

*Questa è la DEDICA:
ognuno può scrivere quello che vuole,
anche nulla . . .*

Sommario

Questo è l'abstract.

Indice

Introduzione	1
1 Moto dei fluidi nelle condotte in pressione	3
1.1 Il concetto di fluido e nozioni fondamentali	3
1.2 Moto e equazioni fondamentali	5
1.3 Calcolo delle cadute di pressione per attrito	10
1.3.1 Numero di Reynolds	10
1.3.2 Fattore di attrito di Moody	10
1.3.3 Perdite di carico per un liquido	12
1.3.4 Perdite di carico per un gas	13
1.3.5 Perdite di carico concentrate	15
1.4 Moto multifase	16
1.4.1 Regime di flusso in condotta	16
1.4.2 Cadute di pressione per attrito di un flusso bifase . . .	23
2 Applicazioni di schiumogeno per l'ottimizzazione della produzione degli idrocarburi	27
2.1 Liquid loading	28
2.1.1 Ciclo di vita di un pozzo a gas	28
2.1.2 Problemi legati al liquid loading	28
2.1.3 Sorgenti di liquidi per un pozzo a gas	28
2.1.4 Velocità critica	30
2.1.5 NODAL* analysis TM	31
2.2 Sollevamento artificiale per GDW	32
2.2.1 Velocity string	33

2.2.2	Compressione	34
2.2.3	Plunger	35
2.2.4	Altri sistemi di sollevamento artificiale per deliquification	37
2.3	Schiumogeni	39
2.3.1	Tensioattivi	41
2.3.2	Schiuma	43
2.3.3	Antischiuma	45
2.4	Applicazione di schiumogeni per GWD	48
2.4.1	Schiumogeni in-batch	49
2.4.2	Schiumogeni in continuo	51
3	Impianti di trattamento del gas naturale	57
3.1	Specifiche del gas di vendita	57
3.2	Separazione gas-liquido	61
3.3	Disidratazione e degasolinaggio	63
3.3.1	Inibizione degli idrati	64
3.3.2	Disidratazione per raffreddamento	66
3.3.3	Disidratazione mediante assorbimento con glicol	66
3.3.4	Disidratazione mediante adsorbimento con setacci molecolari	66
3.3.5	Degasolinaggio	66
3.3.6	Addolcimento	66
3.3.7	Altri trattamenti	67
3.4	Apparecchiature di processo e impianti particolari	67
3.4.1	Separatori	67
3.4.2	Impianto di separazione a bassa temperatura	68
3.4.3	Scambiatori di calore	70
3.4.4	Compressori	70
3.4.5	Espansori	71
3.4.6	Impianti frigoriferi	71
4	Sistemi di piggaggio delle condotte in pressione	73
4.1	Scopi del piggaggio	73
4.2	Classificazione dei pig	73

4.3	Scelta del pig idoneo in base alle operazioni richieste	75
4.3.1	Componenti del pig	75
4.3.2	Obiettivo del piggaggio	75
4.3.3	Selezione del pig	75
4.4	Design del sistema di condotte per il piggaggio	75
4.4.1	Lunghezza del cammino del pig	76
4.4.2	Raggio di curvatura	76
4.4.3	Tipologia di valvole presenti	76
4.4.4	Indicatori di passaggio del pig	76
4.4.5	Raccordi	76
4.4.6	Condotte laterali	76
4.4.7	Raggio interno di condotta	76
4.4.8	Condotte a doppio diametro	76
4.5	Procedure di lancio e recupero del pig	76
4.5.1	Condotte a liquido	76
4.5.2	Condotte a gas	76
4.5.3	Esempi di configurazione di sistemi di piggaggio	76
4.6	Piggaggio di una condotta onstream con mezzo gassoso o idrocarburi raffinati	76
4.6.1	Scelta del pig	76
4.6.2	Velocità	76
4.6.3	Frequenza	76
4.6.4	Prestazioni	76
4.7	Bloccaggio del pig o "stuck pig"	76
4.7.1	Soluzioni	76
4.7.2	Fasi operative	76
4.7.3	Sviluppo futuro	76
5	Linea di produzione di Verdicchio: tensioattivi per lo spiazzamento dell'acqua in condotta	77
5.1	Polo produttivo di San Giorgio Mare	78
5.1.1	Descrizione delle aree pozzo interessate	80
5.1.2	La centrale di San Giorgio Mare	80
5.1.3	La linea Verdicchio	84

5.2	Configurazione sperimentale: materiali e modalità di esecuzione	84
5.2.1	Schiumogeno	84
5.2.2	Antischiuma	85
5.2.3	Punto di iniezione - San Marco	85
5.2.4	Apparati di misura	85
5.2.5	Iniezione in-batch	85
5.2.6	Iniezione in continuo	85
5.3	Risultati e discussione	86
5.3.1	Studio degli effetti a breve termine	86
5.3.2	Andamento produttivo post-test	86
5.3.3	Analisi costi e benefici	86
5.3.4	Pigaggio della linea di produzione	86
Conclusioni		87
Bibliografia		89

Elenco delle figure

1.1	Azioni esercitate da un fluido tra due superfici in moto relativo (Guglielmini et al. 2004)	4
1.2	Reologia di un fluido nel caso di fluidi newtoniani e non newtoniani (Guglielmini et al. 2004)	5
1.3	Schematizzazione del parallelepipedo fondamentale o volume di controllo (VC)	7
1.4	Conservazione della quantità di moto a regime permanente	8
1.5	Regime di flusso monofase in condotta	10
1.6	Diagramma di Moody per il calcolo del fattore di attrito in condotta	12
1.7	Regimi di flusso bifase in condotte verticali	17
1.8	Mappa per regimi di flusso bifase per condotte verticali (Griffith et al. 1984)	18
1.9	Regimi di flusso bifase in condotte orizzontali	19
1.10	Mappa di Griffith et al. (1984)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali	20
1.11	Mappa di Baker (1954)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali	21
1.12	Mappa di Taitel et al. (1976)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali. Gli assi di riferimento cambiano a seconda della curva considerata, come descritto nel pannello al di sotto del grafico.	22
2.1	Schematizzazione del ciclo di un pozzo a gas, combinata con l'analisi della curva di declino (Lea et al. 2011)	29

2.2	Schematizzazione dell'analisi nodale combinata alla portata critica di trascinamento	32
2.3	Schema di applicazione della velocity string (Arachman et al. 2004)	33
2.4	Layout semplificato del GasJack™, copressore singolo utilizzato per operazioni di compressione della testa pozzi (Garner et al. 2009)	34
2.5	Tipica installazione di <i>plunger</i> (Lea et al. 2011)	36
2.6	Ciclo di un plunger convenzionale	37
2.7	Principali tipologie di <i>plunger</i> proposte da Weatherford (Weatherford International Ltd. 2008)	38
2.8	Laurilsolfato di sodio, tensioattivo anionico utilizzato in molte famiglie di prodotti domestici. La catena a 12 atomi di carbonio rappresenta il gruppo apolare (in blu) mentre il gruppo solfato associato allo ione sodio rappresenta il gruppo polare (in viola).	41
2.9	Classificazione dei tensioattivi in base alla carica del gruppo polare.	42
2.10	Sezione parziale di una micella anionica, il layer compatto negativo generato dall'orientamento del gruppo polare del tensioattivo è circondato dalla fase acqua (Attwood et al. 2012).	43
2.11	Insufflazioni nel liquido e generazione delle bolle d'aria (Tego Chemie Service GmbH 2014).	44
2.12	Struttura della schiuma e stabilizzazione della lamella a opera dei surfactanti (Tego Chemie Service GmbH 2014).	44
2.13	Penetrazione e espansione del <i>defoamer</i> sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).	46
2.14	Processo di bridging del <i>defoamer</i> sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).	46
2.15	Processo di dewetting del <i>defoamer</i> sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).	47
2.16	Tensione superficiale e densità della schiuma in funzione della concentrazione in acqua per tensioattivi attualmente disponibili sul mercato (Campbell et al. 2001).	48

