido se basa en la retención de líquido en la cañería, que tiene en cuenta el hecho de que las diferentes fases de gas y líquido pueden moverse con distintas velocidades. En la práctica común es utilizar una correlación para estimar en la retención de líquido en el segmento de la cañería.

Por otro lado, como se presentó en la [sección 2.2.4](#), la identificación del patrón de flujo influye en la forma en que la que se determina la retención del líquido y la pérdida de presión por fricción. Cabe mencionar que, las correlaciones desarrolladas para la retención de líquidos y las pérdidas de presión por fricción pueden clasificarse como empíricas o mecanicistas.

Los métodos empíricos se basan únicamente en datos experimentales y suelen ser expresiones ajustadas utilizando número adimensionales como, por ejemplo, el número de Reynolds.

Los métodos mecanicistas tienen una base analítica, es decir, se basan en los balances de energía, materia y cantidad de movimiento. Sin embargo, a menudo hay relaciones de cierres o sub-modelos que se basan en resultados experimentales, por lo que hay que ser cauteloso a la hora de aplicar modelos mecanicistas cuando no han sido validados. Un posible problema con las formulaciones empíricas y mecanicistas que utilizan predicciones del régimen de flujo es que, si el modelo no es continuo a través de los límites del régimen de flujo, pueden surgir problemas de convergencia al utilizar métodos numéricos para resolver las características del flujo en las tuberías.

En la tabla 3 se resume las correlaciones disponibles en el segmento de cañerías de Aspen Hysys. La columna “Pipe Geometry Applicability” indica si cada correlación puede utilizarse eficazmente en una determina geometría.

Tabla 3 - Correlaciones de flujo disponible en Aspen Hysys.

CORRELACIÓN	GEOMETRÍA DE LA CAÑERÍA APLICABLE			CATEROGÍA
	Horizontal	Inclinada	Vertical	
Tulsa Unified Model	✓	✓	✓	Mecanicista
OLGAS	✓	✓	✓	Mecanicista
Beggs & Brill (1973)	✓	✓	✓	Empírica
Beggs & Brill (1979)	✓	✓	✓	Empírica
Gregory	✓			Empírica
HTFS	✓	✓	✓	Mecanicista
Aziz			✓	Empírica
Duns & Ros			✓	Empírica
Orkiszewski			✓	Empírica
Hagedorn & Brown			✓	Empírica
Poettmann & Carpenter			✓	Empírica
Baxendall & Thomas			✓	Empírica
Lockhart & Martinelli	✓			Empírica
Dukler	✓			Empírica

2.3.3 Correlación de flujo seleccionada – Modelo de TULSA

En vista de las correlaciones de flujo presentadas en la tabla 3, para las simulaciones de este trabajo, se utilizó el de la Universidad de TULSA (Oklahoma, EE. UU). Este modelo fue desarrollado para modelar el flujo multifásico a través de cañerías. Se desarrolló como un modelo mecanicista que se basa en la dinámica de slugs. Como

resultado, el flujo slug (véase [sección 2.2.4.3](#)) se representa en la parte central del mapa de flujo (Figura 14), el cual se encuentra rodeado por otros regímenes de flujo tales como el flujo estratificado y de burbujas.

En la versión bifásica del modelo, el cual es usado en este trabajo (modelo de Tulsa 2 fases), el fluido que fluye por la tubería se modela como una fase de gas separada y una fase líquida única. Si hay dos fases líquidas (por ejemplo, petróleo y agua), se combinan en una única fase mixta. En tanto la viscosidad de la fase mezclada se calcula usando el método seleccionado en la pestaña de Emulsiones de Hysys. En el caso del modelo unificado de Tulsa, que aparece en la tabla, se recomienda la viscosidad de emulsión de Brinkman. Por último, el modelo de Tulsa se ha desarrollado para que sea aplicable en ángulos de inclinación de cañería entre -90° y $+90^\circ$.

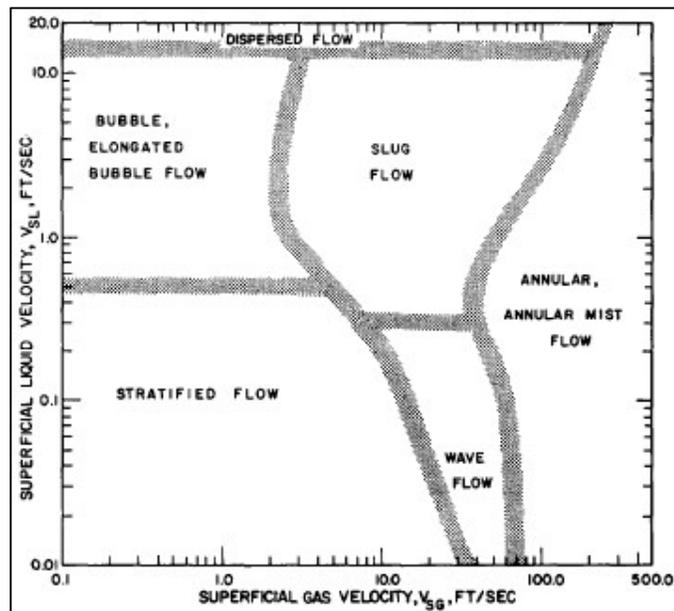


Figura 14 – Mapa de flujo de Mandhane, (1974).

CAPÍTULO III

3 Ubicación geográfica y descripción de las instalaciones

La ubicación geográfica de las instalaciones abarcadas en este trabajo, se encuentran en el yacimiento próximo a la ciudad de Añelo, la cual se encuentra a unos 95 km aproximadamente de la ciudad de Neuquén Capital.



Figura 15 – Ubicación geográfica de la ciudad Añelo.

3.1 Batería 1

La batería 1 del bloque de explotación tratada en este trabajo se encuentra en la parte sud-este del yacimiento. La puesta en marcha de la misma se previó para el mes de agosto del 2022.

Esta es una batería de alto GOR (gas-oil ratio) con una capacidad de procesamiento de bruta (oil y agua) de 3000 m³/d y 500 kSm³/d de gas, a la que aporta el PAD 10 a través de concentrador A, mientras que los PADs 20/30/40 lo hacen a través del concentrador B.

En este trabajo se realizará el análisis hidráulico considerando el aporte de las cuatro locaciones (PADs), mencionados anteriormente, hacia la batería 1 durante el periodo de agosto 2022-diciembre 2025.

Por otro lado, dentro de la batería se realizará la separación de gas y líquido, siendo el gas separado, comprimido y transferido a la red de gas con destino para continuar con el acondicionamiento del gas. Mientras que el líquido separado se almacena y se despacha mediante bombas reciprocantes hacia otra instalación de tratamiento. Estos procesos mencionados no fueron tratados en este trabajo.

La red de captación asociada a la batería 1, que se basará en el plan de producción en el periodo de agosto 2022-diciembre 2025, es ilustrada a través de la Figura 16.



Figura 16 – Ilustración de red de captación de batería 1.

Las instalaciones de superficie involucradas son las que se mencionan a continuación:

- Pozos: los que conforman los PADs 10, 20, 30 y 40.
- Concentradores: CONC A y CONC B
- Líneas de flujo y colectores:
 - 1 línea de flujo (6" u 8" / ANSI 300) desde PAD 10 hasta CONC A.
 - 1 línea de flujo (6" u 8" / ANSI 300) desde PAD 20 hasta CONC B.
 - 1 línea de flujo (6" u 8" / ANSI 300) desde PAD 30 hasta CONC B.
 - 1 línea de flujo (6" u 8" / ANSI 300) desde PAD 40 hasta CONC B.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde CONC A hasta BAT 1.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde CONC B hasta BAT 1.

3.2 Conexión de mitigación PAD 30 a EPT

La estación de producción temprana (EPT), se encuentra en la dirección centro-este del yacimiento.

En este caso, la EPT, cuenta con una capacidad de procesamiento de bruta de 3000 m³/d. Se estudiará la respuesta hidráulica de la cañería cuando aportan a EPT del PAD 50, a través del concentrador C, y el PAD 30 a través del concentrador B. Se aclara que, para la conexión desde los CONC B y C hasta EPT, se utiliza la traza de cañerías que tienen paso previo por las baterías 1 y 2, pero sin que la mezcla multifásica ingrese a las instalaciones mencionadas anteriormente.

La red de captación asociada a EPT se ilustra en la Figura 17, la cual se basa en el período noviembre 2021-agosto 2022.



Figura 17 – Ilustración de la red de captación de EPT.

Las instalaciones de superficie involucradas son las que se mencionan a continuación:

- Pozos: los que conforman los PADs 30 y 50
- Concentradores: CONC B y C
- Líneas de flujo y colectores:
 - 1 línea de flujo (6" / ANSI 300) desde el PAD 30 hasta CONC B.
 - 1 línea de flujo (6" / ANSI 300) desde el PAD 50 hasta CONC C.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde el CONC B hasta BAT 1.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde el CONC C hasta BAT 1.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde BAT 1 hasta BAT 2.
 - 1 colector de flujo (8" / ANSI 300) desde BAT 2 hasta EPT.

CAPÍTULO IV

4 Niveles de producción e información del fluido

En este capítulo, se presenta la información referida al nivel de producción por PAD que aporta a batería 1, y de manera análoga, para el caso de mitigación hacia EPT. A partir de los pronósticos de producción, se determinó aquellos escenarios que prestarán mayor exigencia hidráulica tanto para la red de captación de la batería 1, como para el caso de mitigación hacia EPT.

Por último, se presenta la información cromatográfica que fue utilizada como patrón para caracterizar la mezcla multifásica compuesta por gas y bruta.

4.1 Niveles de producción

4.1.1 Batería 1: niveles de producción por PAD y determinación de escenarios

A partir de la información de los niveles de producción (otorgados por la empresa cliente), se buscó aquellos meses en los cuales podría excederse la capacidad de procesamiento de la batería 1, en el período de estudio (agosto 2022-diciembre 2025). Por otro lado, se visualiza la puesta en marcha (PEM) de la batería para agosto 2022.

En la Figura 18 se representa el nivel de procesamiento de la batería 1 versus el nivel de producción de bruta, que se prevé en la instalación. En tanto, en la Figura 19 se representa la misma información, pero para el gas.

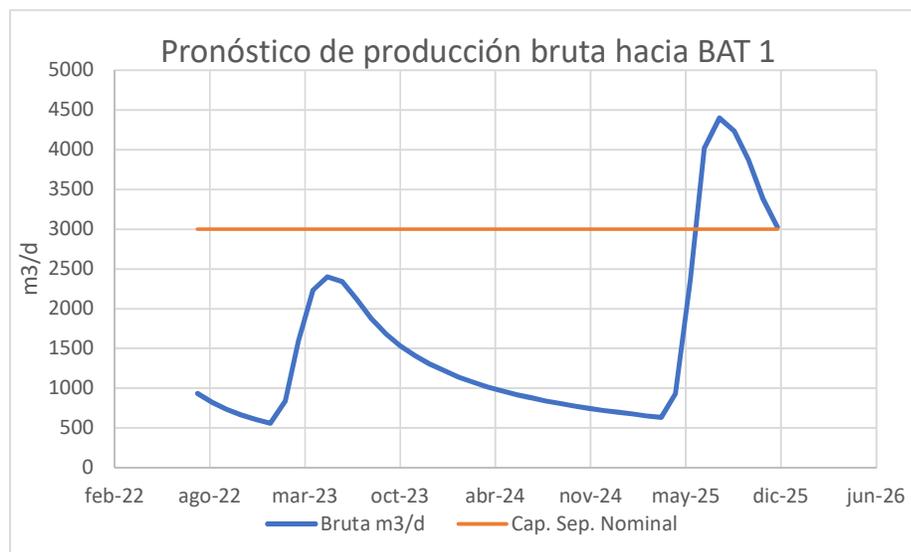


Figura 18 – Pronóstico de producción de bruta asociado a BAT 1 en ago-22/dic-25.

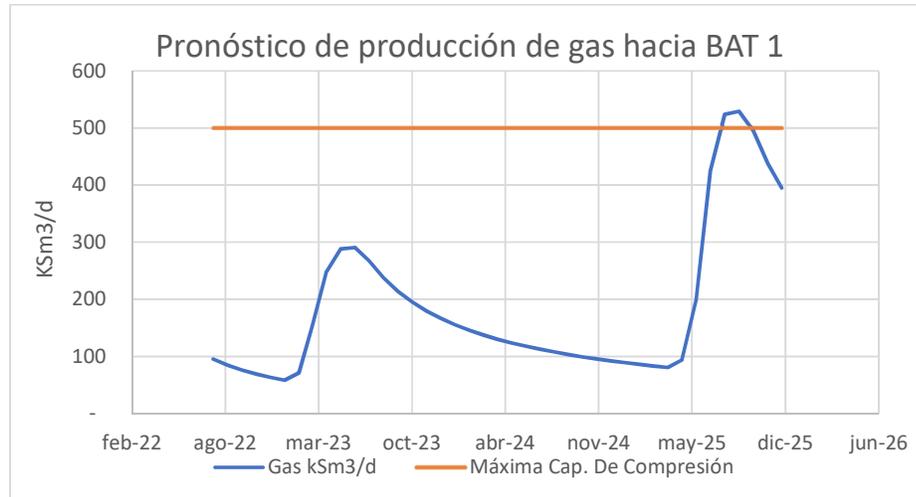


Figura 19 – Pronóstico de producción de gas asociado a BAT 1 en ago-22/dic-25.

En base a los niveles de producción pronosticados, para el periodo de estudio de BAT 1 desde su PEM, el petróleo y el agua presentan el comportamiento indicado en la Figura 20. Mientras que el corte de agua⁵, presenta un nivel mínimo aproximadamente del 2% en el mes de abril 2025, para luego ascender hasta su máximo valor de 38% para el mes junio 2025.

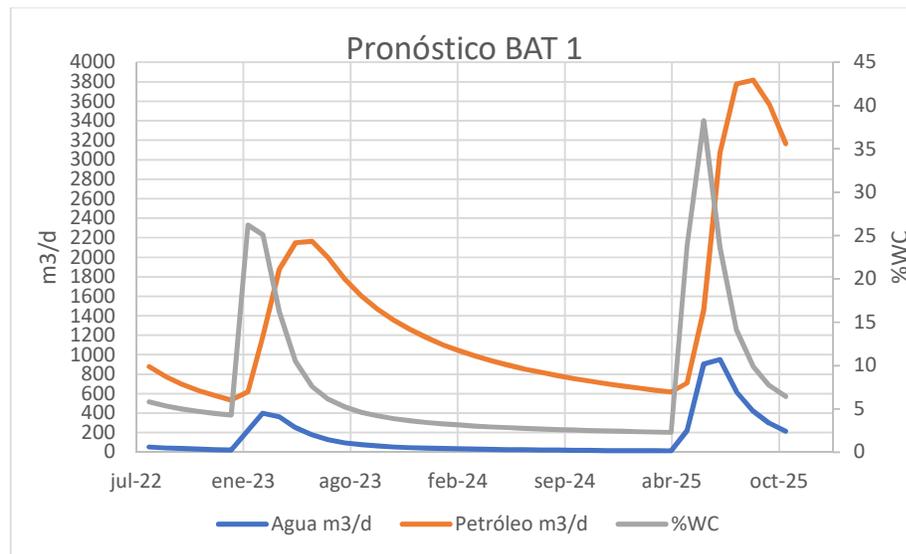


Figura 20 – Comportamiento de producción de petróleo y agua en el periodo ago-22/dic-25.

Desde la Figura 16 se observó que, en el mes de julio 2025 hasta la finalización del pronóstico, se producirá un exceso en la capacidad de procesamiento de bruta de la batería 1. Debido a esto, en la [sección 7.1.5](#) se comentan soluciones posibles para este caso.

⁵ Relación de agua producida comparada con el volumen total de líquidos producido.

A continuación, en las Figuras 21, 22, 23 y 24 se representan los niveles de producción que fueron pronosticados por PAD.