2.17	Applicazione di <i>foamer</i> in-batch su un pozzo con produzione a shut-in programmati (Wittfeld et al. 2015).	50
2.18	Schema generale di sistema di iniezione <i>foamer</i> in continuo tramite <i>capillary string</i> (Wittfeld et al. 2015).	52
2.19	Valutazione pre- e post-applicazione di <i>foamer</i> in continuo su un pozzo affetto da <i>liquid loading</i> (Wittfeld et al. 2015). . . .	55
3.1	Tipologie di trattamento.	57
3.2	Diagramma di fase per una miscela multicomponente (Bianco 2005)	60
3.3	Diagramma della formazione degli idrati in funzione di temperatura e pressione (Bianco 2005).	64
3.4	Danni in condotta creati dalla formazione di idrati (borghi2005idrati). .	65
3.5	Inibizione degli idrati tramite glicol etilenico (Bianco 2005). .	66
5.1	Planimetria delle installazioni on-shore e off-shore relative al polo produttivo di San Giorgio Mare.	79
5.2	Impianto di compressione del gas naturale, centrale SGM. .	82
5.3	Pompe dosatrici per iniezione di glicol.	84
5.4	Layout linea di mandata SNM, modalità di applicazione del batch.	85

Elenco delle tabelle

1.1	Coefficienti C adimensionali per la formula di Hazen-Williams.	13
2.1	Alcuni esempi di applicazioni di tensioattivi nell'industria petrolifera; e fasi G, W e O rappresentano rispettivamente il gas, l'acqua e l'olio (Schramm 2006)	40
3.1	Composizione centesimale di un gas naturale tramite cromatografia del gas (Mele 2012)	58
3.2	Parametri di controllo della qualità richiesti dalla Snam Rete Gas (snam2015codice)	61

Introduzione

Inquadramento argomento tesi

Descrizione struttura tesi

Conclusioni preliminari

Capitolo 1

Moto dei fluidi nelle condotte in pressione

La fluidodinamica è un ramo della meccanica del continuo e studia il comportamento di liquidi e gas in movimento. Si parla di termofluidodinamica quando, in alcuni processi, le grandezze e i fenomeni termici sono particolarmente rilevanti. Lo studio del moto dei fluidi in condotta riveste notevole importanza nella progettazione di qualsiasi impianto industriale, dove il calcolo delle perdite di carico rappresenta il nodo cruciale per un'appropriata interpretazione e risoluzione del problema. Solitamente in ambito tecnico non si fa riferimento a fluidi monofase, bensì a fluidi multifase, dove l'interazione tra fasi gioca un ruolo fondamentale e il calcolo delle variabili è possibile solo grazie a modelli complessi e fortemente dipendenti dalle condizioni al contorno.

1.1 Il concetto di fluido e nozioni fondamentali

Per fluido si intende un materiale che non è in grado di reagire a sforzi di taglio statici. Non si trasmettono quindi, in condizioni di quiete, forze parallele attraverso una qualunque superficie ideale tracciata nel fluido. Attraverso la stessa superficie possono trasmettersi forze perpendicolari, la cui risultante è nota come *pressione*.

La densità di un fluido ρ è definita come la massa dell'unità di volume. Si

definisce densità relativa ρ_r il rapporto tra la densità del materiale e quella dell'acqua a pressione atmosferica e temperatura a 4°C. Il peso specifico γ è il peso dell'unità di volume. Per volume specifico v si intende il volume dell'unità di massa, cioè l'inverso della densità.

In condizioni dinamiche un fluido, al contrario delle condizioni di quiete, reagisce a sforzi di taglio. Si consideri un meato (intercapedine in cui è presente un piccolo strato di fluido) di altezza h , delimitato tra due pareti piane indefinite, una in quiete e l'altra in movimento con velocità w (Figura 1.1). Il

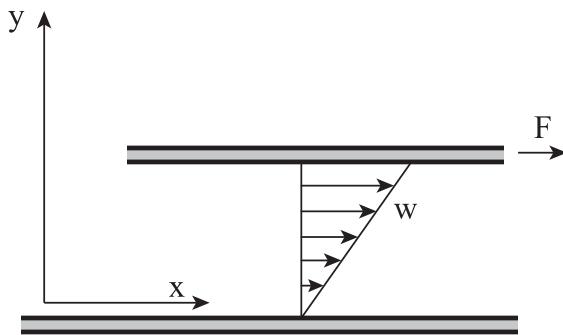


Figura 1.1: Azioni esercitate da un fluido tra due superfici in moto relativo (Guglielmini et al. 2004).

moto relativo tra fluido e parete è nullo, nel meato si crea quindi un campo di velocità triangolare, dove i piani di fluido scorrono l'uno sull'altro. Questo genera una forza resistente sulla superficie della parete superiore in moto. Indicando con A l'area della superficie di contatto tra la lastra e il fluido, la forza resistente F è espressa in modulo dalla legge di Newton:

$$F = \mu A \frac{dw}{dy} \implies \tau_{yx} = \frac{F}{A} = \mu \frac{dw}{dy} \quad (1.1.1)$$

in cui μ è una proprietà del fluido detta viscosità dinamica e τ_{yx} rappresenta lo sforzo di taglio viscoso ovvero la forza che agisce per unità di area su una superficie interna al fluido in direzione parallela a tale superficie, e $\frac{dw}{dy}$ è la derivata della velocità del fluido rispetto alla componente verticale del moto. Lo sforzo di taglio è proporzionale alla viscosità e al gradiente di velocità. Il rapporto è direttamente proporzionale se i fluidi sono classificabili come newtoniani, cioè se la viscosità è indipendente dallo sforzo viscoso per determinate condizioni di temperatura e pressione. Per i fluidi non newtoniani

vale la seguente formula:

$$\frac{dw}{dy} = \frac{\tau}{\mu(\tau)} \quad (1.1.2)$$

A seconda dell'andamento della funzione $\mu(\tau)$ i fluidi possono essere classificati come "pseudo plastici" o "dilatanti" (Figura 1.2).

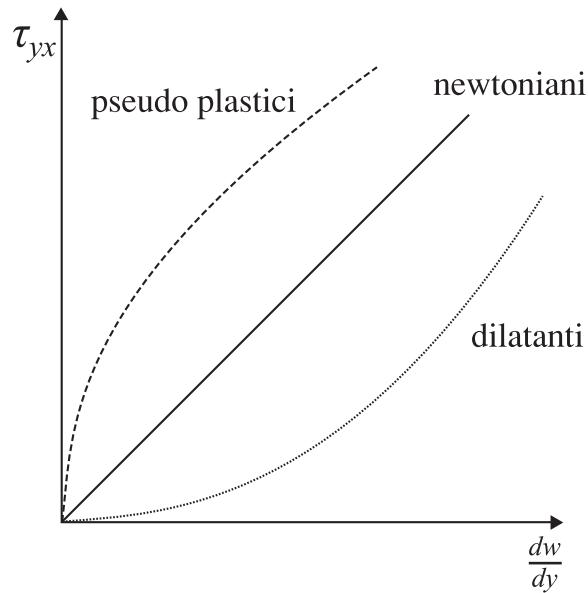


Figura 1.2: Reologia di un fluido nel caso di fluidi newtoniani e non newtoniani (Guglielmini et al. 2004).

1.2 Schematizzazione del moto e equazioni fondamentali di conservazione

La rappresentazione analitica del moto di un fluido è assai complessa e richiede l'impiego di modelli al fine di semplificare la descrizione qualitativa e quantitativa di tale moto. Vengono indicate le tre figure fondamentali per la descrizione del moto di un fluido:

- **traiettoria di una particella:** il luogo dei punti occupati in tempi successivi dalla stessa particella fluida;
- **linea di corrente o linea di flusso:** è una linea che ha per tangente il vettore velocità in ogni punto;

- **linea di fumo:** è il luogo dei punti occupati, ad un dato istante, dalle particelle che sono passate per uno stesso punto.

Nel caso di moto permanente questi tre luoghi geometrici coincidono. Si definisce vena fluida o filetto di corrente l'insieme delle traiettorie le cui sezioni trasversali hanno velocità (perpendicolare alla sezione stessa), pressione, temperatura e volume specifico costanti.

Il modello di riferimento è quello di moto uni- o monodimensionale e si assumono condizioni di regime permanente di massa e termodinamico. In termini fisici il modello deve rispettare i principi di:

- **conservazione della massa;**
- **conservazione della quantità di moto;**
- **bilancio di energia.**

Conservazione della massa

Dato un sistema di coordinate cartesiane (x, y, z), si consideri un volume di controllo (VC) con gli spigoli dx, dy, dz , attraversato da un fluido con velocità w e densità ρ (Figura 1.3). Siano w_x, w_y e w_z le componenti del vettore velocità lungo gli assi principali. Si definisce j velocità di massa o flusso di massa e si calcola la portata massica in entrata e in uscita sul VC lungo le tre direzioni principali. Se si sommano queste portate, si esprime la variazione di massa infinitesima dm nel tempo infinitesimo dt relativa al VC:

$$dm = - \left[\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} \right] dx dy dz dt \quad (1.2.1)$$

La massa di VC può essere espressa anche come il prodotto della densità del fluido per il volume :

$$m = \rho dx dy \quad (1.2.2)$$

e la variazione nel tempo è:

$$dm = \frac{\partial}{\partial t} \rho dx dy dz \quad (1.2.3)$$

Per il principio di conservazione della massa, la (1.2.1) e la (1.2.3) devono equivalersi:

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = -\frac{\partial \rho}{\partial t} \quad (1.2.4)$$

La (1.2.4) rappresenta l'equazione di continuità di un fluido in coordinate cartesiane e può essere anche esser scritta come:

$$\vec{\nabla}(\rho \vec{w}) = -\frac{\partial \rho}{\partial t} \quad (1.2.5)$$

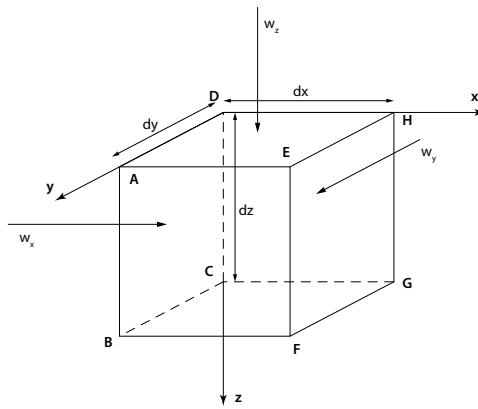


Figura 1.3: Schematizzazione del parallelepipedo fondamentale o volume di controllo (VC).

Bilancio della quantità di moto

Si consideri un filetto di corrente in regime permanente a portata massica costante. Si consideri un volume di controllo C.V. (dall'inglese *Control Volume*) compreso tra le sezioni 1 e 2, di massa m più la massa dm che attraversa la sezione 1 nel tempo $d\tau$. Di conseguenza nello stesso intervallo di tempo $d\tau$ una pari massa dm attraversa la sezione 2. La variazione di quantità di moto è pari al prodotto della massa dm per la differenza delle velocità tra le sezioni 1 e 2. Tale variazione di quantità di moto egualia l'impulso delle forze agenti sul VC (Figura 1.4):

$$\sum F d\tau = dm(w_2 - w_1) \quad \text{ovvero} \quad \sum F = \dot{m}(w_2 - w_1)$$

dove $\sum F$ è la risultante delle forze agenti sul C.V. nella direzione del moto.

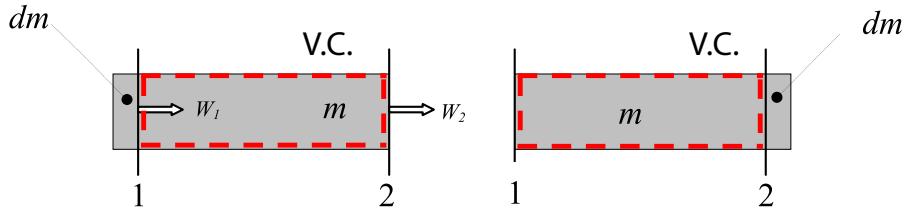


Figura 1.4: Conservazione della quantità di moto a regime permanente.

Bilancio di energia e equazione di Bernoulli

Tra le sezioni estreme di una generica vena fluida si applica l'equazione di bilancio dei sistemi aperti a regime permanente. Si considera come VC il volume racchiuso tra le due sezioni sopra citate. L'equazione di bilancio per unità di massa di un sistema aperto si può scrivere in forma differenziale come:

$$dQ - dL_e = dH + \frac{dw^2}{2} + gdz \quad (1.2.6)$$

dove dQ e dL_e rappresentano rispettivamente il calore scambiato con l'ambiente esterno e di lavoro esterno netto attraverso la superficie di confine, dH rappresenta l'entalpia, z la quota potenziale e g la costante di gravitazione universale ($g \simeq 9,81 \text{ m/s}^2$). Poiché $dh = TdS_s + vdp$:

$$dL_e + TdS_s + v dp + \frac{dw^2}{2} + g dz \quad (1.2.7)$$

dove dS_s è la produzione entropica elementare e v il volume specifico. Un qualunque lavoro specifico, può essere espresso come prodotto di un volume specifico per un'opportuna pressione differenziale dp' , per omogeneità dimensionale. Questa variazione di pressione differisce dalla variazione che il fluido subisce in moto. Sapendo che una qualsiasi pressione p può essere espressa in termini di peso specifico γ e altezza idrica h :

$$dL_e = v dp_e = v \gamma dh_e = g dh_e \quad (1.2.8)$$

Allo stesso modo per il lavoro di attrito:

$$dL_a = v dp_a = v \gamma dh_a = g dh_a \quad (1.2.9)$$

Se sostituiamo la (1.2.8) e la (1.2.9) nella (1.2.7) otteniamo:

$$dh_e + dh_a + \frac{dp}{\gamma} + \frac{dw^2}{2g} + dz = 0 \quad (1.2.10)$$

La (1.2.10) è detta equazione di Bernoulli generalizzata in forma differenziale e ha valenza energetica specifica (per unità di peso). I termini nella formula sono così nominati:

- **dh_e carico motore**, termine effettivo di scambio con l'esterno;
- **dh_a carico d'attrito**, termine di dissipazione;
- **$\frac{dp}{\gamma}$ carico piezometrico**, l'effettiva variazione di pressione del fluido dovuta al moto;
- **$\frac{dw^2}{2g}$ carico cinetico**;
- **dz carico gravitazionale**, variazione di quota geodetica.