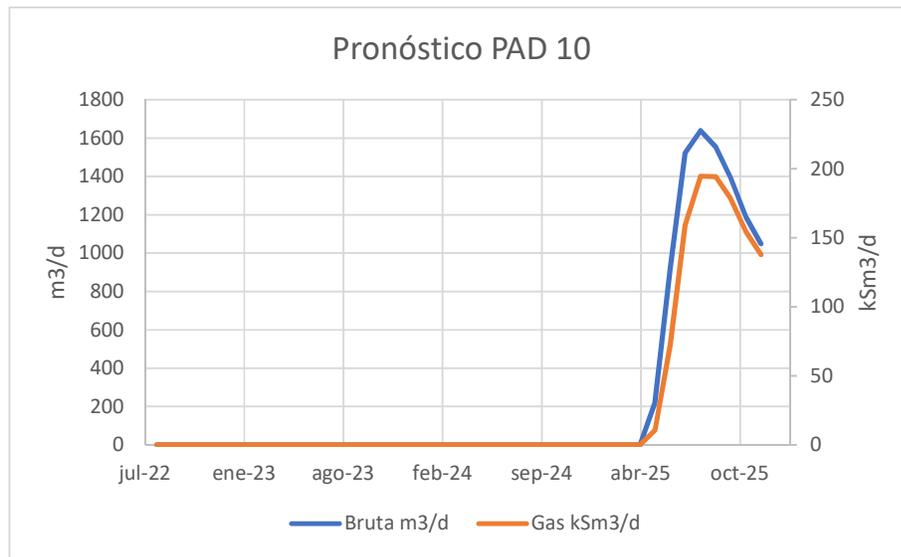


Figura 21 – Pronóstico de producción de PAD 10 en ago-22/dic-25.

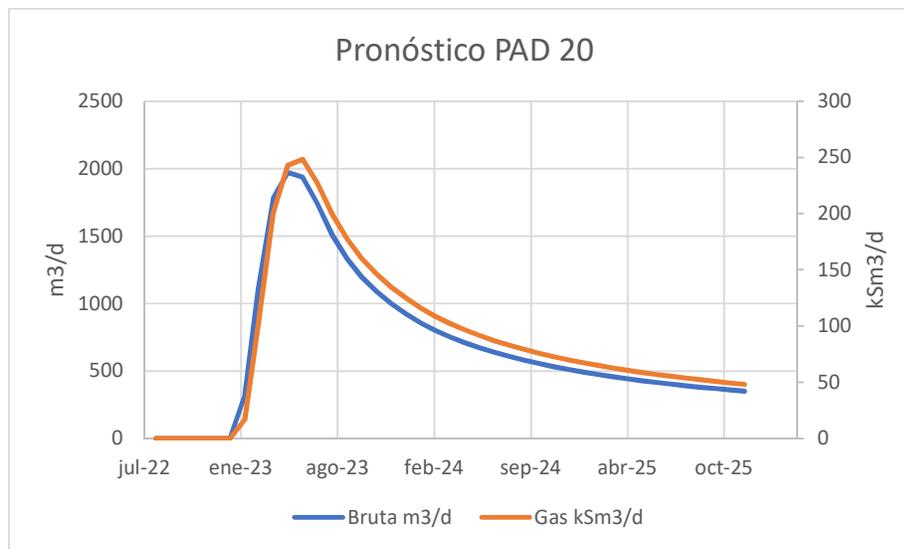


Figura 22 – Pronóstico de producción de PAD 20 en ago-22/dic-25.

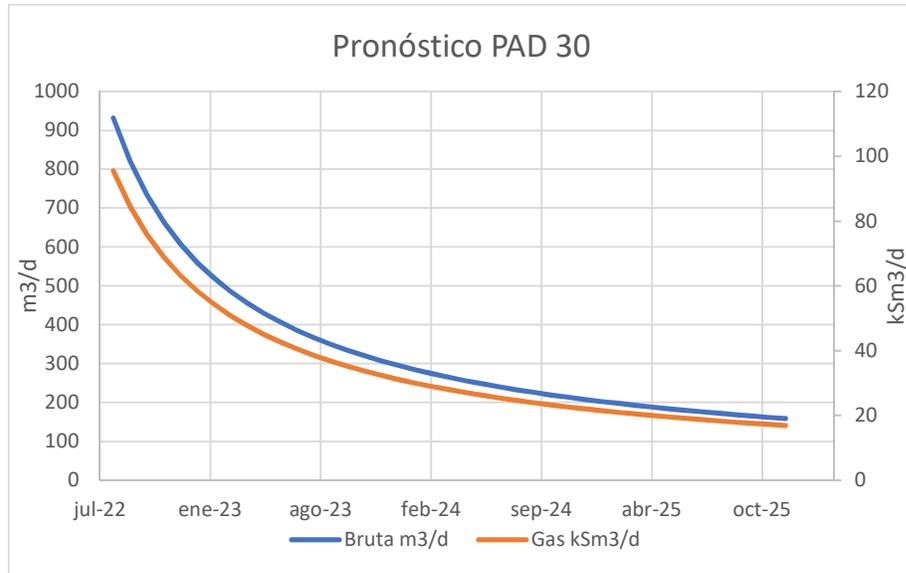


Figura 23 – Pronóstico de producción de PAD 30 en ago-22/dic-25.

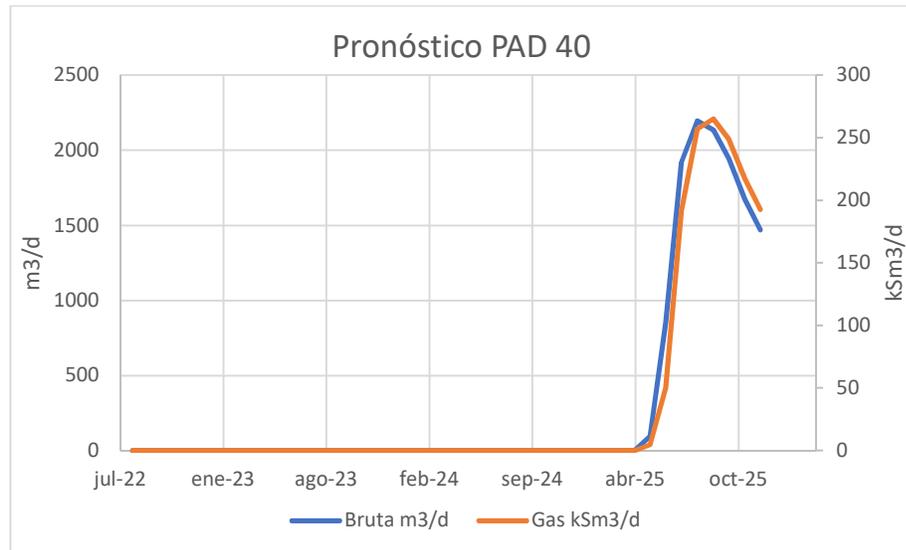


Figura 24 – Pronóstico de producción de PAD 40 en ago-22/dic-25.

En base a las Figuras anteriores, se determinaron los meses en los cuales los PADs aportan su máximo caudal hacia batería 1, en conjunto con el mes de máximo aporte hacia batería. Los meses encontrados fueron adoptados como los distintos escenarios de exigencia hidráulica de la red de captación de BAT 1. En tabla 4 se representan estos escenarios, y posteriormente se menciona una breve descripción de cada escenario⁶.

⁶ Los escenarios se basan en el periodo en el cual se pronostica el mayor aporte de gas desde de los PADs.

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Tabla 4 - Escenarios de máxima producción por PAD en el periodo de estudio.

ESCENARIO	PAD	GAS PROD. (kSm3/d)	OIL (m3/d)	AGUA (m3/d)	BRUTA (m3/d)	%WC	GOR
1 (MÁX PAD 30) AGOSTO 2022	PAD 10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	PAD 20	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	PAD 30	95,5	877,9	54,1	932,0	5,8	108,8
	PAD 40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	TOTAL	95,5	877,9	54,1	932,0	5,8	108,8
2 (MÁX PAD 20) JUNIO 2023	PAD 10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	PAD 20	248,3	1773,1	163,5	1936,6	8,4	140,0
	PAD 30	42,6	390,7	14,8	405,5	3,7	109,0
	PAD 40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
	TOTAL	290,8	2163,8	178,4	2342,2	12,1	134,4
3 (MÁX PAD 10) AGOSTO 2025	PAD 10	169,3	1390,4	249,1	1639,5	15,2	121,7
	PAD 20	46,7	383,7	7,9	391,6	2,0	121,7
	PAD 30	18,3	167,9	4,3	172,2	2,5	109,0
	PAD 40	223,5	1835,5	360,3	2195,8	16,4	121,7
	TOTAL	457,7	3777,5	621,5	4399,1	36,1	121,2
4 (MÁX PAD 40) SEPTIEMBRE 2025	PAD 10	194,2	1390,4	167,9	1558,3	10,8	139,7
	PAD 20	52,2	383,7	7,6	391,3	1,9	136,0
	PAD 30	17,9	167,9	4,2	172,1	2,4	106,7
	PAD 40	265,1	1835,5	240,8	2076,2	11,6	144,4
	TOTAL	529,3	3777,5	420,4	4197,9	26,7	140,1
5 (MÁX BAT-1) AGOSTO 2025	PAD 10	169,3	1390,4	249,1	1639,5	15,2	121,7
	PAD 20	46,7	383,7	7,9	391,6	2,0	121,7
	PAD 30	18,3	167,9	4,3	172,2	2,5	109,0
	PAD 40	223,5	1835,5	360,3	2195,8	16,4	121,7
	TOTAL	457,7	3777,5	621,5	4399,1	36,1	121,2

- Escenario 1: los niveles de producción corresponden al mes de agosto 2022, y en este periodo, se pronostica el mayor aporte de gas desde el PAD 30.
- Escenario 2: los niveles de producción corresponden al mes de junio 2023, y en este periodo, se pronostica el mayor aporte de gas desde el PAD 20.
- Escenario 3: los niveles de producción corresponden al mes de agosto 2025, y en este periodo, se pronostica el mayor aporte de gas desde el PAD 10.
- Escenario 4: los niveles de producción corresponden al mes de septiembre 2025, y en este periodo, se pronostica el mayor aporte de gas desde el PAD 40.
- Escenario 5⁷: los niveles de producción corresponden al mes de agosto 2025, y en este periodo, se pronostica el mayor aporte de bruta que desembocará en batería 1.

⁷ En este escenario se considera el mayor aporte de bruta debido a que el exceso en la capacidad de procesamiento es mayor respecto al gas.

4.1.2 Mitigación de PAD 30 hacia EPT: niveles de producción por PAD y determinación de escenario

A partir de la información suministrada (por la empresa cliente) respecto a los niveles de producción, las Figuras 25 y 26 representan la proyección de producción de bruta y gas que desembocará a EPT en el periodo de análisis, que comprenderá los meses desde noviembre 2021 hasta agosto 2022. El aporte hacia la estación de producción temprana estará dado por los PADs 30 (mitigación) y 50. Además, se proyecta que la PEM (puesta en marcha) del PAD 30 será en noviembre 2021.

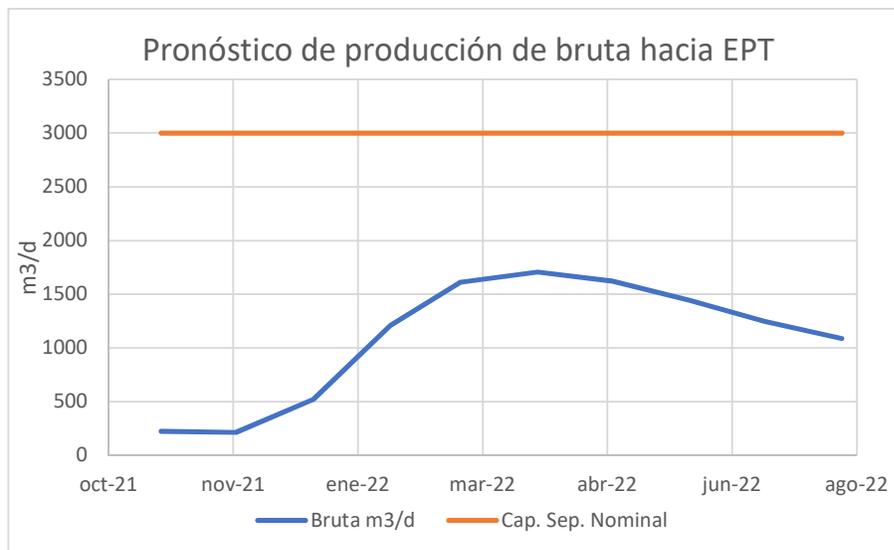


Figura 25 – Pronóstico de producción de bruta para EPT en nov-21/ago-22.

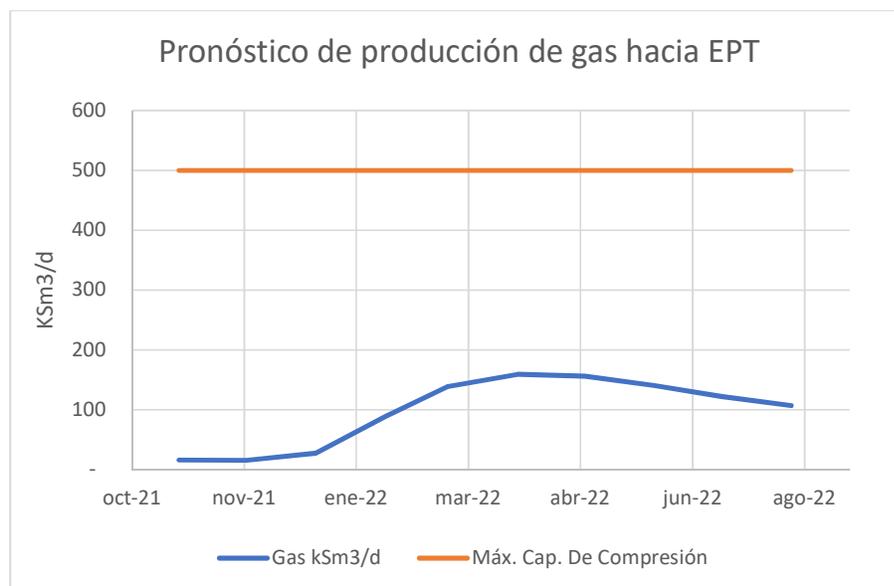


Figura 26 – Pronóstico de producción de gas para EPT en nov-21/ago-22.

En base a los niveles de producción estimados para el periodo de análisis para la red de captación de gas y de bruta hacia EPT, en la Figura 27 se representa el

comportamiento del petróleo, el agua y el porcentaje de corte de agua. En este gráfico sólo se tiene en cuenta el aporte de los PADs 30 y 50. Se observa que, el corte de agua presentará un pico máximo de 29% para enero 2022, para luego descender hasta valores cercanos al 5% en julio 2022.

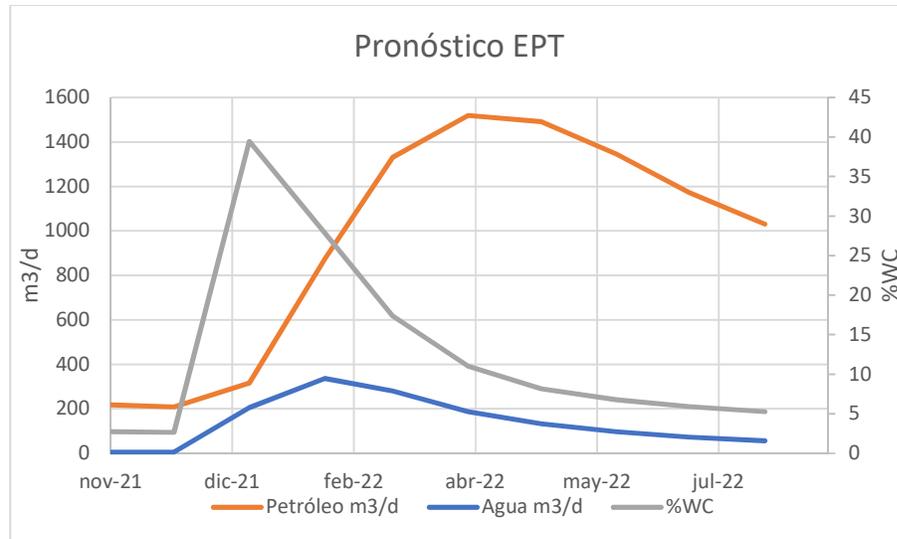


Figura 27 – Comportamiento de producción de petróleo y agua en el periodo nov-21/ago-25.

En base a la información presentada en las Figuras 25 y 26, se observó que no se presentarán problemas por sobrecapacidad de procesamiento de bruta y gas en la estación de producción temprana.

A continuación, se presentan los perfiles de producción en el periodo de análisis, para los PADs 30 y 50.

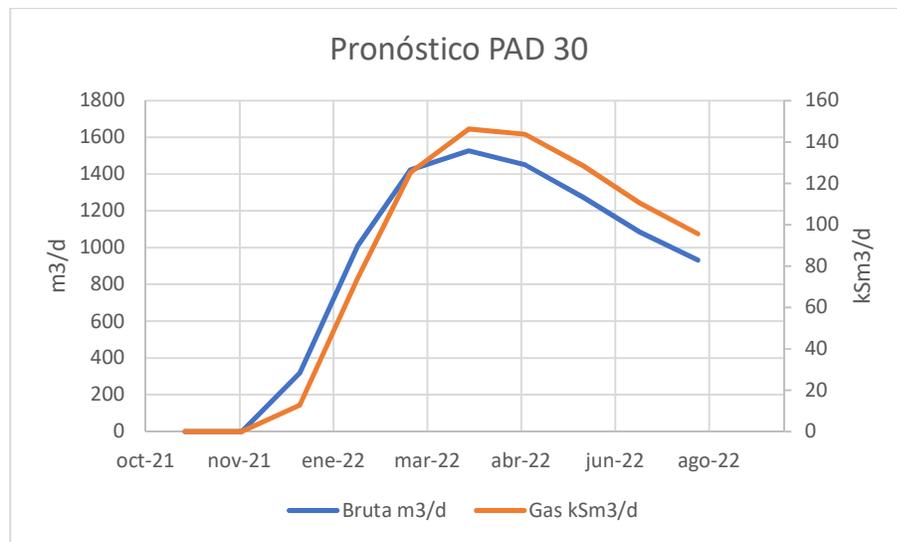


Figura 28 – Pronóstico de producción de PAD 30 en nov-21/ago.22.

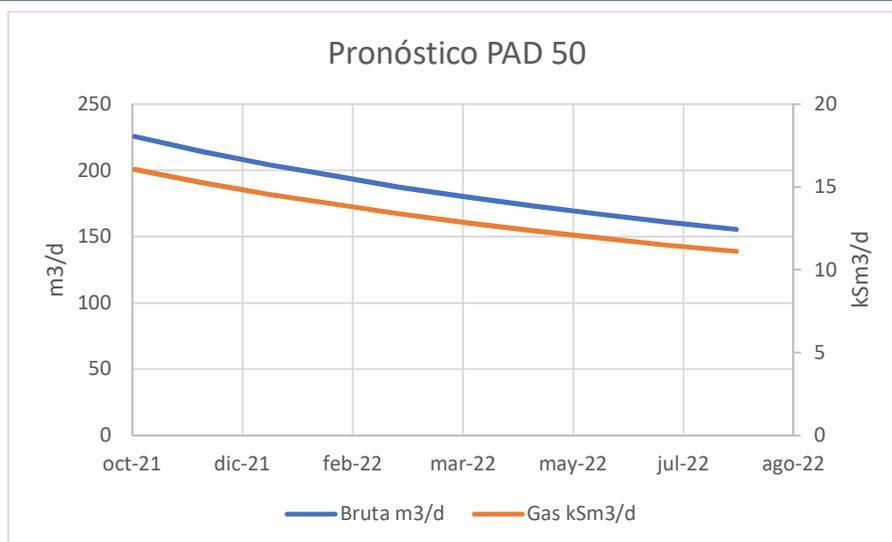


Figura 29 – Pronóstico de producción de PAD 50 en nov-21/ago-22.

En base a las Figuras 25 y 26, se determinó que el mes de mayor aporte desde el PAD 30 hacia la EPT corresponde con el máximo aporte hacia la estación de producción temprana. En la tabla 5 se presentan los valores de los caudales por PAD que circularán por la red de captación, y posterior a la tabla, una breve descripción del escenario.

Tabla 5 - Escenario de máximo aporte del PAD 30 hacia EPT en nov-21/ago-22.

ESCENARIO	PAD	GAS. PROD. (kSm3/d)	OIL (m3/d)	AGUA (m3/d)	BRUTA (m3/d)	%WC	GOR
1 (MÁX PAD 30 y MÁX EPT) ABRIL 2022	PAD 30	146,3	1343,0	183,4	1526,5	12,0	108,9
	PAD 50	12,8	175,7	4,2	179,9	2,4	73,0
	TOTAL	159,1	1518,7	187,7	1706,4	11,0	104,8

- Escenario 1: los caudales presentados en tabla 5 corresponden, por pronóstico de producción, al mes de abril 2022. En este mes se observó el mayor aporte de caudal de gas desde el PAD 30 y coincide con el mayor caudal de gas que recibirá la EPT.

4.2 Propiedades del fluido

4.2.1 Batería 1

El estudio cromatográfico informado, el cual está asociado a un pozo de referencia dentro del yacimiento, se utilizó como patrón para caracterizar los fluidos de líquido y gas que llegarán a batería 1 desde los PADs que componen la red de captación. En la tabla 6 se presentan los componentes del fluido con el porcentaje molar, la densidad y el peso molecular.

Tabla 6 - Cromatografía asociada a los fluidos de batería 1.

COMPONENTES		% Molar	Densidad (g/cm ³)	Peso molecular
Nombre	Símbolo			
Nitrógeno	N ₂	0,52	0,804	28,01
Dióxido de carbono	CO ₂	0,10	0,809	44,01
Sulfuro de hidrógeno	SH ₂	0,00	-	-
Metano	C ₁	30,70	0,309	16,04
Etano	C ₂	8,56	0,457	33,07
Propano	C ₃	6,50	0,508	44,09
i-Butano	iC ₄	1,04	0,563	58,12
n-Butano	nC ₄	3,65	0,584	58,12
i-Pentano	iC ₅	1,35	0,625	72,15
n-Pentano	nC ₅	2,21	0,631	72,15
Hexanos	C ₆	2,96	0,697	84
Heptanos	C ₇	4,74	0,734	96
Octanos	C ₈	4,29	0,758	107
Nonanos	C ₉	2,96	0,777	121
Decanos	C ₁₀	3,21	0,791	134
Undecanos	C ₁₁	2,72	0,802	147
Dodecanos	C ₁₂	2,14	0,813	161
Tridecanos	C ₁₃	2,20	0,825	175
Tetradecanos	C ₁₄	1,96	0,836	190
Pentadecanos	C ₁₅	1,68	0,846	206
Hexadecanos	C ₁₆	1,35	0,853	222
Heptadecanos	C ₁₇	1,26	0,861	237
Octadecanos	C ₁₈	1,16	0,866	251
Nonadecanos	C ₁₉	1,07	0,871	263
Eicosanos Superiores	C ₂₀₊	11,65	0,922	428
Total		100,00	-	-

Dada la composición presentada en la tabla 6, se clasifica como crudo dulce dado que no hay presente sulfuros en su composición (clasificación determinada siguiendo el [capítulo 2 de Manning Vol. 2](#)).

4.2.2 Caso de mitigación hacia EPT

El estudio cromatográfico informado, el cual está asociado a un pozo de referencia dentro del yacimiento, se utilizó como patrón para caracterizar los fluidos de líquido y gas que llegarán a la estación de producción temprana desde los PADs. En la tabla 7 se presentan los componentes del fluido con el porcentaje molar, la densidad y el peso molecular.

Tabla 7 - Cromatografía asociada al caso de mitigación a EPT.

COMPONENTES		% Molar	Densidad (g/cm ³)	Peso molecular
Nombre	Símbolo			
Nitrógeno	N ₂	0,00	-	-
Dióxido de carbono	CO ₂	0,12	0,803	44,01
Sulfuro de hidrógeno	SH ₂	0,00	-	-
Metano	C ₁	10,44	0,3	16,04
Etano	C ₂	7,59	0,45	30,07
Propano	C ₃	7,70	0,507	44,09
i-Butano	iC ₄	1,40	0,563	58,12
n-Butano	nC ₄	4,85	0,584	58,12
i-Pentano	iC ₅	1,98	0,624	72,15
n-Pentano	nC ₅	3,50	0,631	72,15
Hexanos	C ₆	3,42	0,69	84,00
Heptanos	C ₇	11,70	0,743	102,00
Octanos	C ₈	6,06	0,765	113,70
Nonanos	C ₉	6,60	0,785	128,57
Decanos	C ₁₀	5,10	0,799	142,39
Undecanos	C ₁₁	3,67	0,81	156,20
Dodecanos	C ₁₂	3,13	0,822	171,08
Tridecanos	C ₁₃	2,86	0,833	185,95
Tetradecanos	C ₁₄	2,41	0,844	201,89
Pentadecanos	C ₁₅	2,21	0,854	218,89
Hexadecanos	C ₁₆	1,78	0,862	235,90
Heptadecanos	C ₁₇	1,59	0,87	251,83
Octadecanos	C ₁₈	1,38	0,875	266,71
Nonadecanos	C ₁₉	1,30	0,88	279,46
Eicosanos Superiores	C ₂₀₊	9,21	0,904	344,28
Total		100,00	-	-

Dada la composición presentada en la tabla 7, se clasifica como crudo dulce dado que no hay presente sulfuros en su composición (clasificación determina siguiendo el [capítulo 2 de Manning Vol. 2](#)).

4.3 Consideraciones y criterios para la evaluación

4.3.1 Consideraciones para batería 1

En este apartado se presentan las distintas consideraciones adoptadas para la evaluación de la red de captación que se realizó mediante el uso de Aspen Hysys V10. Las consideraciones son:

- Solo se consideraron en el estudio los hitos de máximos aporte por PAD, en el periodo de agosto 2022-diciembre 2025. Los PADs que aportarán a la red de captación de batería 1 serán: PAD 10, 20,30 y 40.
- La presión en el manifold⁸ de entrada a batería se estima en 3,5 kg/cm²g.
- La data composicional usada para representar el flujo de líquido y gas (mezcla multifásica de hidrocarburos) aportado desde cada PAD productor fue suministrada a través de cromatografías referenciadas a pozos tipos ([sección 4.2.1](#))
- Los datos de longitud y altimetría para los diferentes tramos de cañerías que conforman la red de captación asociada a BAT 1 fueron suministradas por la empresa cliente.
- Para el análisis inicial de la red, se considera que no existen desarenadores⁹ instalados en predios de la red de captación. Estos equipos serán propuestos como solución en aquellos casos del análisis en que las cañerías no verifiquen hidráulicamente por problemas de velocidad erosional.

4.3.2 Consideraciones para mitigación del PAD 30 hacia EPT

- Solo se consideraron en el estudio los hitos de máximos aporte por el PAD 30, en el periodo de noviembre 2021-agosto 2022. Los PADs que aportarán a la red de captación de batería 1 serán: PAD 10, 20,30 y 40.
- La presión en el manifold de entrada a EPT se estima en 3,5 kg/cm²g.
- La data composicional usada para representar el flujo de líquido y gas (mezcla multifásica de hidrocarburos) aportado desde cada PAD productor fue suministrada a través de cromatografías referenciadas a pozos tipos ([sección 4.2.2](#)).
- Los datos de longitud y altimetría para los diferentes tramos de cañerías que conforman la red de captación asociada a EPT fueron suministradas por la empresa cliente.
- Para el análisis inicial de la red, se considera que no existen desarenadores instalados en predios de la red de captación. Estos equipos serán propuestos como solución en aquellos casos del análisis en que las cañerías no verifiquen hidráulicamente por problemas de velocidad erosional.

⁸ El manifold es una disposición de tuberías y/o válvulas diseñadas para controlar, distribuir y normalmente supervisar el flujo de fluidos.

⁹ Es un dispositivo hidrociclónico que remueve los sólidos del fluido que circule a través de él.

4.3.3 Criterios de evaluación

4.3.3.1 Velocidad erosional

Para realizar la verificación hidráulica se utilizó el criterio de la velocidad erosional recomendado por la [API RP 14E](#), la cual es expresada por la ecuación:

$$V_{eros} = \frac{C}{\sqrt{\rho_m}} \quad 91$$

Donde:

V_{eros} : velocidad erosional, m/s [pie/s]

ρ_m : densidad de mezcla a condiciones de flujo, kg/m³ [lb/pie³]

C : constante empírica erosional

La API RP 14E es una norma de prácticas recomendadas (Recommended Practice), y no es un estándar. La ecuación 91, que difícilmente representa la multitud de parámetros de erosión, es ampliamente aceptada por su simplicidad. Si se desea hacer un cálculo más riguroso de erosión se puede realizar, de la mano de especialistas con un software especializado.

En este trabajo, se asumen valores de $C=100$, en unidades inglesas (122 en SI), para condición de servicio continuo con presencia de arena. Este valor de constante C es equivalente a interpretar que no existen desarenadores instalados en salida de PADs. Por otro lado, si se utiliza el valor de $C=150$ en unidades inglesas (152 en SI), se interpreta que existen instalados desarenadores en la salida de PADs.

4.3.3.2 Presión en salida de PADs

Para determinar si las cañerías verifican por el criterio de presión, se adopta que, para valores superiores a 20 kg/cm²g se deberá emitir una alarma con el fin de asegurar la integridad de la cañería. Y si el valor es superior a los 25 kg/cm²g se considerará que la cañería no verifica.

CAPÍTULO V

5 Traza de cañerías

En este apartado se presentará la traza de cañerías tanto para la red de captación asociada a la batería 1, como así también para el caso de mitigación del PAD 30 hacia EPT. Se aclara que esta información fue proporcionada para este trabajo.

5.1 Batería 1

A continuación, se resume la altimetría de cada uno de los ductos que integrarán el sistema de captación de la batería 1 en el periodo de estudio. Los ductos fueron modelados considerando una temperatura del terreno de 10°C y una conductividad de suelo correspondiente a arcilla húmeda (ver [sección 6.4](#)). En la Figura 30 se esquematiza la red de captación referida.

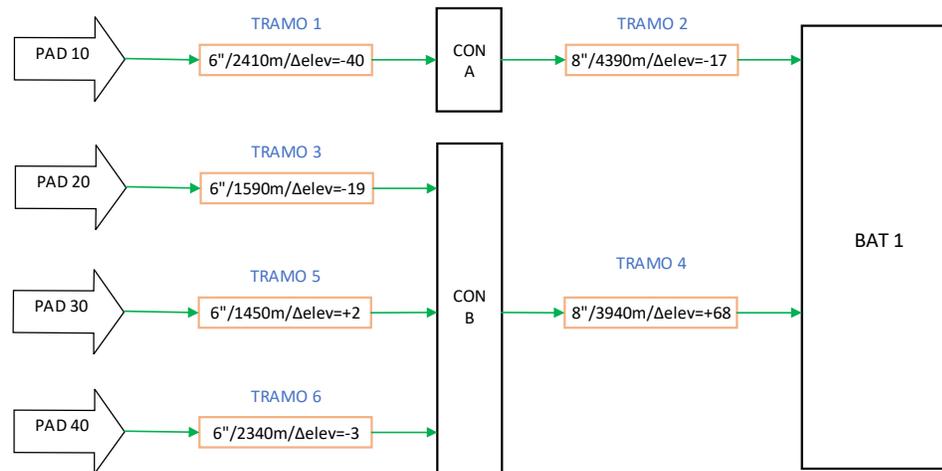


Figura 30 – Esquema de la red de captación propuesta para BAT 1.

Los detalles de dimensiones, longitudes y elevaciones de las cañerías son resumidos en la tabla 8.

Tabla 8 - Dimensiones y data de altimetría de cañerías para red de captación de BAT 1.

RED DE CAPTACIÓN			DN	DIÁM. EXT	DIÁM. INT	SCHD	LONG.	ELEVACIÓN m.s.n.m		DESNIVEL
TRAMO	DESDE	HASTA	in	mm	mm	-	m	In (m)	Out (m)	m.s.n.m
1	PAD 10	CONC A	6	168,3	155,6	20	2410	498	458	-40
2	CONC A	BAT 1	8	219,1	205,02	30	4390	458	441	-17
3	PAD 20	CONC B	6	168,3	155,6	20	1590	393	374	-19
4	CONC B	BAT 1	8	219,1	205,02	30	3940	374	442	68
5	PAD 30	CONC B	6	168,3	155,6	20	1450	372	374	-2
6	PAD 40	CONC B	6	168,3	155,6	20	2340	377	374	-3

5.1.1 Perfiles altimétricos – batería 1

A continuación, se muestran los perfiles altimétricos para las distintas cañerías que conformarán la red de captación de batería 1 en el periodo de estudio.

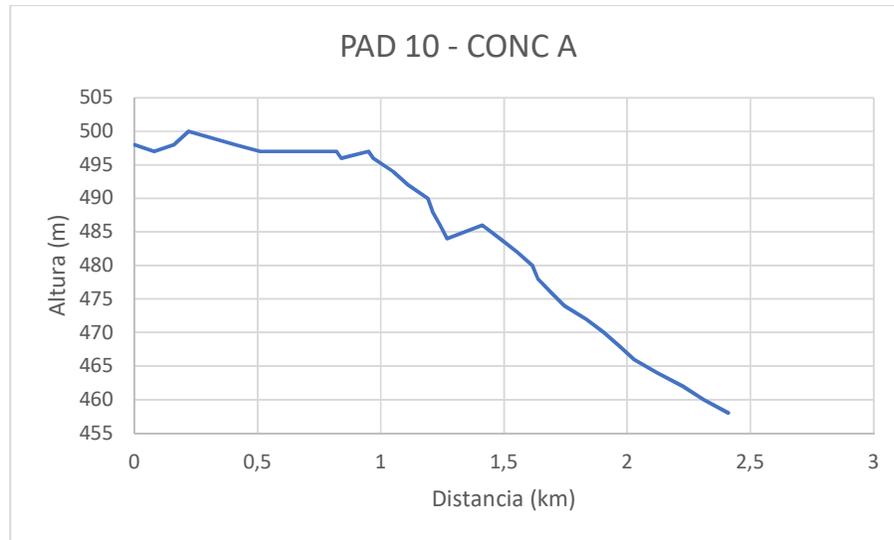


Figura 31 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde PAD 10 a CONC A.