Se la (1.2.10) viene integrata tra la sezione 1 e la sezione 2 si ottiene:

$$(h_e)_{1,2} + (h_a)_{1,2} + \int_1^2 \frac{dp}{\gamma} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} + z_2 - z_1 = 0 \quad (1.2.11)$$

L'equazione caratterizzante il moto è così ridotta in termini di carichi differenziali, cioè in termini dimensionali si hanno delle lunghezze.

In caso di un condotto a pareti rigide, di sezione costante, orizzontale e attraversato da un fluido a regime permanente, cioè a carico motore e potenziale nullo, la (1.2.11) diventa:

$$(h_a)_{1,2} + \int_1^2 \frac{dp}{\gamma} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} = 0 \quad (1.2.12)$$

Se si ammettono trascurabili le variazioni di peso specifico rispetto alle variazioni di pressione, cioè si assume che il peso specifico sia costante, e la variazione di velocità nulla:

$$(h_a)_{1,2} = \frac{p_1 - p_2}{\gamma} \quad (1.2.13)$$

La (1.2.13) esprime il carico d'attrito o in termini operativi la perdita di carico.

1.3 Calcolo delle cadute di pressione per attrito

1.3.1 Numero di Reynolds

Si consideri un condotto rettilineo a pareti perfettamente lisce in cui scorre un fluido a velocità w , di densità ρ e viscosità μ . Il regime è definito laminare se le traiettorie del flusso sono rettilinee e il profilo di velocità è parabolico (Figura 1.5a). Il regime di flusso è invece turbolento quando le particelle non seguono traiettorie ordinate e il moto che ne risulta avviene in maniera caotica (Figura 1.5b).

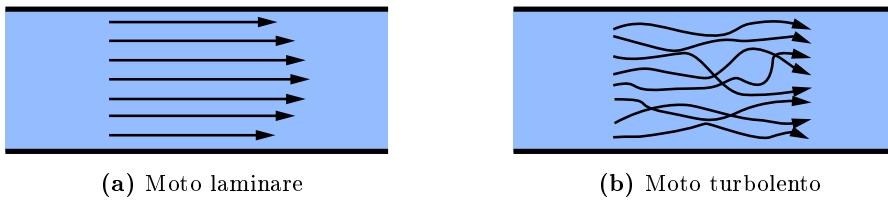


Figura 1.5: Regime di flusso monofase in condotta.

Reynolds fu il primo a definire che il tipo di moto dovesse dipendere non solo dalla velocità ma anche dalla densità e viscosità del fluido oltre che alla geometria della condotta. Il numero di Reynolds è così definito:

$$Re = \frac{\rho w D}{\mu} \quad (1.3.1)$$

Il numero di Reynolds definisce il tipo di moto che si instaura in condotta:

- per $Re < 2000$ il moto in un condotto è laminare;
- per $2000 < Re < 10000$ si ha una regione di transizione;
- per $Re > 10000$ il moto in un condotto è completamente turbolento.

1.3.2 Fattore di attrito di Moody

Sia in condizioni di moto laminare che, in condizioni di moto turbolento, la caduta di pressione totale dipende dal tipo di fluido, dal regime di moto e dalle caratteristiche della condotta. In breve, il carico di attrito dipende da parametri:

- **fisici** - μ e ρ - relativi ai fluidi in movimento;
- **cinematici** - w - caratterizzanti il trasporto di massa fluida;
- **geometrici** - D e ε - legati alla tubazione e alla *scabrezza assoluta* della parete interna della condotta.

Perciò si può affermare che:

$$\frac{\Delta p}{l} = f(\rho, \mu, w, D, \varepsilon) \quad (1.3.2)$$

dove l è la lunghezza della condotta. L'equazione di Darcy-Weisbach può essere definita sia in funzione delle perdite di carico piezometriche (1.3.3) sia in funzione delle cadute di pressione (1.3.4):

$$h_a = \lambda \frac{l}{D} \frac{w^2}{2g} \quad (1.3.3)$$

$$\Delta p_a = \lambda \frac{l}{D} \frac{\rho w^2}{2} \quad (1.3.4)$$

dove λ è detto *fattore d'attrito di Moody* o *indice di resistenza*. La perdita di carico corrispondente, per un certo valore λ , risulta proporzionale al carico cinetico e alla lunghezza del condotto. In regime di moto laminare il fattore di attrito è proporzionale al solo coefficiente di Reynolds:

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (1.3.5)$$

In regime tubolento l'indice di resistenza è legata alla rugosità della parete. Il rapporto $\frac{\varepsilon}{D}$ è definito *scabrezza relativa*. La relazione funzionale equivalente è:

$$\lambda = f \left(Re, \frac{\varepsilon}{D} \right) \quad (1.3.6)$$

Sulla base dei risultati sperimentali al variare dei parametri del modello di flusso in condotta in regime turbolento, è stato costituito il *diagramma di Moody* (Figura 1.6). Gli andamenti all'interno di tale diagramma sono la rappresentazione grafica della *correlazione di Colebrook*:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \ln \left(\frac{\varepsilon/D}{3,71} + \frac{2,51}{Re \sqrt{\lambda}} \right) \quad (1.3.7)$$

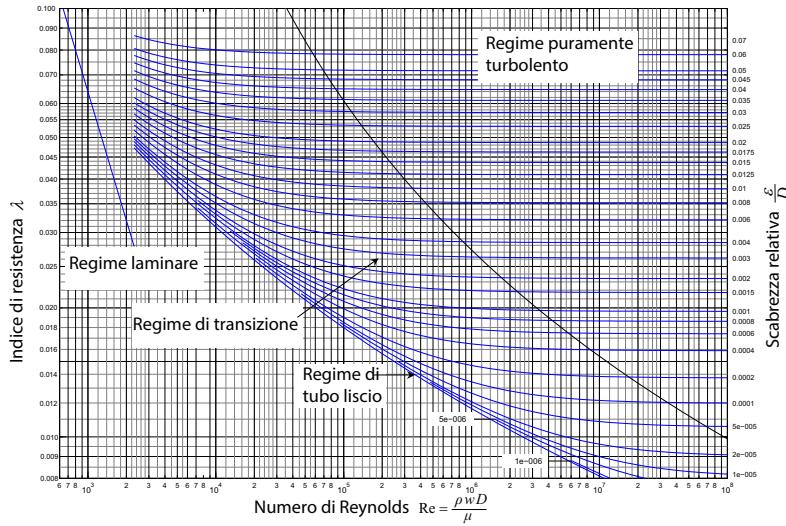


Figura 1.6: Diagramma di Moody per il calcolo del fattore di attrito in condotta.

Il fattore di attrito può essere espresso anche tramite il *numero di Fanning* f , adimensionale e definito come il rapporto tra gli sforzi di taglio e le forze di inerzia:

$$f = \frac{2\tau}{\rho w^2} \quad (1.3.8)$$

Il fattore di attrito di Moody è quattro volte il numero di Fanning:

$$\lambda = 4f \quad (1.3.9)$$

Blasius propone il calcolo del numero di Fanning a partire dal numero di Reynolds:

$$f = \frac{0,079}{Re^{0,25}} \quad (1.3.10)$$

La (1.3.10) è applicabile in condizione di tubi a pareti interne lisce (scabrezza nulla, $\varepsilon = 0$) e regime di flusso non totalmente turbolento ($Re < 10^5$).