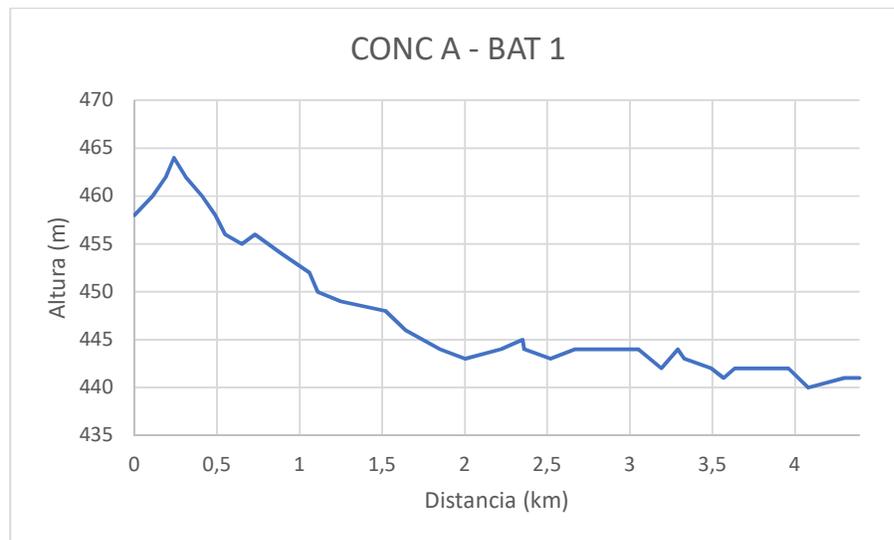


Figura 32 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde CONC A a BAT 1.

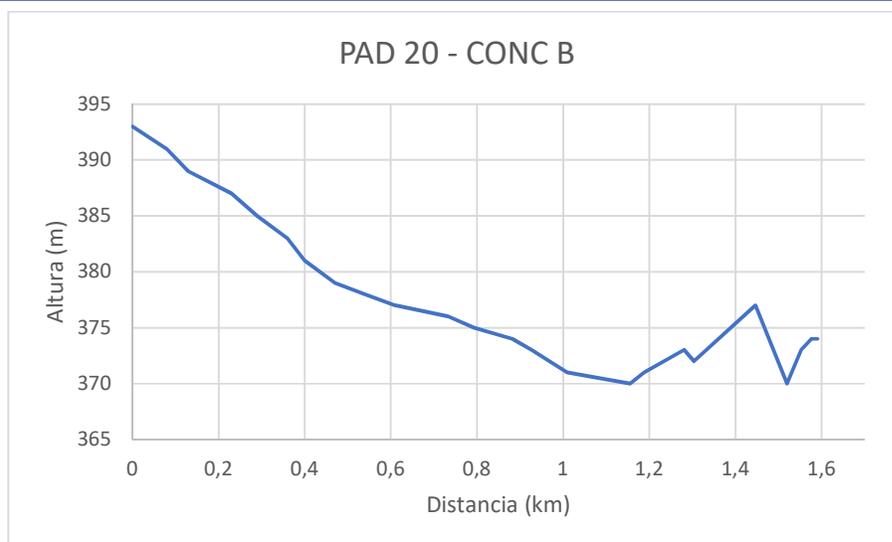


Figura 33 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde PAD 20 a CONC B.

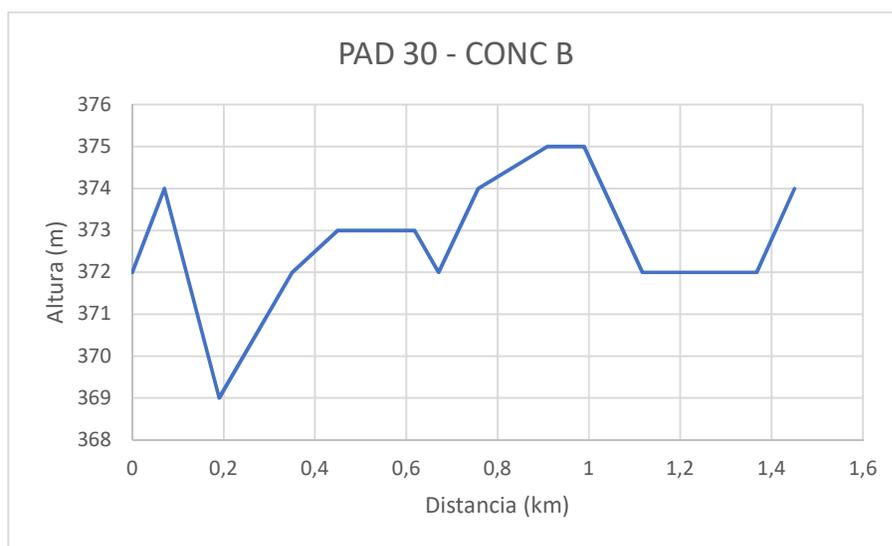


Figura 34 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde PAD 30 a CONC B.

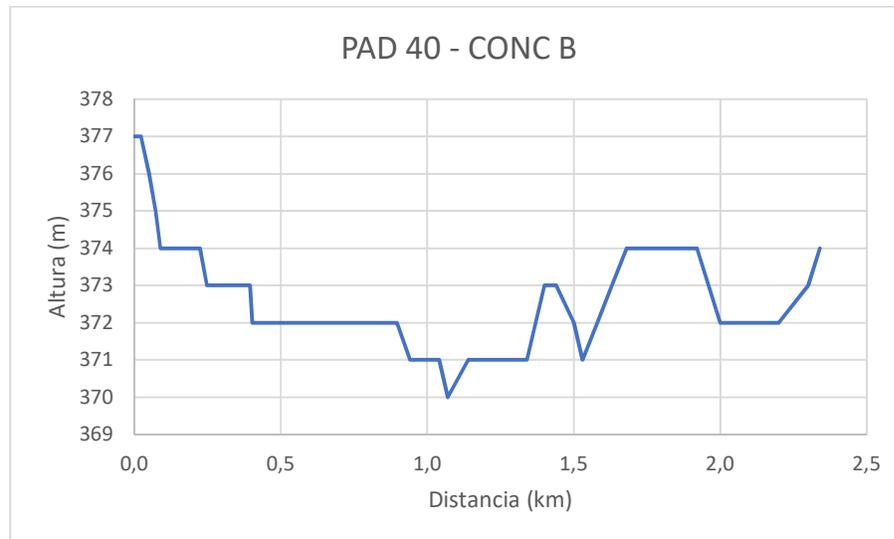


Figura 35 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde PAD 40 a CONC B.

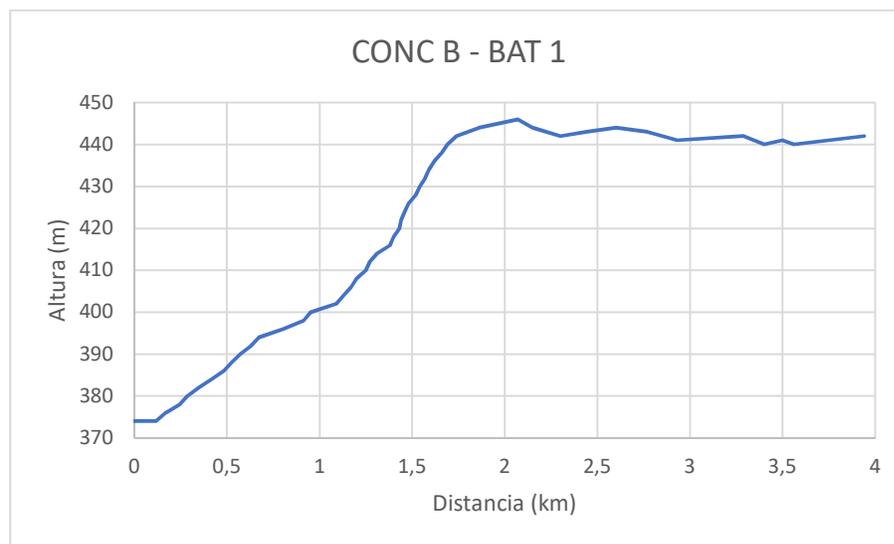


Figura 36 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde CONC B a BAT 1.

5.2 Conexión de mitigación PAD 30 hacia EPT

A continuación, se resume la altimetría de cada uno de los ductos que integrarán el sistema de captación en el caso de mitigación del PAD 30 hacia EPT en el periodo de estudio. Los ductos fueron modelados considerando una temperatura del terreno de 10°C y una conductividad de suelo correspondiente a arcilla húmeda (ver [sección 6.4](#)). En la Figura 37 se esquematiza la red de captación referida.

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO NEUQUINO

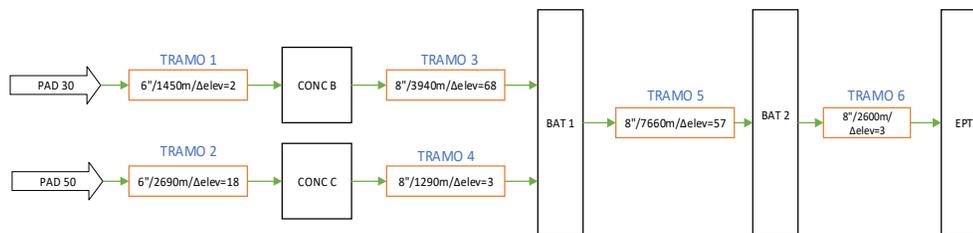


Figura 37 – Esquema de la red de captación en el caso de mitigación.

Los detalles de dimensiones, longitudes y elevaciones de las cañerías son resumidos en la tabla 9.

Tabla 9 - Dimensiones y data de altimetría de cañerías para caso de mitigación.

RED DE CAPTACIÓN			DN	SCHD	Diám. Externo	Diám. Interno	Long.	Elevación m.s.n.m		Desnivel
Tramo	Desde	Hasta	in	-	mm	mm	m	In	Out	m
1	PAD 30	CONC B	6	20	168,3	155,6	1450	372	374	2
2	PAD 50	CONC C	6	20	168,3	155,6	2690	420	438	18
3	CONC B	BAT 1	8	30	219,1	205,02	3940	374	442	68
4	CONC C	BAT 1	8	30	219,1	205,02	1290	438	441	3
5	BAT 1	BAT 2	8	30	219,1	205,02	7660	442	499	57
6	BAT 2	EPT	8	30	219,1	205,02	2600	499	502	3

5.2.1 Perfiles altimétricos - caso de mitigación

A continuación, se muestran los perfiles altimétricos para las distintas cañerías que conformarán la red de captación en el caso de mitigación del PAD 30 hacia EPT en el periodo de estudio. Se aclara que, la altimetría del PAD 30 hacia BAT 1 no se ve modificada respecto a los gráficos presentados anteriormente (Figura 34 y Figura 36).

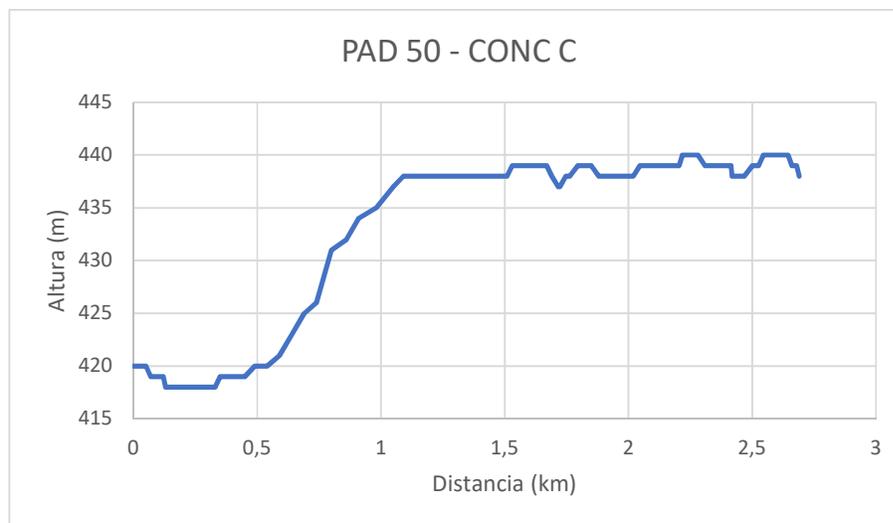


Figura 38 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde PAD 50 a CONC C.

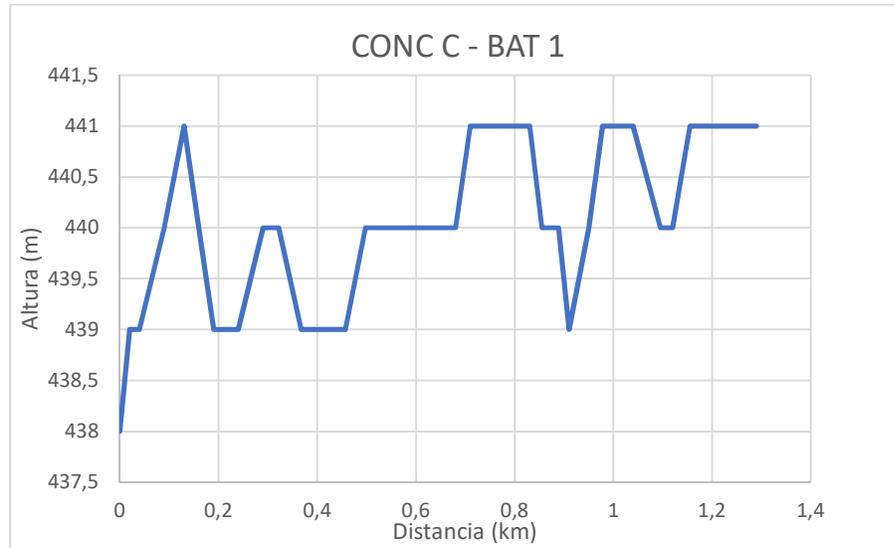


Figura 39 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde CONC C a BAT 1.

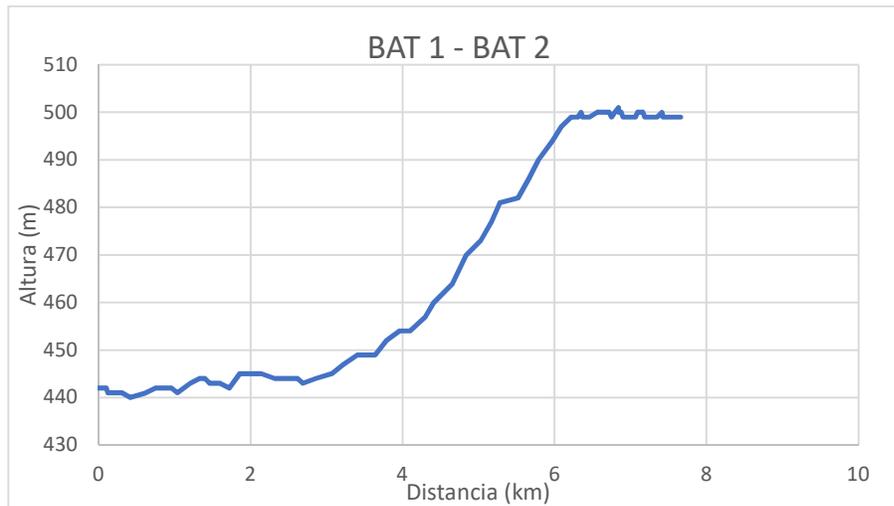


Figura 40 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde BAT 1 a BAT 2.

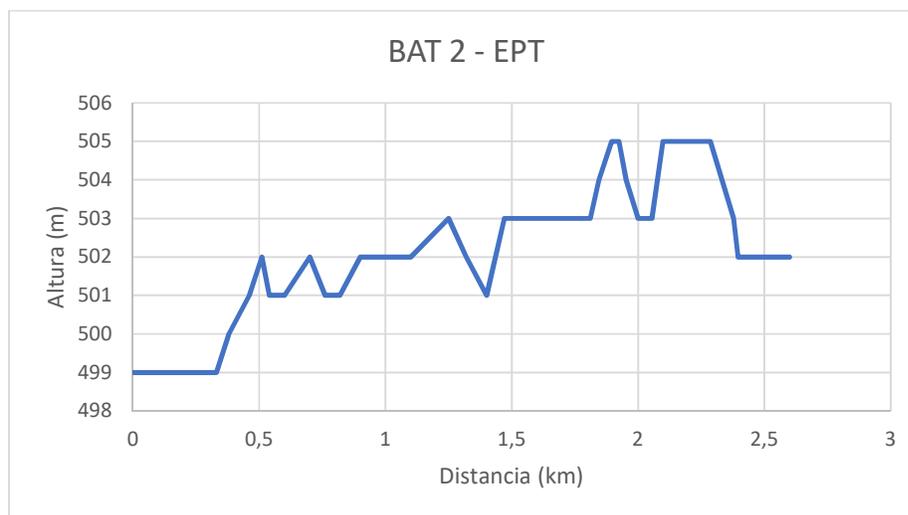


Figura 41 – Perfil altimétrico de línea de flujo desde BAT 2 a EPT.

CAPÍTULO VI

6 Simulación del sistema

En este capítulo se presentará el armado de la simulación de la red de captación asociada a batería 1, como también, el caso de mitigación del PAD 30 hacia EPT.

La simulación fue realizada en el software Aspen Hysys V10, y se resolvió para el estado estacionario.

6.1 Selección de la ecuación de estado

En primera instancia se procedió a seleccionar la ecuación de estado, en este trabajo, se utilizó el paquete termodinámico de Peng Robinson. Esta ecuación de estado es el más desarrollado entre todos los demás EOS (ecuación de Vaan der Waal, Soave Redlich Kwong, entre otros) que brinda el valor más preciso para el cálculo de variables de estados (P, V, T) para líquidos y gases no polares. Debido a lo mencionado anteriormente, una práctica común es utilizar por defecto la ecuación de estado de Peng Robinson, y por ello es el más utilizado para aplicaciones petroquímicas.

6.2 Componentes del fluido

Se cargaron los componentes, para el caso del sistema de captación de batería 1 y el de mitigación, a partir de las cromatografías presentadas en la [sección 4.2](#). Se generó una corriente en la cual se cargó los datos de cromatografía, tanto para batería 1 como para el caso de mitigación. A la corriente se le asignó la temperatura de 40°C y una presión de 40 kg/cm²g para poder generar el equilibrio y de esta manera, producir una corriente de líquido y gas que contenga las composiciones indicadas en la cromatografía. Luego, para alcanzar la relación de GOR indicada en el pronóstico (ver tabla 4 y 5), fueron ajustados los flujos molares de la mezcla gas/petróleo. En el flowsheet de la simulación, los ajustes de los flujos molares se realizaron sobre las corrientes “PAD00-GAS/OIL” respectivamente.

6.3 Temperatura y presión

Los ajustes de presión y temperatura se ajustaron en la corriente a la salida del módulo “mixer” correspondiente a cada PAD. La temperatura de la corriente multifásica se ajustó a 40°C dado que, se indicó este valor como el típico en salida de PADs en el yacimiento de estudio. En tanto, la presión fue el parámetro ajustado para que se alcance los 3,5 kg/cm²g en el manifold de entrada, tanto en batería 1 como en EPT, según lo indicado en la [sección 4.3](#).

6.4 Cañerías

Para representar la red se utilizó el módulo de “Pipe Segment” de Hysys y se suministró la información de la altimetría ([sección 5.1.1](#) y [5.2.1](#)) de cada tramo de la red de captación de batería 1 y del caso de mitigación.

Para la correlación de flujo en la cañería, se seleccionó el modelo mecanicista de Tulsa 2 fases (véase [sección 2.3.3](#)).

Además, estos ductos fueron modelados considerando una temperatura de terreno de 10°C y una conductividad de suelo correspondiente a arcilla húmeda, $k=1,4$ W/m.K.s.

6.5 Armado de la red de captación

Para el armado de la red de captación asociada a la batería 1 y el caso de mitigación, se siguió la conexión de la red que fue mencionada en la [sección 3.1](#) y [3.2](#), apoyado por los esquemas presentados en las Figuras 30 y 37. La representación de la red de captación de batería 1 simulada en el software se presenta en la Figura 42, y para el caso de mitigación en la Figura 43.

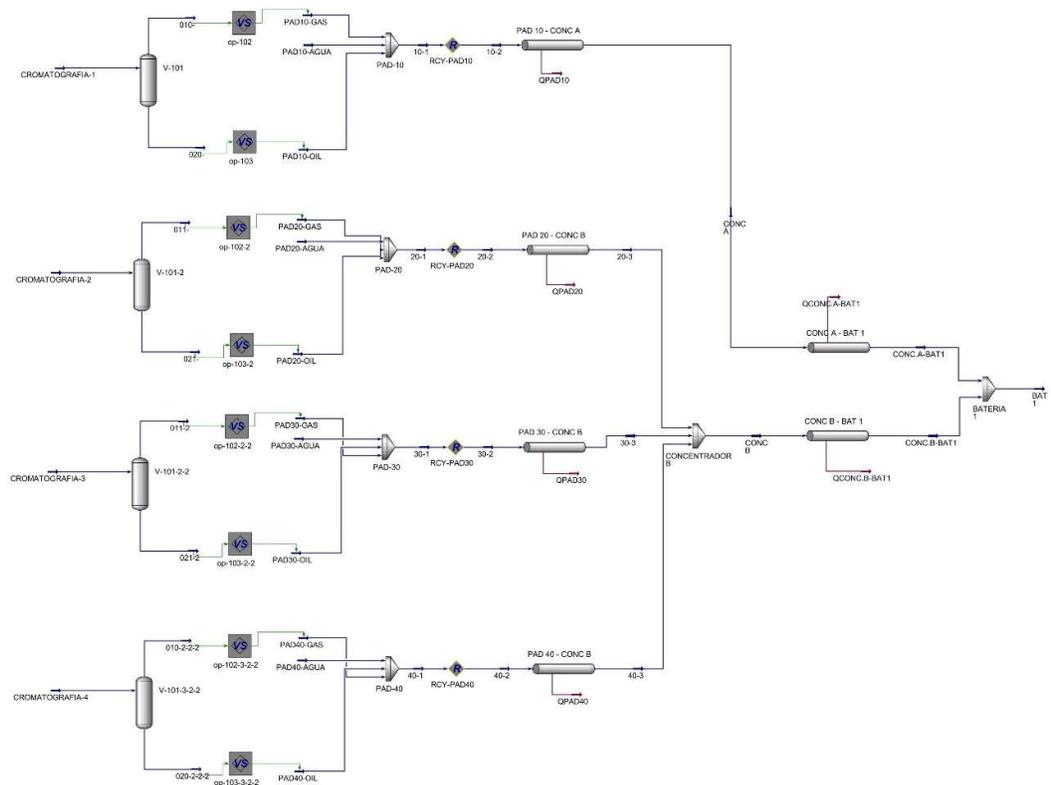


Figura 42 – Simulación de la red de captación de batería 1.

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO NEUQUINO

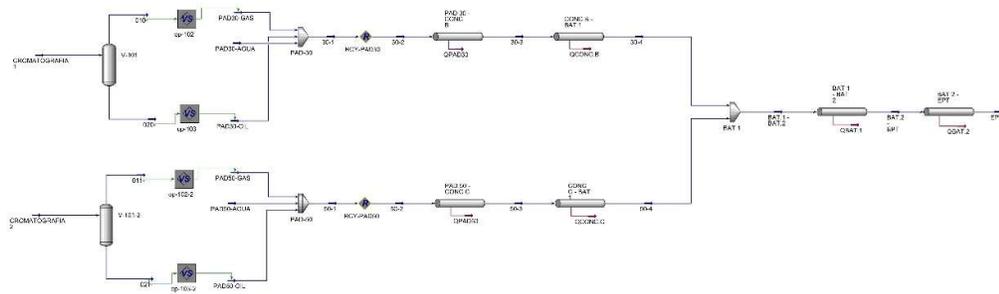


Figura 43 – Simulación de la red de captación caso mitigación.

CAPÍTULO VII

7 Resultados de las simulaciones

7.1 Resultados de red de captación de batería 1

En este apartado, se presentan las evaluaciones hidráulicas desarrolladas para analizar el comportamiento de la red de captación asociada a BAT 1, en función de las diferentes condiciones de caudal máximo (gas y líquido asociado) proyectados en el periodo Agosto 2022 – Diciembre 2025, con el aporte desde los PADs 10/20/30/40. La tabla 4 resume los escenarios de flujos analizados, en los cuales se planteó satisfacer una presión de entrada a batería 1 igual a 3,5 kg/cm²g (ver [sección 4.3.1](#)). La red correspondiente es la esquematizada por la Figura 30 del presente trabajo.

Se aclara que para el cálculo de la velocidad erosional se utilizó un coeficiente erosional equivalente de C=100 (según unidades inglesas de API RP 14E), considerado representativo para un servicio de flujo continuo con presencia de arena. Este coeficiente fue aplicado en todos los escenarios analizados, y modificado al valor de C=150 (unidades inglesas) en los casos donde no se verificaba la hidráulica de la cañería. Esta modificación en la simulación, es equivalente a la instalación de desarenadores a nivel de PADs.

7.1.1 Escenario 1 – Máx. Aporte PAD 30 – Agosto 2022

En el escenario de flujo de agosto 2022, se pronosticó el mayor aporte desde el PAD 30 hacia la batería 1. La producción total promedio en la fecha se estimó en: 932 m³/d de bruta (con 5,8 %WC) y 95,5 kSm³/d de gas asociado. Además, por pronóstico de producción, en este periodo no se tendrá el aporte del resto de los PADs que conformarán la red de captación de batería 1 (ver anexo A).

En la tabla 10 se presentan los resultados hidráulicos para este caso, donde se consideró el tramo 5 (ver Figura 30) con un diámetro de 6". Y en la tabla 11 se presentan los resultados, para el mismo tramo, con un diámetro de 8". En ambos casos, se utilizó 8" de diámetro para la cañería en el tramo 4.

Tabla 10 - Resultados hidráulicos red la de captación de BAT 1 - Escenario 1 - Tramo 4 DN 8" y 5 en 6".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas In	Caudal Bruta m ³ /d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m ³	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm ² g	Temp. °C	Presión kg/cm ² g	Temp. °C				
5	PAD 30	CONC B	6	95,5	932,0	6,1	40,0	4,9	34,8	50,6	10,6	17,1	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	95,5	932,0	4,9	34,8	3,5	24,3	40,6	7,6	19,1	VERIFICA

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Tabla 11 - Resultados hidráulicos red la de captación BAT 1 - Escenario 1 - Tramos 4 y 5 con DN 8".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas kSm3/d	Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
5	PAD 30	CONC B	8	95,5	932,0	5,2	40,0	4,9	35,0	51,0	6,1	17,1	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	95,5	932,0	4,9	35,0	3,5	24,4	41,0	7,5	19,1	VERIFICA

En vista de los resultados obtenidos, se observó que todas las líneas presentaron una performance adecuada bajo el criterio de la velocidad erosional. Por otro lado, para ambas opciones de diámetro de la cañería del tramo 5, se obtuvieron presiones menores a 20 kg/cm²g.

En este caso se recomendó:

- Mantener la línea que conecta al PAD 30 con el concentrador B con diámetro de 6".

7.1.2 Escenario 2 – Máx. Aporte PAD 20 – Junio 2023

En el escenario de flujo de junio 2023, se pronosticó el aporte desde los PADs 20 y 30, se encontró el mayor aporte desde el PAD 20 hacia batería 1. La producción total promedio en la fecha se estimó en: 2342,5 m³/d de bruta (con 7,61 %WC) y 312,5 kSm³/d de gas asociado.

En la tabla 12 se presentan los resultados hidráulicos para este caso donde se consideró a los tramos 3 y 5 (ver Figura 30) con un diámetro de 6". Y en la tabla 13 se presentan los resultados, para los mismos tramos, con un diámetro de 8". En ambos casos, se utilizó 8" de diámetro para la cañería en el tramo 4.

Tabla 12 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 2 - Tramos 3 y 5 con DN 6".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas kSm3/d	Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
3	PAD 20	CONC B	6	248,3	1936,7	16,9	40,0	9,5	35,4	78,3	14,7	13,8	NO VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	6	64,2	405,9	9,8	40,0	9,5	31,1	67,5	3,7	14,9	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	312,5	2342,5	9,5	34,7	3,5	26,7	32,0	25,2	21,6	NO VERIFICA

Dado los resultados presentados en la tabla 12, se observó que los tramos 3 y 4 no verificaron el criterio de velocidad erosional. Además, no se evidenciaron presiones superiores a los 20 kg/cm²g en la salida de PADs.

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Tabla 13 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 2 - Tramos 3 y 5 con DN 8".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm3/d	m3/d	kg/cm2g	°C	kg/cm2g	°C	kg/m3	m/s	m/s	
3	PAD 20	CONC B	8	248,3	1936,7	10,4	40,0	9,5	37,2	77,9	8,5	13,8	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	8	64,2	405,9	9,7	40,0	9,5	30,5	67,7	2,1	14,8	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	312,5	2342,5	9,5	36,1	3,5	27,7	31,6	25,5	21,7	NO VERIFICA

En base a los resultados de tabla 13, se evidenció que el tramo 4 no verificó el criterio de velocidad erosional.

Como solución a la problemática de la velocidad erosional, se propuso la posibilidad de instalar desarenadores en la salida de PADs. En la tabla 14 se presentan los resultados de esta opción, donde el diámetro de cañería en los tramos desde PAD a concentradores fueron considerado en 6". Y en tabla 15 se presentan los resultados donde se consideró, a los tramos mencionados, con un diámetro de cañería de 8".

Tabla 14 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 2 - Tramos 3 y 5 con DN 6" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm3/d	m3/d	kg/cm2g	°C	kg/cm2g	°C	kg/m3	m/s	m/s	
3	PAD 20	CONC B	6	248,3	1936,7	16,9	40,0	9,5	35,4	78,5	14,7	20,6	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	6	64,2	405,9	9,7	40,0	9,4	31,1	67,0	3,7	22,3	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	312,5	2342,5	9,4	34,7	3,5	26,6	31,7	25,4	32,5	VERIFICA

Tabla 15 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 2 - Tramos 3 y 5 con DN 8" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm3/d	m3/d	kg/cm2g	°C	kg/cm2g	°C	kg/m3	m/s	m/s	
3	LOC-302	CON SE3	8	248,3	1936,7	10,4	40,0	9,6	37,2	78,3	8,5	20,7	VERIFICA
5	LOC-286	CON SE3	8	64,2	405,9	9,8	40,0	9,6	30,5	68,4	2,1	22,1	VERIFICA
4	CON SE3	BAT SE1	8	312,5	2342,5	9,6	36,1	3,5	27,8	32,3	25,0	32,2	VERIFICA

Debido los resultados presentados en las tablas 14 y 15, se observó que la instalación de desarenadores en salida de PADs evita los problemas por fenómenos erosivos, aun cuando se utilizan las cañerías con diámetro de 6". Por otro lado, en ninguno de los dos casos (considerando los diámetros de cañería en 6" y 8") se detectaron presiones superiores a 20 kg/cm²g en salida de PADs.

En este caso se recomendó:

- Instalación de desarenadores en salida de PADs, manteniendo el diámetro de las cañerías de PAD hasta concentrador en 6”.

7.1.3 Escenario 3 – Máx. Aporte PAD 10 – Agosto 2025

En el escenario de flujo de agosto 2025, se pronosticó el aporte desde los PADs 10/20/30/40, se encontró el mayor aporte desde el PAD 10 hacia la batería 1. La producción total promedio en la fecha se estimó en: 4399,1 m³/d de bruta (con 14,12 %WC) y 523,7 kSm³/d de gas asociado. Notar que, con estos valores de flujo que fluirán hacia batería 1, se produce un exceso en la capacidad de procesamiento de BAT 1. Esta situación se comentará en el escenario 5.

En la tabla 16 se presentan los resultados hidráulicos para este caso, donde se consideró los tramos desde PAD a concentrador (ver Figura 30) con un diámetro de 6”. Y en la tabla 17 se presentan los resultados, para los mismos tramos, con un diámetro de 8”. En ambos casos, se utilizó 8” de diámetro para las cañerías en los tramos 2 y 4.