1.3.3 Perdite di carico per un liquido

Una relazione approssimativa per la valutazione delle perdite di carico di liquidi in condotta è quella di Hazen-Williams. Questa relazione è valida

solo per acqua in condizioni di regime turbolento a temperatura compresa tra i 4°C e 25°C.

$$\frac{h_a}{l} = \frac{10,65}{C^{1,85}} \frac{Q^{1,85}}{d^{4,87}} \quad (1.3.11)$$

dove Q è la *portata volumetrica*, la costante moltiplicativa numerica 10,65 non è adimensionale (ha le dimensioni di $s^{1,85}/m^{0,86}$) e la costante adimensionale C è un valore tabellato. L'equazione fornisce direttamente il valore delle

Tipologia tubo	C
Tubi estremamente lisci	140
Tubi nuovi, acciaio o ghisa	130
Tubi in legno o calcestruzzo	120
Tubi in acciaio rivettato, nuovi	110
Tubi vecchi in ghisa, mattoni	100
Tubi in acciaio rivettato, vecchi	95
Tubi in acciaio corroso	80
Tubi in acciaio fortemente corroso	60

Tabella 1.1: Coefficienti C adimensionali per la formula di Hazen-Williams.

perdite di carico distribuite per unità di lunghezza della tubazione in funzione della portata volumetrica e del diametro idraulico. Se ora esplicitiamo la (1.3.3) in funzione del diametro interno D , ponendo la *portata volumetrica* come $Q = w A$:

$$h_a = \lambda \frac{l}{D} \frac{w^2}{2g} \implies \frac{h_a}{l} = \frac{8f}{\pi^2 2g} \frac{Q^2}{D^5} \quad (1.3.12)$$

In entrambe le formulazioni (la forma generale delle perdite di carico e l'approssimazione di Hazen-Williams) si rileva che, a parità di portata, le perdite di carico sono inversamente proporzionali al diametro della tubazione elevato ad un esponente prossimo a 5.

1.3.4 Perdite di carico per un gas

In condotte lunghe, il flusso di un gas è prossimo alle condizioni isotermiche. Le cadute di pressione in tali linee sono spesso grandi paragonate alla pressione in ingresso e il problema non può essere trattato tramite il modello di

flusso di Darcy. Una soluzione accurata è data dall'equazione:

$$\dot{m}^2 = \left[\frac{A^2}{v_1 \left(\frac{\lambda l}{D} + 2 \ln \frac{p_1}{p_2} \right)} \right] \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{p_1} \right] \quad (1.3.13)$$

dove p_1 e p_2 sono le pressioni all'inizio e alla fine della condotta. Se esplicitiamo nella (1.3.13) il volume specifico in ingresso v_1 utilizzando l'equazione di stato di un gas reale:

$$p_1^2 - p_2^2 = Z_m R T \left(\frac{w}{A} \right)^2 \left(\lambda \frac{l}{D} + 2 \ln \frac{p_1}{p_2} \right) \quad (1.3.14)$$

dove Z_m è il *fattore di comprimibilità del gas*, R è la *costante universale dei gas perfetti* e T la temperatura. Si formulino le seguenti assunzioni:

- flusso di gas a condizioni isotermiche;
- assenza di lavoro meccanico in ingresso e uscita;
- regime permanente;
- gas perfetto;
- velocità come rappresentazione della velocità media nella sezione trasversale;
- coefficiente d'attrito λ costante;
- condotta dritta e orizzontale

La (1.3.13) e la (1.3.14) possono essere scritte semplificate in:

$$\dot{m}^2 = \left[\frac{D A^2}{v_1 \lambda l} \right] \left[\frac{p_1^2 - p_2^2}{p_1} \right] \quad (1.3.15)$$

$$p_1^2 - p_2^2 = Z_m R T \left(\frac{w}{A} \right)^2 \left(\lambda \frac{l}{D} \right) \quad (1.3.16)$$

Possono essere utilizzate tre diverse forme semplificate per il calcolo delle portate di gas in condotta, a seconda delle specifiche tecniche dell'infrastruttura.

Equazione di Weymouth

L'equazione di Weymouth è raccomandata per condotte con diametro piccolo (generalmente sotto i 12") e lunghezza limitata (sotto i 30 km) all'interno delle batterie di produzione o per le linee di raccolta secondarie, pressione medio-alta (compresa tra 7 bar e 70 bar) in regime di moto turbolento (alto valore del numero di Reynolds).

$$Q_h = 2,61 \times 10^{-8} d_{mm}^{2,667} \left[\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{\rho_r l_{km}} \right) \frac{288}{T_1} \right]^{0.5} \quad (1.3.17)$$

dove Q_h è la portata espressa in Smc^1/h , ρ_r è la densità relativa, d_{mm} è il diametro interno della condotta espresso in mm, l_{km} è la lunghezza della condotta espressa in km.

Equazione di Panhandle

L'equazione di Panhandle è indicata per condotte di grande diametro (pari o sopra i 12"), condotte lunghe (più di 70 km) e per valori del numero di Reynolds moderati.

$$Q_h = 2,044 \times 10^{-8} E d_{mm}^{2,6182} \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{l_{km}} \right)^{0,5394} \quad (1.3.18)$$

dove E rappresenta il fattore di efficienza del flusso ($E \leq 1$, ha valore unitario in caso di nuove condotte)

Equazione di Spitzglass

Esistono due versioni di questa equazione: ad alta o bassa pressione. L'equazione di Spitzglass relativa a condotte a bassa pressione è:

$$Q_h = 9,50 \left[\frac{(p_1 - p_2) d_{mm}^5}{l_{mm} \rho_r (1 + 0,09144/d_{mm} + 1,1811 d_{mm})} \right]^2 \quad (1.3.19)$$

1.3.5 Perdite di carico concentrate

Il fluido, lungo il suo percorso in condotta, può incontrare brusche variazioni di sezione, direzione o ostruzioni come filtri o rubinetti. Il calcolo delle

¹Standard metri cubi, quantità di gas contenuta in un 1 m³ a condizioni standard di pressione ($p = 101325$ Pa, pressione ambientale) e di temperatura ($T = 288,15$ K, 15°C)

resistenze puntuali è difficilmente calcolabile in modo analitico e ci si basa maggiormente su dati puramente sperimentali. Tutte le resistenze relative a diversi elementi tipici della condotta sono espresse in funzione del carico cinetico:

$$\Delta p' = \gamma \frac{w^2}{2g} f' \quad (1.3.20)$$

dove f' assume valori diversi a seconda del tipo di singolarità. La somma di perdite di carico concentrate e distribuite fornisce la caduta di pressione totale per una generica condotta percorsa da un fluido.

1.4 Moto multifase

In termodinamica classica si definisce *fase* come uno stato macroscopico della materia omogeneo per struttura fisica e composizione chimica. I *flussi bifase* sono caratterizzati dalla presenza di due fasi e rappresentano il caso più semplice di *flusso multifase* o multicomponente. Nei flussi bifase, l'interazione tra le due fasi porta alla formazione di particolari regimi di flusso. Il verificarsi di un determinato regime dipende dalla portata, dalle caratteristiche fisiche e dalle condizioni termodinamiche delle due fasi e dalle caratteristiche fisiche dell'impianto.

1.4.1 Regime di flusso in condotta

L'inclinazione della condotta incide fortemente sulla formazione dei diversi regimi di flusso: in caso di tubazioni verticali, la forza gravitazionale agisce nella stessa direzione della forza inerziale, quindi lungo l'asse della condotta. In condotte verticali si hanno quindi regimi pseudo-simmetrici rispetto l'asse della condotta, in tubazioni orizzontali la fase liquida e la fase gassosa tendono a disporsi rispettivamente sulla parte inferiore e superiore.