Tabla 16 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 3 - Tramos 1/3/5/6 DN 6”.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas In kSm ³ /d	Caudal Bruta m ³ /d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m ³	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm ² g	Temp. °C	Presión kg/cm ² g	Temp. °C				
1	PAD 10	CONC A	6	194,7	1639,5	14,2	40,0	6,3	33,6	58,0	16,8	16,0	NO VERIFICA
3	PAD 20	CONC B	6	53,7	391,6	11,0	40,0	10,9	29,7	88,1	2,6	13,0	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	6	18,3	172,2	11,1	40,0	10,8	22,1	112,9	0,9	11,5	VERIFICA
6	PAD 40	CONC B	6	257,0	2195,8	23,0	40,0	11,4	34,9	103,1	12,7	12,0	NO VERIFICA
2	CONC A	BAT 1	8	194,7	1639,5	6,3	33,6	3,5	26,3	35,9	15,6	20,4	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	329,0	2759,6	10,8	33,4	3,5	26,3	36,1	26,1	20,3	NO VERIFICA

Dado los resultados de la tabla 16, se observó que, el tramo 1, 4 y 6 no verificaron bajo el criterio de velocidad erosional debido a que la velocidad máxima del fluido es superior a la velocidad erosional estimada. Por otro lado, se detectó una presión superior a los 20 kg/cm²g en la salida del PAD 40.

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Tabla 17 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 3 - Tramos con DN 8".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm3/d	m3/d	kg/cm2g	°C	kg/cm2g	°C	kg/m3	m/s	m/s	
1	PAD 10	CONC A	8	194,7	1639,5	7,5	40,0	6,3	35,5	57,4	9,8	16,1	VERIFICA
3	PAD 20	CONC B	8	53,7	391,6	11,0	40,0	10,9	29,0	88,3	1,5	13,0	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	8	18,3	172,2	11,2	40,0	10,8	21,3	113,6	0,5	11,4	VERIFICA
6	PAD 40	CONC B	8	257,0	2195,8	13,2	40,0	10,8	36,3	97,1	7,7	12,4	VERIFICA
2	CONC A	BAT 1	8	194,7	1639,5	6,3	35,5	3,5	27,8	35,8	15,7	20,4	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	329,0	2759,6	10,8	34,6	3,5	27,3	35,9	26,2	20,4	NO VERIFICA

Con el cambio de diámetro se observó que, los tramos 1 y 6 verifican bajo el criterio de velocidad erosional y, además, la presión en la salida del PAD 40 se encontrará por debajo de los 20 kg/cm²g. En tanto, en el tramo 4, se estima una velocidad del fluido superior a la velocidad erosional estimada.

Como solución a la problemática de la velocidad erosional, se propuso la posibilidad de instalar desarenadores en la salida de PADs. En la tabla 18 se presentan los resultados de esta opción, considerando que el diámetro de cañería en los tramos desde PAD a concentradores son de 6". Y en tabla 19 se presentan los resultados donde se consideró a los tramos mencionados con un diámetro de cañería de 8", exceptuando el tramo 1.

Tabla 18 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 3 - Tramos 1/3/5/6 DN 6" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm3/d	m3/d	kg/cm2g	°C	kg/cm2g	°C	kg/m3	m/s	m/s	
1	PAD 10	CONC A	6	194,7	1639,5	14,3	40,0	6,4	33,6	58,6	16,7	23,9	VERIFICA
3	PAD 20	CONC B	6	53,7	391,6	11,2	40,0	11,1	29,7	89,7	2,6	19,3	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	6	18,3	172,2	11,1	40,0	10,8	22,1	113,0	0,9	17,2	VERIFICA
6	PAD 40	CONC B	6	257,0	2195,8	23,0	40,0	11,4	34,9	103,1	12,7	18,0	VERIFICA
2	CONC A	BAT 1	8	194,7	1639,5	6,4	33,6	3,5	26,4	36,6	15,3	30,2	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	329,0	2759,6	10,8	33,4	3,5	26,3	36,3	26,0	30,4	VERIFICA

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Tabla 19 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 3 - Tramos 3/5/6 DN 8" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas	Caudal Bruta	In		Out		Densidad de mezcla	Velocidad máxima	Velocidad erosional	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión	Temp.	Presión	Temp.				
			In	kSm ³ /d	m ³ /d	kg/cm ² g	°C	kg/cm ² g	°C	kg/m ³	m/s	m/s	
1	LOC-281	CON SE7	6	194,7	1639,5	14,2	40,0	6,3	33,6	57,9	16,9	24,0	VERIFICA
3	LOC-302	CON SE3	8	53,7	391,6	11,0	40,0	10,9	29,0	88,3	1,5	19,5	VERIFICA
5	LOC-286	CON SE3	8	18,3	172,2	11,2	40,0	10,8	21,3	113,3	0,5	17,2	VERIFICA
6	LOC-Z6_5	CON SE3	8	257,0	2195,8	13,2	40,0	11,0	36,3	98,1	7,7	18,5	VERIFICA
2	CON SE7	BAT SE1	8	194,7	1639,5	6,3	33,6	3,5	26,3	35,8	15,7	30,6	VERIFICA
4	CON SE3	BAT SE1	8	329,0	2759,6	10,8	34,6	3,5	27,2	35,5	26,6	30,7	VERIFICA

Contrastando los resultados de la tabla 18 con la tabla 16 se observó que los tramos 1/6/4 verifican el criterio de velocidad erosional cuando se instalan desarenadores en salida de PADs, aunque, en el tramo 6 se mantiene una presión de 23 kg/cm²g. Debido a este último resultado se deberá emitir una alarma por presión con el fin de poder asegurar la integridad de la cañería.

Por otro lado, cuando se utiliza un diámetro de 8" en las cañerías desde PADs a los concentradores y considerando desarenadores en salida de PADs, se observó que no se presentarán problemas por fenómenos erosivos y no se obtendrán presiones superiores a los 20 kg/cm²g en la salida de los PADs.

En este caso se recomendó:

- Instalar desarenadores en salida de PADs, manteniendo el diámetro de los tramos de cañerías desde los PADs hasta los concentradores en 6".
- No operar con cañerías de 8" de diámetro y sin desarenadores en salida de PADs, debido a que, para los meses restantes del periodo de estudio se cumplirá $V_{fluido} > V_{erosional}$. Esto se debe a que para los meses siguientes se prevén mayores caudales que circularán hasta batería 1 (ver Figuras 18,19 y anexo B).

7.1.4 Escenario 4 – Máx. Aporte PAD 40 – Septiembre 2025

En el escenario de flujo de septiembre 2025, se pronosticó el aporte desde los PADs 10/20/30/40, se encontró el mayor aporte desde el PAD 40 hacia batería 1. La producción total promedio en la fecha se estimó en: 4237,9 m³/d de bruta (con 9,92 %WC) y 529,4 kSm³/d de gas asociado. Notar que, con estos valores de flujo que fluirán hacia batería 1, se produce un exceso en la capacidad de procesamiento de BAT 1. Esta situación se comentará en el escenario 5.

En la tabla 20 se presentan los resultados hidráulicos para este caso, donde se consideró los tramos desde PAD a concentrador (ver Figura 30) con un diámetro de 6".

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO NEUQUINO

Y en tabla 21 se presentan los resultados, para los mismos tramos, con un diámetro de 8". En ambos casos, se utilizó 8" de diámetro para las cañerías en los tramos 2 y 4.

Tabla 20 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 4 - Tramos 1/3/5/6 DN 6".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas kSm3/d	Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
1	PAD 10	CONC A	6	194,2	1555,0	13,1	40,0	6,4	33,4	56,0	16,5	16,3	NO VERIFICA
3	PAD 20	CONC B	6	52,2	380,3	11,4	40,0	11,3	29,5	90,6	2,5	12,8	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	6	17,9	168,6	11,3	40,0	11,0	21,9	114,5	0,8	11,4	VERIFICA
6	PAD 40	CONC B	6	265,1	2134,0	22,4	40,0	11,3	34,4	96,1	13,2	12,4	NO VERIFICA
2	CONC A	BAT 1	8	194,2	1555,0	6,4	33,4	3,9	25,8	37,1	14,3	20,0	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	335,2	2682,9	11,0	33,0	3,5	25,4	34,5	26,6	20,8	NO VERIFICA

Dado los resultados de la tabla 20, se observó que, el tramo 1,4 y 6 no verifican bajo el criterio de velocidad erosional debido a que la velocidad máxima del fluido es superior a la velocidad erosional estimada. Por otro lado, se detectó una presión superior a los 20 kg/cm²g en la salida del PAD 40 y, además, se observó que no fue posible ajustar la presión en la salida del tramo 2 al valor de 3,5 kg/cm²g.

Tabla 21 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 4 - Tramos 1/3/5/6 DN 8".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas kSm3/d	Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
1	PAD 10	CONC A	8	194,2	1555,0	7,2	40,0	6,2	35,2	53,9	9,9	16,6	VERIFICA
3	PAD 20	CONC B	8	52,2	380,3	11,2	40,0	11,1	28,8	89,3	1,5	12,9	VERIFICA
5	PAD 30	CONC B	8	17,9	168,6	11,5	40,0	11,1	21,1	115,8	0,5	11,3	VERIFICA
6	PAD 40	CONC B	8	265,1	2134,0	12,9	40,0	11,1	36,2	93,8	7,8	12,6	VERIFICA
2	CONC A	BAT 1	8	194,2	1555,0	6,2	35,2	3,5	27,0	34,2	15,6	20,9	VERIFICA
4	CONC B	BAT 1	8	335,2	2682,9	11,1	34,4	3,5	26,5	34,4	26,7	20,8	NO VERIFICA

Con el cambio de diámetro se observó que, los tramos 1 y 6 verifican bajo el criterio de velocidad erosional y, además, la presión en la salida del PAD 40 se encontrará por debajo de los 20 kg/cm²g. En tanto, en el tramo 4, se estima una velocidad del fluido superior a la velocidad erosional estimada.

Como solución a la problemática de la velocidad erosional, se propuso la posibilidad de instalar desarenados en la salida de PADs. En tabla 22 se presentan los resultados de esta opción, considerando que el diámetro de cañería en los tramos desde PAD a concentradores son de 6". Y en tabla 23 se presentan los resultados donde se

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

consideró a los tramos mencionados con un diámetro de cañería de 8", exceptuando el tramo 1.

Tabla 22 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 4 - Tramos 3/5/6 DN 6" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas		Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA		In	kSm3/d		Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
1	PAD 10	CONC A	6	194,2	1555,0	13,1	40,0	6,0	33,2	52,8	17,5	25,2	VERIFICA	
3	PAD 20	CONC B	6	52,2	380,3	11,1	40,0	11,0	29,5	88,4	2,6	19,5	VERIFICA	
5	PAD 30	CONC B	6	17,9	168,6	11,3	40,0	11,0	21,9	114,4	0,8	17,1	VERIFICA	
6	PAD 40	CONC B	6	265,1	2134,0	22,3	40,0	11,1	34,4	94,4	13,5	18,8	VERIFICA	
2	CONC A	BAT 1	8	194,2	1555,0	6,0	33,2	3,3	25,4	32,7	16,3	32,0	VERIFICA	
4	CONC B	BAT 1	8	335,2	2682,9	11,0	33,0	3,5	25,4	34,5	26,6	31,2	VERIFICA	

Tabla 23 - Resultados hidráulicos de la red de captación de BAT 1 - Escenario 4 - Tramos 3/5/6 DN 8" - Con desarenadores en salida de PADs.

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas		Caudal Bruta m3/d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m3	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA		In	kSm3/d		Presión kg/cm2g	Temp. °C	Presión kg/cm2g	Temp. °C				
1	PAD 10	CONC A	6	194,2	1555,0	13,1	40,0	6,0	33,2	52,8	17,5	25,2	VERIFICA	
3	PAD 20	CONC B	8	52,2	380,3	11,3	40,0	11,2	28,8	90,1	1,4	19,3	VERIFICA	
5	PAD 30	CONC B	8	17,9	168,6	11,5	40,0	11,1	21,1	115,9	0,5	17,0	VERIFICA	
6	PAD 40	CONC B	8	265,1	2134,0	12,9	40,0	11,1	36,2	94,1	7,8	18,9	VERIFICA	
2	CONC A	BAT 1	8	194,2	1555,0	6,0	33,2	3,3	25,4	32,7	16,3	32,0	VERIFICA	
4	CONC B	BAT1	8	335,2	2682,9	11,1	34,4	3,5	26,5	34,3	26,7	31,3	VERIFICA	

En vista de los resultados obtenidos, se observó que los tramos 1/4/6 verifican el criterio de velocidad erosional cuando se instalan desarenadores en salida de PADs considerando los tramos desde PAD a concentrador en 6", aunque en el tramo 6 se detectó una presión 22,3 kg/cm²g. Debido a este valor de presión, se deberá emitir una alarma por presión con el fin de poder asegurar la integridad de la cañería.

Por otro lado, cuando se considera los tramos 3/5/6 con un diámetro de cañería de 8" y, además, la instalación de desarenadores en salida de PADs, se observó que no se presentarán problemas por fenómenos erosivos y no se obtendrán presiones superiores a los 20 kg/cm²g en la salida de los PADs.

En este caso se recomendó:

- Instalar desarenadores en salida de PADs, considerando los tramos 1/3/5/6 con un diámetro de cañería de 6"
- Emitir alarman por presiones superiores a 20 kg/cm²g en la salida del PAD 40, con el fin de resguardar la integridad de la cañería.

7.1.5 Escenario 5 – Máx. Aporte a BAT 1 – Agosto 2025

En el escenario de flujo de agosto 2025, se pronosticó el aporte desde los PADs 10/20/30/40, se encontró el mayor aporte desde los PADs hacia la batería 1. La producción total promedio en la fecha se estimó en: 4399,1 m³/d de bruta (con 14,12 %WC) y 523,7 kSm³/d de gas asociado.

En el escenario 3 se evaluó la respuesta hidráulica de la red de captación considerando que circularán los flujos volumétricos estimados por pronóstico sin considerar la sobrecapacidad de procesamiento de la batería 1. Este análisis fue realizado a fin de obtener una predicción del comportamiento de la red para caudales menores al mes correspondiente de agosto 2025.

Durante el desarrollo de este trabajo, se contemplaron las siguientes soluciones para evitar la sobrecapacidad de procesamiento de la batería 1:

1 – Derivación del caudal aportado desde el PAD 40 hacia EPT: Esta solución fue pensada a raíz de la altimetría presentada en la Figura 16 (línea turquesa), dado que se podría utilizar la conexión de mitigación del PAD 30 hacia EPT.

2 – Atrasar la PEM del PAD 40: Esta opción contempla el ajuste del caudal que desembocará en batería 1, manipulando el atraso de la PEM del PAD 40 para evitar la sobrecapacidad de procesamiento de la batería. En este caso se deberá tener en cuenta que al desplazar el periodo de aporte del PAD 40, se deberán determinar nuevamente los escenarios de máximo aporte desde los PADs hacia BAT 1.

3 – PADs de forma independiente: Esta opción consistirá en considerar una cañería independiente para cada PAD hasta batería 1. De esta manera, no se obtendrá una convergencia de flujos en los concentradores, pudiendo evitar así los problemas por fenómenos erosivos. En este caso, se deberá realizar de nuevo la simulación del escenario 3.

4 – Derivación de PADs hacia batería 2 u otra batería: Para esta alternativa, se deberá tener información acerca de la capacidad de procesamiento de BAT 2 u otra batería que se encuentre en las proximidades de la red de captación de BAT 1. También se deberá contemplar la existencia del trazado de cañerías correspondiente desde los PADs hacia otras baterías.

De las soluciones anteriormente descritas, se simuló la solución 1 en la cual no se obtuvieron resultados satisfactorios desde el criterio de velocidad erosional. En tanto, el desarrollo de las demás soluciones quedará pendiente debido a cuestiones de tiempo y/o información acerca de la altimetría de nuevas trazas de cañería (solución 3) e información sobre instalaciones próximas a batería 1 (solución 4).

7.2 Caso de mitigación de PAD 30 a EPT

Se analizó el comportamiento de la conexión de mitigación a EPT en el momento de la PEM del PAD 30 para estudiar la evaluación hidráulica en función de las diferentes condiciones de caudal máximo (gas y líquido asociado) proyectado en el periodo Noviembre 2021 - Agosto 2022, con el aporte desde los PADs 30 y 50. La tabla 5 resume el escenario de flujo analizado, en el cual se planteó satisfacer una presión de llegada a la estación de producción temprana igual $3,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ (ver [sección 4.3.2](#)). La red correspondiente es la esquematizada por la Figura 37 del presente trabajo.

Se aclara que para el cálculo de la velocidad erosional se utilizó un coeficiente erosional equivalente de $C=100$ (según unidades inglesas de API RP 14E), considerado representativo para un servicio de flujo continuo con presencia de arena. Este coeficiente fue aplicado en todos los escenarios analizados, y modificado al valor de $C=150$ (unidades inglesas) en los casos donde no se verificaba la hidráulica de la cañería. Esta modificación en la simulación, es equivalente a la instalación de desarenadores a nivel de PADs.