1.4.1.1 Condotte verticali

I regimi di flusso bifase per condotte verticali sono così classificati (Figura 1.7):

- flusso a bolle;

- flusso a slug;
- flusso a churn o agitato;
- flusso anulare misto.

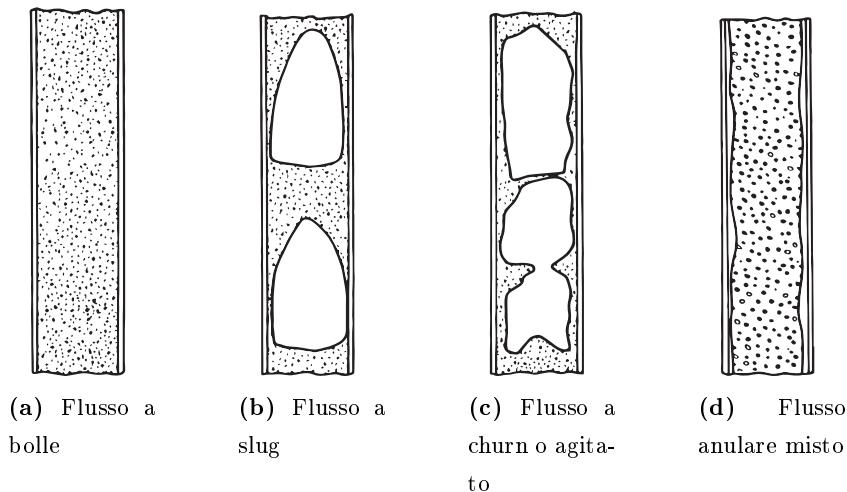


Figura 1.7: Regimi di flusso bifase in condotte verticali

Per comprendere nel dettaglio i vari regimi che si possono instaurare in condotta si fa riferimento alla mappa dei regimi di flusso bifase avvallata da Griffith et al. per condotte verticali (Figura 1.8).

Per basse velocità superficiali della fase gassosa, avviene in condotta il solo regime a bolle (Figura 1.7a). In questo regime la fase liquida si muove a velocità uniforme mentre le bolle di gas sono più veloci o più lente a seconda del loro diametro. Se si incrementa la velocità della fase gassosa, questa tenderà a viaggiare di pari passo alla fase liquida, creando così il regime a slug (Figura 1.7b) e il regime a churn o anche detto agitato (Figura 1.7c), dove ormai l'effetto della fase gassosa è predominante rispetto alla fase liquida. Nel regime anulare misto (Figura 1.7d) la fase gassosa è continua e la fase liquida è dispersa nel gas oppure disposta sulle pareti interne.

1.4.1.2 Condotte orizzontali

I regimi di flusso in condizioni di condotta orizzontale possono essere così classificati (Figura 1.9):

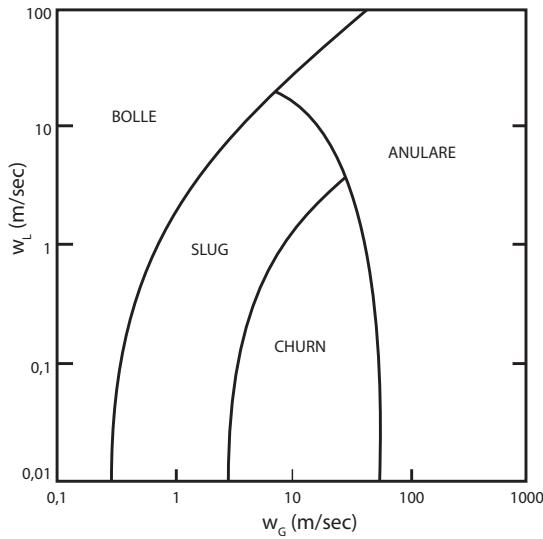


Figura 1.8: Mappa per regimi di flusso bifase per condotte verticali (Griffith et al. 1984).

- flusso stratificato;
- flusso a onde;
- flusso a plug o a bolle allungate;
- flusso a slug;
- flusso anulare;
- flusso a bolle disperse.

Per la determinazione dei diversi regimi di flusso bifase aria-acqua si fa riferimento alle mappe per condotte orizzontali proposte da Griffith et al. (1984), Baker (1954) e Taitel et al. (1976).

Griffith et al. (1984)

Il regime di flusso è definito tramite la *velocità superficiale* w_i , legata alla portata volumetrica della fase i -esima attraverso una generica sezione A della condotta. Si ha quindi:

$$w_G = \frac{Q_G}{A} \quad (1.4.1)$$

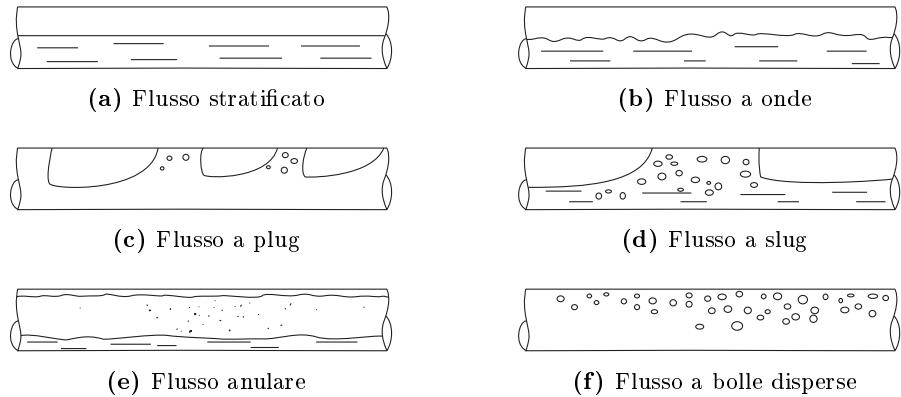


Figura 1.9: Regimi di flusso bifase in condotte orizzontali

$$w_L = \frac{Q_L}{A} \quad (1.4.2)$$

dove i pedici g e l fanno riferimento alla fase gassosa o liquida. Le linee continue interne rappresentano la transizione tra i diversi regimi.

Per basse velocità superficiali della fase liquida si verificano flussi stratificati a interfaccia liscia (Figura 1.9a), a onda (Figura 1.9b) e anulare misto (Figura 1.9e) a seconda della velocità superficiale del liquido. Questi tre regimi fanno parte della categoria dei flussi separati: le due fasi appaiono come due flussi continui senza apparente iterazione. Il flusso stratificato e quello a onde sono caratterizzati dallo scorrimento della fase liquida nella parte inferiore della condotta, in quello anulare la fase liquida si dispone lungo le pareti interne della condotta. All'aumentare della velocità superficiale della fase liquidi, si osserva un maggiore miscelamento delle due fasi e si verificano flussi a slug o a bolle allungate (Figura 1.9d) o flussi a plug (Figura 1.9c). La differenza tra questi due regimi è sottile: nel flusso a slug sono disperse numerose bollicine di gas nella fase liquida, al contrario del flusso a plug. Ad alte velocità superficiali della fase liquida si verifica il flusso a bolle (Figura 1.9f), caratterizzato dalla presenza di bolle di gas disperse nella fase liquida.