7.2.1 Escenario 1 – Máx. Aporte PAD 30 – Abril 2022

En el escenario de flujo de Abril 2022, se pronostica el aporte desde los PADs 50 y 30 (PAD a mitigar), generando el máximo aporte hacia la estación de producción temprana y el máximo caudal aportado por el PAD 30. La producción total promedio en la fecha se estimó en 1706,4 de bruta (con 11% WC) y 159,1 kSm^3/d de gas asociado.

En tabla 24, se presentan los resultados hidráulicos de este caso considerando los tramos de cañería desde PADs hasta concentradores en 6", y el resto de la red con diámetro de cañería en 8".

Tabla 24 - Resultados hidráulicos de la red de captación caso de mitigación - Escenario 1 - Tramo 1 y 2 DN 6".

RED DE CAPTACIÓN			DN	Caudal Gas kSm ³ /d	Caudal Bruta m ³ /d	In		Out		Densidad de mezcla kg/m ³	Velocidad máxima m/s	Velocidad erosional m/s	VERIFICACIÓN
TRAMO	DESDE	HASTA				Presión kg/cm ² g	Temp. °C	Presión kg/cm ² g	Temp. °C				
1	PAD 30	CONC B	6	146,3	1526,5	12,6	40,0	10,1	36,2	119,0	7,3	11,2	VERIFICA
2	PAD 50	CONC C	6	12,8	179,9	9,8	40,0	8,6	15,2	155,9	0,6	9,8	VERIFICA
3	CONC B	BAT 1	8	146,3	1526,5	10,1	36,2	7,9	28,6	97,9	5,1	12,3	VERIFICA
4	CONC C	BAT 1	8	12,8	179,9	8,6	15,2	8,1	12,0	151,3	0,4	9,9	VERIFICA
5	BAT 1	BAT 2	8	159,1	1706,4	7,9	27,2	4,9	18,3	66,7	8,3	14,9	VERIFICA
6	BAT 2	EPT	8	159,1	1706,4	4,9	18,3	3,5	15,6	49,5	11,2	17,3	VERIFICA

Dado los resultados presentados, se evidenció que todas las líneas presentarán una performance adecuada desde el punto de vista de velocidad erosional y, además, los

tramos 1 y 2 (salida de PADs) presentaron una presión menor a $20 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ (valor de alerta).

En este caso se recomendó:

- Líneas desde PADs hasta concentradores con diámetro de cañería en 6”.
- No instalar desarenadores en salida de PADs.

CAPÍTULO VIII

8 Análisis de protecciones

8.1 Batería 1

La configuración mecánica para los cabezales de pozos contempla la colocación de dispositivos de protección tipo VSS¹⁰ y HIPPS¹¹, los cuales permiten bloquear desde superficie el influjo desde estos para casos en que la línea de flujo, ubicada aguas debajo de la válvula de choque, sufra presurización.

En otro extremo de la red de captación, a la entrada de la batería, se dispone de una PSV¹² protectora ubicada sobre la cañería aguas arriba de la SDV¹³ de ingreso a planta. La capacidad de alivio de este elemento (PSV) permite descargar el máximo caudal posible asociado a un pozo típico del campo productor.

En este trabajo, la metodología para el análisis de protecciones consistió en asumir que, ante la ocurrencia de un evento de cierre de la SDV (shutdown), la red de captación se presurizará con la consecuente activación de las válvulas HIPPS en los cabezales de pozos, y ante un escenario de que al menos falle uno de estos elementos de protección sin producir el corte de flujo hacia la red de captación, esta continuará presurizándose hasta alcanzar la presión de ajuste en la PSV (segundo elemento de protección) y se activará para garantizar la integridad de toda la red.

En este apartado, se tuvo por objetivo el análisis de protecciones para recomendar el ajuste de los sets de disparo de las HIPPS y para el de apertura de la PSV a la entrada de la batería.

Además, el punto de ajuste para las HIPPS deberá ser suficientemente bajo con la finalidad de poder bloquear el pozo antes de que se active la PSV en la batería por incremento de presión en la red, pero a la vez, deber ser suficientemente alto su disparo en condición de caudal máximo de la red y pozos.

Por último, en cuanto al ajuste de la PSV en batería, este deberá ser suficientemente bajo para no superar la presión de diseño del sistema y suficientemente alto para que se active y descargue una vez ocurrido el cierre de las HIPPS en los pozos.

¹⁰ Válvula de seguridad de superficie

¹¹ High Integrity Pressure Protection System – Sistema de protección de presión de alta confiabilidad

¹² Pressure Safety Valve – Válvula de seguridad

¹³ Shut Down Valve – Válvula de cierre

8.1.1 Consideraciones para la determinación de los sets de las válvulas

Para determinar las condiciones de presión máxima y mínima resultantes en la red, ante un evento de cierre de la SDV en la batería, se procedió a identificar geográficamente el PAD más elevado y también el menos elevado con respecto al nivel del mar, para luego modelar hidráulicamente bajo escenarios de flujos independientes los ductos de cada PAD identificado (más elevado y menos elevado) en la red hasta la batería, asumiendo que la HIPPS en al menos uno de los pozos del PAD no cerrará y éste continua en producción presurizando la red.

Como caudal máximo para este escenario se utilizó el correspondiente al de un pozo tipo con sección horizontal equivalente a 2500 metros. Los niveles de producción del pozo tipo son equivalentes a: 289,9 m³/d de bruta, 38,1 kSm³/d de gas y 35,7 m³/d de agua.

En forma paralela, para el PAD en condición de cierre total se determinó por cálculo de presión hidrostática, la resultante por diferencia de elevación con el concentrador correspondiente, considerando que la cañería se encuentra empaquetada con agua.

Por último, se recuerda que desde la [sección 3.1](#), la serie de las cañerías en la red de captación es ANSI 300 y tiene como presión máxima de trabajo 51 kg/cm² @ 50°C.

8.1.2 Determinación de los sets de las válvulas

Como se mencionó en apartado anterior, se determinaron las elevaciones de cada PAD, concentradores y batería. La tabla 25 resume las elevaciones, destacándose el PAD 30 como el menos elevado y el PAD 10 como el más elevado de la red.

Tabla 25 - Elevaciones referenciales de PADs y Concentradores asociados a la red de captación de BAT 1.

RED DE CAPTACIÓN			UBICACIÓN INSTALACIÓN	ELEVACIÓN ABSOLUTA	
TRAMO	DESDE	HASTA		MÁX.	MIN.
			m.s.n.m	m.s.n.m	m.s.n.m
1	PAD 10	CONC A	498	500	458
3	PAD 20	CONC B	393	393	370
5	PAD 30	CONC B	372	375	369
6	PAD 40	CONC B	377	377	370
2	CONC A	BAT 1	458	464	440
4	CONC B	BAT 1	374	446	374

EVALUACIÓN DE LA RED DE CAPTACIÓN DE BRUTA Y GAS ASOCIADA A
BATERÍA DE TRATAMIENTO DE CRUDO UBICADA EN YACIMIENTO
NEUQUINO

Las elevaciones máximas y mínimas absolutas en la red para las líneas de flujo son reportadas para:

- Elev. Mínima absoluta: 369 m.s.n.m sobre tramos de línea de flujo para PAD 30.
- Elev. Máxima absoluta: 500 m.s.n.m sobre tramo de línea de flujo para PAD 10.

Los resultados de la evaluación para protecciones se presentan en las tablas 26 y 27, en las cuales se indica las presiones que se alcanza en diferentes puntos de interés de la red, al analizar una posible ocurrencia de falla en el cierre de las HIPPS para cualquier pozo ubicado dentro de los PADs 30 (menos elevado) o 10 (más elevado), y asumiendo que a la entrada de BAT 1 la presión se elevará al nivel de ajuste establecido para la PSV protectora, siendo igual a 42 kg/cm²g.

Tabla 26 - Análisis de protecciones red de captación BAT 1 - PSV ajustada a 42 kg/cm²g - Falla HIPPS en PAD 30

Ubicación Pozo en falla	Concentrador	Instalación Receptora	Ajuste PSV (kg/cm ² g)	Presión estimada en			
				TRAMO	DESDE	HASTA	Valor (kg/cm ² g)
PAD 30	Manifold BAT 1	BAT 1	42	1	PAD 10	CONC A	36,2
				3	PAD 20	CONC B	46,1
				5	PAD 30	CONC B	48,4
				6	PAD 40	CONC B	47,8
				2	CONC A	BAT 1	40,3
				4	CONC B	BAT 1	48,0

Tabla 27 - Análisis de protecciones red de captación BAT 1 - PSV ajustada a 42 kg/cm²g - Falla HIPPS en PAD 10

Ubicación Pozo en falla	Concentrador	Instalación Receptora	Ajuste PSV (kg/cm ² g)	Presión estimada en			
				TRAMO	DESDE	HASTA	Valor (kg/cm ² g)
PAD 10	Manifold BAT 1	BAT 1	42	1	PAD 10	CONC A	41,8
				3	PAD 20	CONC B	47,0
				5	PAD 30	CONC B	49,1
				6	PAD 40	CONC B	48,7
				2	CONC A	BAT 1	42,4
				4	CONC B	BAT 1	48,9

En base a los resultados de las tablas 26 y 27, se concluye que en el caso hipotético de cierre de la SDV en la entrada a BAT 1 y la ocurrencia de falla de la válvula HIPPS en cualquiera de los pozos ubicados en el PAD 30 (menos elevado) o PAD 10 (más elevado), la presión más alta alcanzada se estimó en 49,1 kg/cm²g y se encontró en el escenario de falla de la HIPPS en el PAD 10. Este valor de presión se encuentra por debajo de la presión máxima admisible para la serie ANSI 300 (51 kg/cm² @ 50°C).

Por otro lado, en las Figuras 44 a 47 se presentan los perfiles de presiones alcanzados en la red de cañerías cuando suceden los eventos modelados de cierre de SDV

en batería y falla de HIPPS en algún pozo del PAD 30. De forma análoga, en las Figuras 48 a 51, se presentan los perfiles de presiones en los tramos de cañería de la red cuando falla la válvula HIPPS en algún pozo del PAD 10.

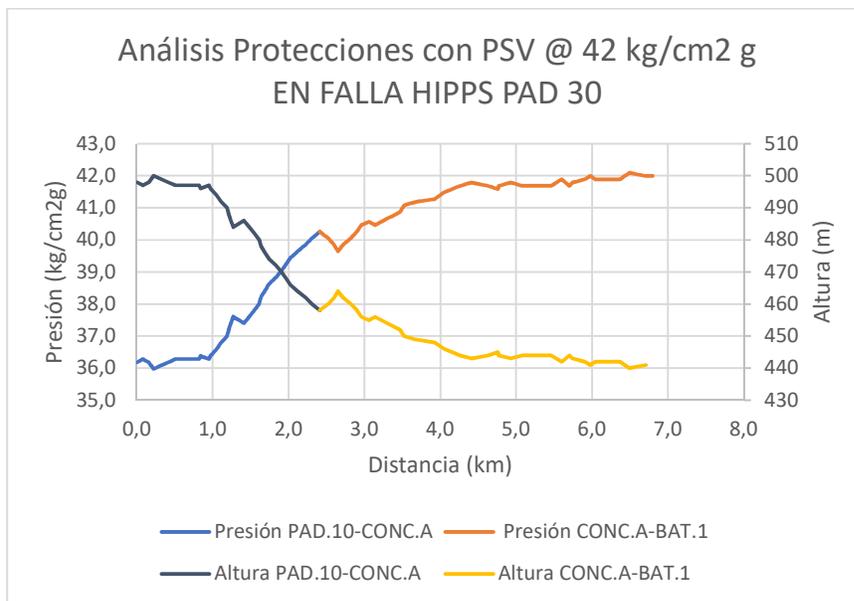


Figura 44 – Perfil de presión en tramo PAD.10-CONC.A-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 30.

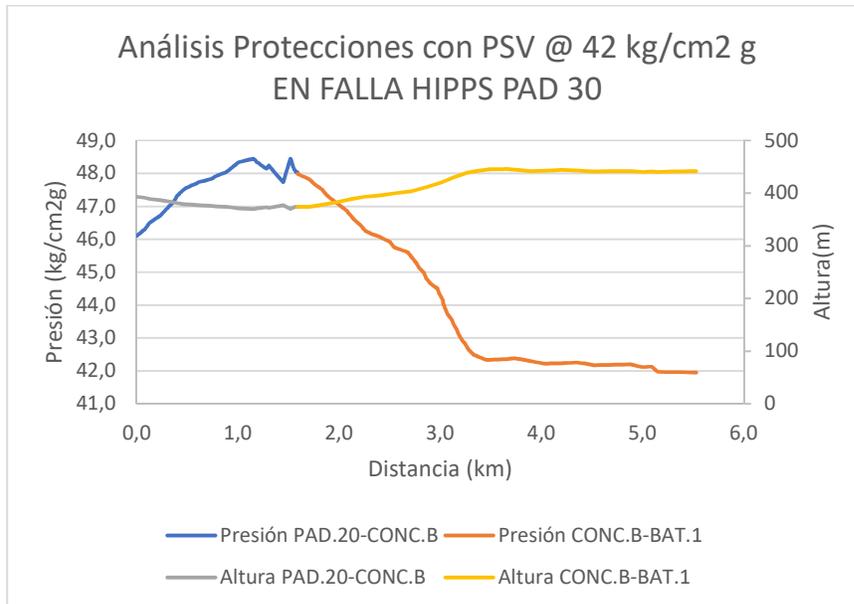


Figura 45 - Perfil de presión en tramo PAD.20-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 30.

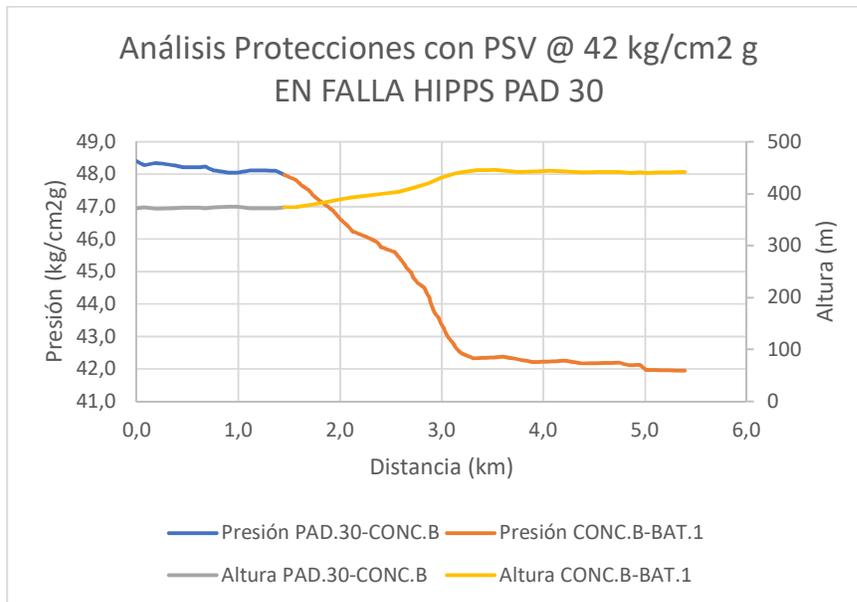


Figura 46 - Perfil de presión en tramo PAD.30-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 30.

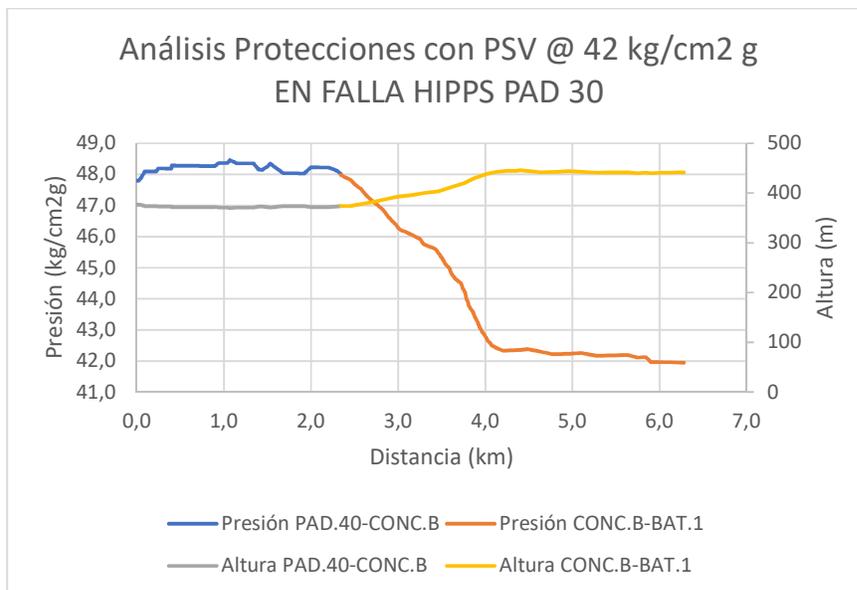


Figura 47 - Perfil de presión en tramo PAD.40-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 30.