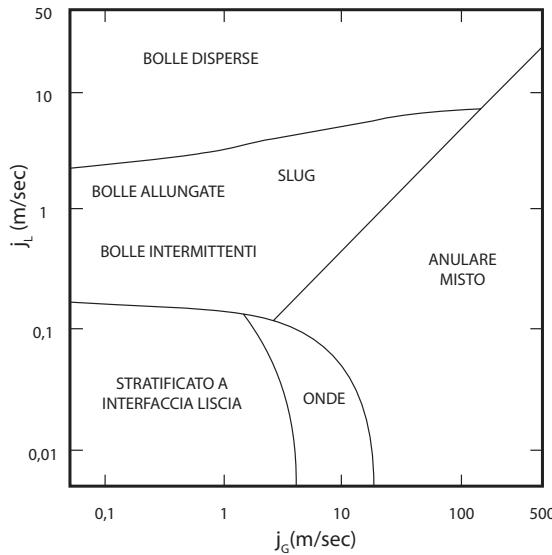


Figura 1.10: Mappa di Griffith et al. (1984)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali.

Baker (1954)

La mappa di Baker (1954) per condotte orizzontali con flusso bifase Figura 1.11 è stata proposta originariamente sia per Sistema Internazionale che per sistema consuetudinario statunitense. Per l'utilizzo della mappa devono essere determinati i parametri adimensionali Λ e Ψ e la *velocità di massa* o *flusso di massa* j_i , la massa della fase i -esima che attraversa una generica sezione trasversale A della condotta:

$$j_G = \frac{\dot{m}_G}{A} = \frac{\rho_G w_G A}{A} = \rho_G w_G \quad (1.4.3)$$

$$j_L = \frac{\dot{m}_L}{A} = \frac{\rho_L w_L A}{A} = \rho_L w_L \quad (1.4.4)$$

dove j_G e j_L sono (in modulo) la velocità di massa del gas e del liquido. I parametri adimensionali Λ e Ψ sono definiti da:

$$\Lambda = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{aria}} \frac{\rho_L}{\rho_{acqua}} \right)^{1/2} \quad (1.4.5)$$

$$\Psi = \left(\frac{\sigma_{acqua}}{\sigma} \right) \left[\left(\frac{\mu_L}{\mu_{acqua}} \right) \left(\frac{\rho_{acqua}}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad (1.4.6)$$

dove ρ_G , ρ_L , μ_L e σ sono proprietà proprie del fluido. I termini noti, quindi le proprietà di riferimento sono:

- $\rho_{acqua} = 1000 \text{ kg/m}^3$;
- $\rho_{aria} = 1,23 \text{ kg/m}^3$;
- $\mu_{acqua} = 0,001 \text{ N sec/m}^2$;
- $\sigma_{acqua} = 0,072 \text{ N/m}$.

I valori sugli assi x e y sono così identificati. L'intersezione sulla mappa fornisce il regime bifase che si instaura nella condotta sulla base del modello.

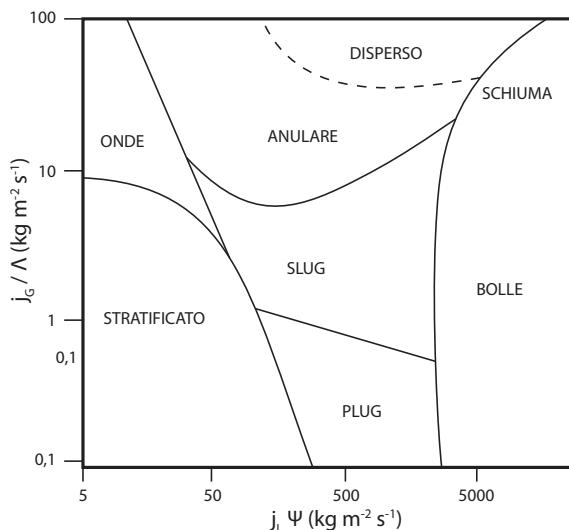


Figura 1.11: Mappa di Baker (1954)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali.

Taitel et al. (1976)

Nel lavoro di Taitel et al. (1976) (Figura 1.12) si propone una mappa per condotte orizzontali che nasce dalla combinazione di analisi analitiche e selezione empirica di numerosi parametri di riferimento. La mappa usa il *parametro di Martinelli* χ , il *numero di Froude* del gas Fr_G e i parametri T e K .

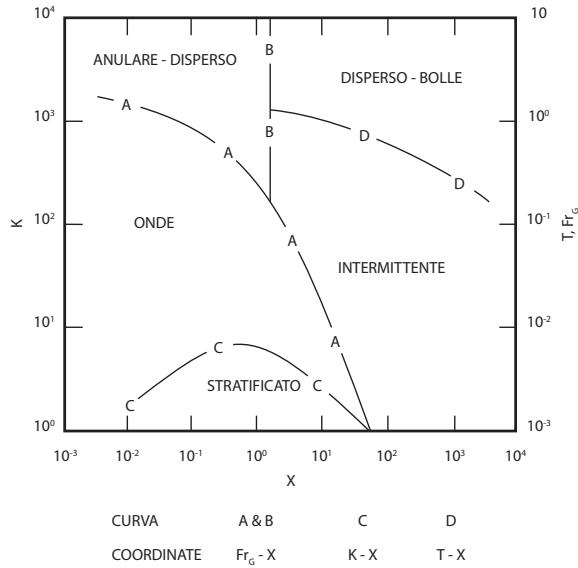


Figura 1.12: Mappa di Taitel et al. (1976)) per regimi di flusso bifase per condotte orizzontali. Gli assi di riferimento cambiano a seconda della curva considerata, come descritto nel pannello al di sotto del grafico.

Il parametro di Martinelli è dato dalla radice quadrata del rapporto tra i gradienti di pressione del liquido e del gas:

$$\chi = \left[\frac{(dp/dl)_L}{(dp/dl)_G} \right]^{1/2} \quad (1.4.7)$$

Si ricorda che il gradiente di pressione per unità di lunghezza è dato dalla derivata dell'equazione di Darcy-Weisbach (1.3.4) in funzione della caduta di pressione lungo la direzione della condotta:

$$\Delta p_{a,k} = \lambda_k \frac{l}{D} \frac{\rho_k w_k^2}{2} \Rightarrow \left(\frac{dp}{dl} \right)_k = -\frac{\lambda_k}{D} \frac{\rho w^2}{2} = -\frac{\lambda_k j_k^2}{\rho_k D} \quad (1.4.8)$$

Il numero di Froude è un gruppo adimensionale e rappresenta la frazione liquida di un fluido. Dal punto di vista analitico mette in relazione forza di inerzia con la forza peso. Per la fase gassosa vale:

$$Fr_G = \frac{j_G}{[\rho_G(\rho_L - \rho_G)D g]^{1/2}} \quad (1.4.9)$$

Il parametro T è definito come:

$$T = \left[\frac{|(dp/dl)_L|}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/2} \quad (1.4.10)$$

Il parametro K invece è funzione del numero di Froude del gas e del numero di Reynolds del liquido:

$$K = Fr_G \ Re_L^{1/2} \quad (1.4.11)$$

Caratteristica principale di questa mappa di regime è l'impiego di diverse coordinate, in funzione dei parametri trovati, a seconda della curva a cui si fa riferimento. Dapprima si calcolano quindi il parametro di Martinelli χ e il numero di Froude del gas Fr_G . Se le coordinate del punto trovato ricadono nella parte superiore della curva A, rappresentata rispetto al sistema di coordinate $Fr_G - \chi$, il regime sarà quindi anulare. Nel caso in cui il punto si collochi al di sotto della curva viene calcolato il parametro K . Facendo riferimento alla curva C e quindi al sistema di coordinate $K - \chi$ il regime sarà a onde o stratificato con interfaccia liscia se il punto trovato è rispettivamente nella parte superiore o inferiore della curva C. Se il punto ricade nella parte superiore a destra del grafico, si fa riferimento alla curva D, quindi al sistema di coordinate $T - \chi$. Il regime sarà a bolle disperse se il punto trovato si trova al di sopra della curva D, viceversa il regime sarà di natura intermittente o a slug.