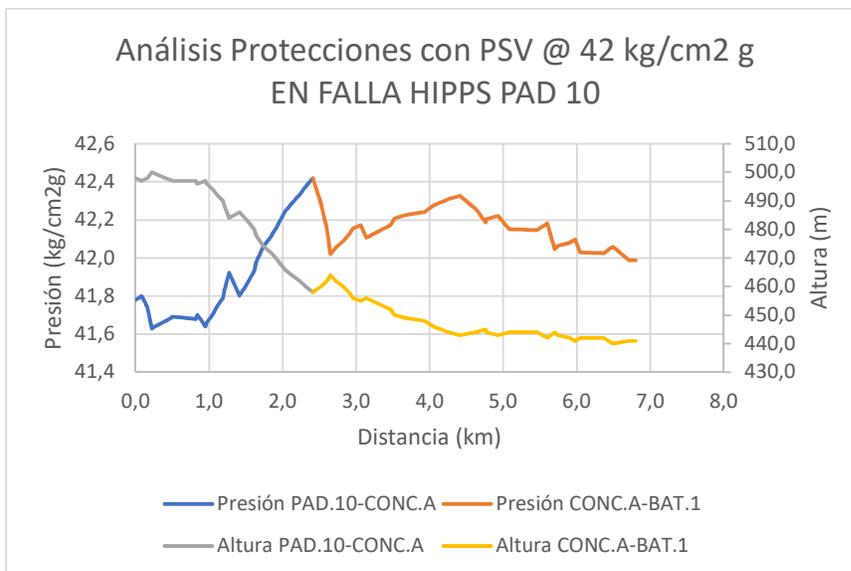


Figura 48 - Perfil de presión en tramo PAD.10-CONC.A-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 10.

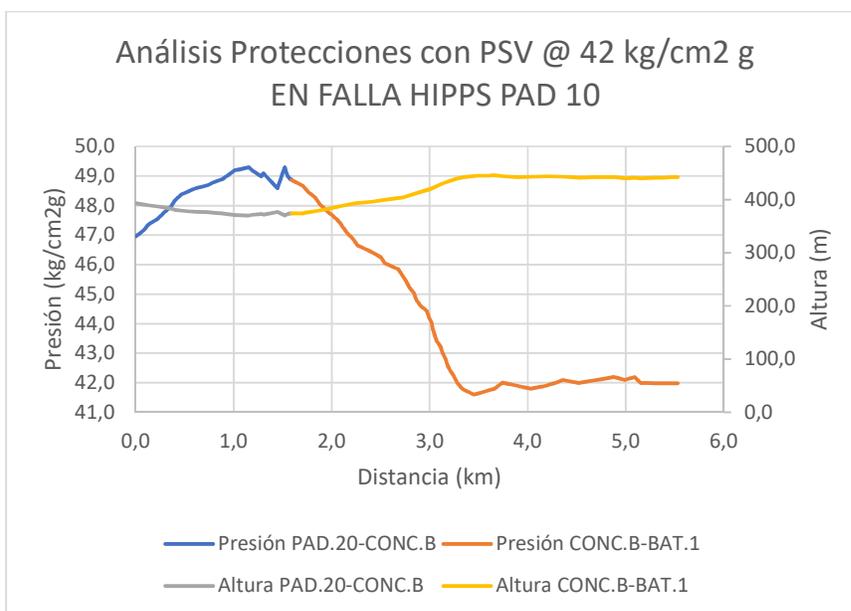


Figura 49 - Perfil de presión en tramo PAD.20-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 10.

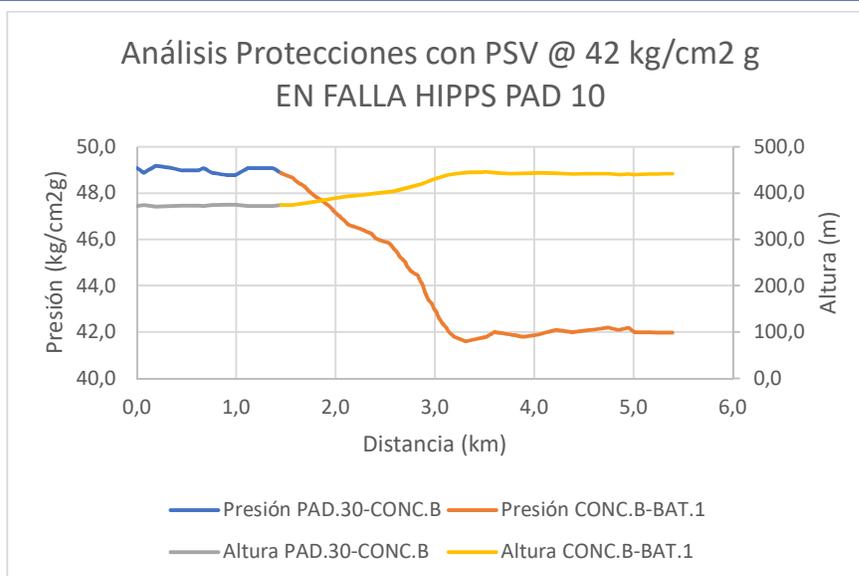


Figura 50 - Perfil de presión en tramo PAD.30-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 10.

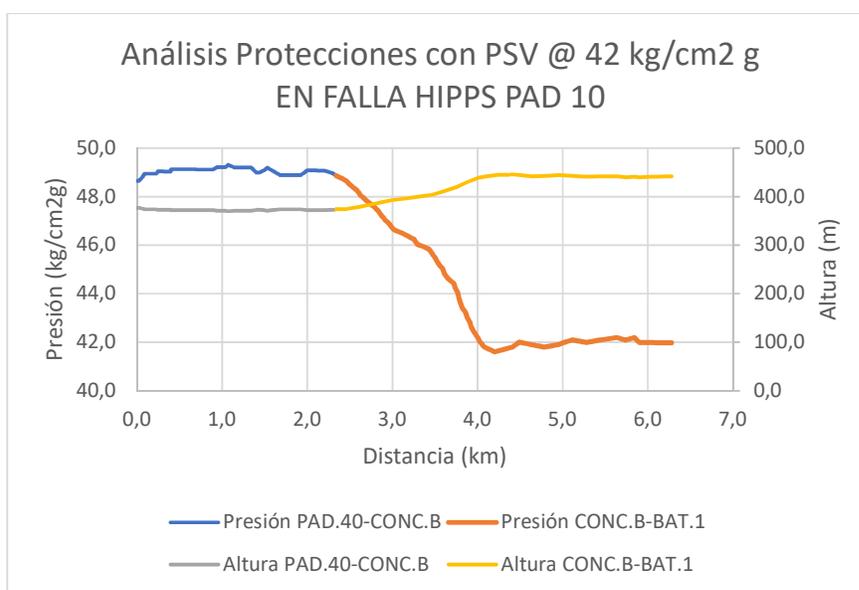


Figura 51 - Perfil de presión en tramo PAD.30-CONC.B-BAT.1 – Bloqueo SDV con set 42 kg/cm²g y falla de válvula HIPPS en pozo de PAD 10.

De las Figuras anteriores se evidenció que, a lo largo de la trayectoria de la red, la presión resulta inferior al valor de tolerancia para la serie de cañería ANSI 300.

Finalmente, se sugiere ajustar el set de los instrumentos de protección instalados en el cabezal de los pozos para cada PAD con el fin de poder bloquear el pozo antes de que se active la PSV en la batería por incremento de presión en la red y, además, generar el disparo de la misma en condición de caudal máximo de la red y pozos.

En este análisis se recomendó:

- Nivel de set de la PSV de entrada a la batería 1 igual a 42 kg/cm²g.
- Nivel de set de las HIPPS en pozos igual a 30 kg/cm²g.
- Nivel de set¹⁴ de las VSS en pozos igual a 26 kg/cm²g.

¹⁴ Una práctica común en operación de campo es colocar el set de presión de las VSS 5 kg/cm²g por debajo del set de las válvulas HIPPS.

CAPÍTULO IX

9 Conclusiones

9.1 Batería 1

9.1.1 Escenarios de máximo flujo de PADs hacia batería

- Fueron identificados meses dentro del periodo de estudio, en los cuales se visualizaron volúmenes de gas y bruta que excederán la capacidad de procesamiento nominal de la batería 1. Estos meses correspondieron a agosto y septiembre de 2025.
- En condiciones de operación normal y sin considerar desarenados en salida de PADs, utilizando DN 6" en los tramos 1/3/5/6, se obtuvo una contrapresión a nivel de PAD igual 23 kg/cm²g en el tramo de cañería del PAD 40 hacia concentrador B, durante el escenario 3 correspondiente al mes de agosto 2025. Para este caso se deberá alarmar sobre el valor mayor a 20 kg/cm²g de presión con el fin de poder resguardar la integridad de la cañería.
- Se recomendó la instalación de desarenadores en salida PADs para evitar problemas en las cañerías por fenómenos erosivos.
- Con la opción de desarenadores, se observó que las líneas en los tramos 1/3/5/6 se podrán utilizar con DN en 6".
- De considerarse la utilización de cañerías con DN 8" en los tramos 1/3/5/6, y sin desarenadores, el tramo 4 (desde concentrador B hasta BAT 1) no verificará el criterio de velocidad erosional.
- Para evitar el exceso en la capacidad de procesamiento nominal de batería 1, se deberá contemplar el atraso de la puesta en marcha del o los PADs que aporten a la red de captación, teniendo en cuenta que será necesario realizar todas las simulaciones de nuevo.
- Continuando el ítem anterior, otra posible solución será derivar la producción de o los PADs hacia otras baterías o EPT. Esto conllevará un análisis de las instalaciones a la cual se envíen los volúmenes de gas y de bruta, para evitar exceder la capacidad de procesamiento de estas instalaciones.

9.2 Mitigación del PAD 30 hacia EPT

9.2.1 Escenario de flujo máximo hacia EPT

- No se identificaron volúmenes de gas y líquido que exceden la capacidad de procesamiento nominal de la estación de producción temprana durante el periodo de estudio.
- Para el escenario analizado, en condiciones de operación normal, se obtuvo una contrapresión máxima a nivel de PAD 30 igual 12,6 kg/cm²g.
- Se evidenció que no será necesario la instalación de desarenadores en salida de PADs para el periodo de mitigación correspondiente a noviembre 2021-agosto 2022.
- Por último, en los tramos 1 y 2, no será necesario la modificación del diámetro de cañería y podrán operar con DN 6”.

9.3 Análisis de protecciones

9.3.1 Batería 1

- Se demostró que, en contingencias de SDV cerrada a la entrada de batería y con ocurrencia de falla en el cierre de la HIPPS de algún pozo, la red de cañerías podrá presurizarse hasta niveles próximos de 49,1 kg/cm²g.
- En vista de los perfiles de presión a lo largo de las cañerías de la red de captación, no se evidenció presiones superiores al admisible por diseño de la serie ANSI 300 (51 kg/cm² @50°C).
- Se recomendó ajustar el set de presión para la PSV a 42 kg/cm²g, permitiendo fijar el set de las HIPPS de pozo en 30 kg/cm²g y 26/27 kg/cm²g para las VSS.

NOMENCLATURA-SÍMBOLOS-SUBÍNDICES

Nomenclatura

A	Área
C	Parámetro de reparto
Co	Parámetro de distribución
D	Diámetro de cañería
Eo	Número de Eötvös
f	Factor de fricción de Fanning
F_r	Número de Froude
$F_{L,G}$	Número de Froude del líquido y gas
g	Aceleración de la gravedad
G	Flujo másico por unidad de
h	Altura
l	Longitud
M	Momento
N_L	Velocidad de líquido adimensional
p	Presión
P	Perímetro
Re	Número de Reynolds
u ($/ U$)	Velocidad
u_s	Velocidad superficial
v_s	Frecuencia de slug
x	Distancia
X	Parámetro de Lockhart-Martinelli

Símbolos griegos

α	Holdup de fase
γ	Ángulo superior
θ	Ángulo de inclinación
λ	Fracción de volumen
μ	Viscosidad
ρ	Densidad
σ	Tensión superficial
τ	Tensión de cizallamiento
Φ	Multiplicador de flujo bifásico

Subíndices

G	Gas
h	Homogéneo
i	Interfase
L	Líquido
m	Mezcla
w	Pared

Nota: Las unidades de los parámetros estarán sujetas a la evaluación de la ecuación de la que formen parte o se hará la correspondiente aclaración donde se presente.

BIBLIOGRAFÍA

1. Andreussi, P. & Bendiksen, K., “*An investigation of void fraction in liquid slugs for horizontal and inclined gas/liquid pipe flow*”, Int. J. Multiphase Flow., 1989.
2. API Recommended Practice 14E (RP 14E), Fifth Edition, 1991.
3. Barnea, D., Shoham, O., y Taitel, Y., “*Flow pattern transition for down ward inclined two-phase flow: horizontal to vertical*”, Chem. Eng. Sci., 1982.
4. Chisholm, D., “*A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow*”, Int. J. Heat Mass Transfer, 1967.
5. Churchill, S.W., “*Friction-factor equation spans all fluid-flow regimes*”, Chem. Eng., 1977.
6. COFEPLAN, “*Área Sur*”, XIV Asamblea del COFEPLAN, Tierra del Fuego, 2016.
7. Colebrook, C.F., “*Turbulent flow in pipes with particular reference to the transition region between the smooth and rough pipe laws*”, J. Inst. Civil Eng., 1939.
8. Collins, R., de Morales, F.F., Davidson, J.F., y Harrison, D., “*The motion of a large gas bubble rising through liquid flowing in a tube*”, J. Fluid Mech., 1978.
9. Crowe C.T., “*Multiphase Flow Handbook*”, Ed. Taylor & Francis Group, 2006.
10. Crowley, C.J. y Rathe, P.H., “*Assessment of mechanistic two-phase analysis methods for gas/condensate pipelines*”, PSIG Annual Meeting, Toronto, October, 1988.
11. Dukler, A.E. & Hubbard, M.G., “*Model for gas-liquid flow in horizontal and near-horizontal tubes*”, Ind. Eng. Chem. Fundam., 1975.
12. Dukler, A.E. & Taitel, Y., “*Flow pattern transitions in gas-liquid systems*”. Measurements and modelling, in Multiphase Science and Technology, Vol. II, G.F. Hewitt, J.M Delhaye, y N. Zuber, Eds., Washington, DC, 1986.
13. Heywood, N.I. & Richardson, J.F., “*Slug flow of air/water mixtures in a horizontal pipe: determination of liquid hold-up by γ -ray absorption*”, Chem. Eng. Sci., 1979.
14. Lockhart, R.W & Martinelli, R.C., “*Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes*”, Chem. Eng. Prog., 1949.
15. Mandhane, J.M., Gregory, G.A., & Aziz, K., “*A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes*”, Int. J. Multiphase Flow, 1974.
16. Manning, F.S., “*Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil*”, University of Tulsa, 1995.
17. Minsoo, J. & Fischer, B., “*Multiphase Pipe Flow Modeling in Aspen HYSYS*”, Seoul National University and Aspen Technology, 2018.
18. Moody, L.F., “*Friction factor for pipe flow*”, Trans. ASME, 1944.
19. Moissis, R. & Griffith, P., “*Entrance effects in a two-phase slug flow*”, J. Heat Transfer, 1962.
20. Oliemans, R.V.A., “*Liquid Hold-Up during Two-Phase Slug Flow in Inclined Pipes*”, KSLA Internal Report, 1976.
21. Oliemans, R.V.A., “*Modelling of gas/condensate flow in horizontal and inclined pipes*”, Paper presented at ETCE Conference, Dallas, February, 1987.
22. Pots, B.F.M., “*An Omni-Angle Flow Pattern Map for Gas/Liquid Two-Phase Flow in Pipes*”, Internal Shell Report, 1985.
23. Pots, B.F.M., Oliemans, R.V.A., & Trompé, N., “*The KSLA Method for Gas/Liquid Two-Phase Pipe Flow Calculations*”, KSLA internal report, 1988.
24. Richter, H.J., “*Flooding in tubes and annuli*”, Int. J. Multiphase Flow, 1981.

25. Taitel, Y. y Dukler, A.E., "*A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near-horizontal gas-liquid flow*", AIChE J., 1980.
26. Zukoski, E.E., "*Influence of viscosity, surface tension, and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes*", J. Fluid Mech., 1966.