Tutti i modelli fin qui presentati sono stati sviluppati per flussi bifase in condizioni adiabatiche. Tuttavia questi modelli, tramite accorgimenti di natura analitica, posso risponde anche a condizioni diabatiche, cioè ipotizzando la condotta come sistema aperto in cui avviene scambio di calore con l'esterno. Lo studio dei regimi di flusso può quindi essere esteso, per esempio, negli impianti di refrigerazione oppure negli scambiatori termici.

1.4.2 Cadute di pressione per attrito di un flusso bifase

Si può semplificare lo studio del moto di un fluido bifase se si assume che le fasi siano ben miscelate fra loro, quindi come un unico fluido monofase. Il *modello omogeneo* può essere applicato quando le fasi sono fortemente interdisperse tra loro, cioè quando entrambe le fasi hanno velocità superficiali sostenute. Le perdite di carico totali Δp_{tot} sono la somma delle perdite di carico statiche o gravitazionali Δp_s , le perdite di carico della quantità di

moto Δp_{mom} e le perdite di carico per attrito Δp_a :

$$\Delta p_{tot} = \Delta p_s + \Delta p_{mom} + \Delta p_a \quad (1.4.12)$$

La perdita di carico statico per un fluido bifase omogeneo è:

$$\Delta p_s = \rho_H g z \quad (1.4.13)$$

dove z è la differenza di quota geodetica tra le sezioni di ingresso e uscita della condotta, o meglio l'altezza della condotta. Per densità omogenea ρ_H si intende:

$$\rho_H = \rho_L(1 - \varepsilon_H) + \rho_G \varepsilon_H \quad (1.4.14)$$

Si determina la frazione di vuoto ε_h in funzione del titolo di vapore x :

$$\varepsilon_H = \left[1 + \left(\frac{w_G}{w_L} \frac{(1-x)}{x} \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \right]^{-1} \quad (1.4.15)$$

dove il rapporto w_G/w_L è detto *rappporto di slittamento* e ha valore unitario nel caso di flussi omogenei. Il gradiente di pressione della quantità di moto per unità di lunghezza del condotto è:

$$\left(\frac{dp}{dl} \right)_{mom} = \frac{d(j_{tot}/\rho_H)}{dz} \quad (1.4.16)$$

Il punto cruciale del calcolo delle cadute di pressione per un flusso bifase risiede nella stima del termine di attrito, in questo frangente rappresentato dal numero di Fanning f . Se si esprime la (1.3.4) in funzione del numero di Fanning f_{tot} per un flusso bifase, in funzione del flusso di massa j_{tot} :

$$\Delta p_a = \frac{2 f_{tot} j_{tot}^2}{\rho_{tot}} \frac{l}{D} \quad (1.4.17)$$

Si può esprimere il numero di Fanning tramite la (1.3.10), il numero di Reynolds per mezzo della (1.3.1). Come viscosità, parametro utile al calcolo del numero di Reynolds, può essere scelta quella della fase liquida oppure una media pesata in base al titolo di vapore x :

$$\mu_{tot} = x \mu_G + (1+x) \mu_L \quad (1.4.18)$$

È importante acquisire le basi della fluidodinamica multifase per capire come

le iterazioni tra le diverse fasi e le perdite di carico definiscano il flusso che si instaura in condotta. L'ingegneria petrolifera ha affinato negli anni i modelli interpretativi, così da avvicinare le stime di produzione di un pozzo ai trend reali. In particolar modo, la corretta interpretazione del moto multifase per i pozzi a gas determina la tipologia e la configurazione di sistemi per l'aumento di portata o la diminuzione delle perdite di carico. Si intuisce quindi che l'aumento delle performance è legato alla veridicità del modello calcolato. Nel prossimo capitolo sono trattati i problemi di un pozzo a gas legati a condizioni di flusso multifase e le tecnologie oggi utilizzate per ovviare al calo di rendimento nel tempo.

Capitolo 2

Applicazioni di schiumogeno per l'ottimizzazione della produzione degli idrocarburi

Per *Gas Well Deliquification* o *Gas Well Dewatering* (GWD) si intende l'insieme delle tecnologie e delle applicazioni utili alla rimozione di acqua o condensati in fase produttiva da un pozzo a gas. Nello specifico il concetto di GDW racchiude tutti gli strumenti utili nel combattere il fenomeno del *liquid loading*, definito come l'accumulo di acqua in pozzo e l'impossibilità di rimuoverla. Le tecnologie impiegate per lo spiazzamento dei liquidi a fondo pozzo sono numerose e sono in continua evoluzione per garantire migliori performance e affidabilità. Nell'ultimo decennio gli schiumogeni sembrano rappresentare una scelta concreta per controllare il carico idrostatico di fondo pozzo e presentano notevoli vantaggi rispetto alle tecnologie già esistenti (Stanculescu et al. 2014). In questo capitolo sono descritte le cause e le conseguenze del *liquid loading* e le principali tecnologie impiegate oggi per la riduzione e controllo del battente idrostatico. Particolare attenzione è dedicata all'impiego di tensioattivi liquidi o *foamer*, descrivendo le proprietà fisico-chimiche, le procedure operative per il loro impiego e controllo tramite l'uso di antischiuma o *defoamer*.

2.1 Liquid loading

2.1.1 Ciclo di vita di un pozzo a gas

Nel paragrafo 1.4.1.1 si è discusso dei diversi regimi di flusso bifase per condotte verticali. Un pozzo a gas può presentare tutti i regimi di flusso: in Figura 2.1 è possibile comprendere graficamente l'evoluzione del pozzo durante il suo ciclo di vita. La distribuzione delle varie fasi in pozzo si evolve nel corso della vita produttiva. Inizialmente il gas è fase dominante e il pozzo ha forza sufficiente per trascinare tutto il liquido presente sul fondo. Ad alte velocità superficiali del gas corrisponde un regime anulare misto: la fase liquida è interdispersa nella fase gassosa. Con il diminuire della velocità del gas nel tempo, la fase liquida comincia a precipitare e a depositarsi sul fondo, ostacolando la normale produzione di gas.

2.1.2 Problemi legati al liquid loading

Il liquid loading porta a un regime di flusso a slug e a una produzione di gas discontinua e inferiore. Se il gas ha energia sufficiente a rimuovere i liquidi presenti a fondo pozzo, la portata del gas risponde in modo corretto alla stima di produzione rispetto al tempo di vita del pozzo, definita tramite l'analisi della curva di declino (*Decline Curve Analysis*, DCA), visibile sempre in Figura 2.1.

In caso di aumento del battente idrostatica, il pozzo produce gas in quantità minore rispetto alle stime effettuate. Raggiunto uno stato critico di produzione, il giacimento non ha più energia sufficiente per lo spiazzamento del pozzo e l'effetto combinato di precipitazione di liquidi a fondo pozzo e diminuzione fisiologica della pressione di giacimento porta all'innalzamento della colonna idrostatica. L'aumento dell'altezza della colonna di liquido può quindi interferire sulla produzione, sancendo così il termine del ciclo di vita del pozzo stesso.

2.1.3 Sorgenti di liquidi per un pozzo a gas

Nella maggior parte dei pozzi la produzione di gas è associata a produzione di liquidi. Questi liquidi possono essere acqua, vapore acqueo condensato o

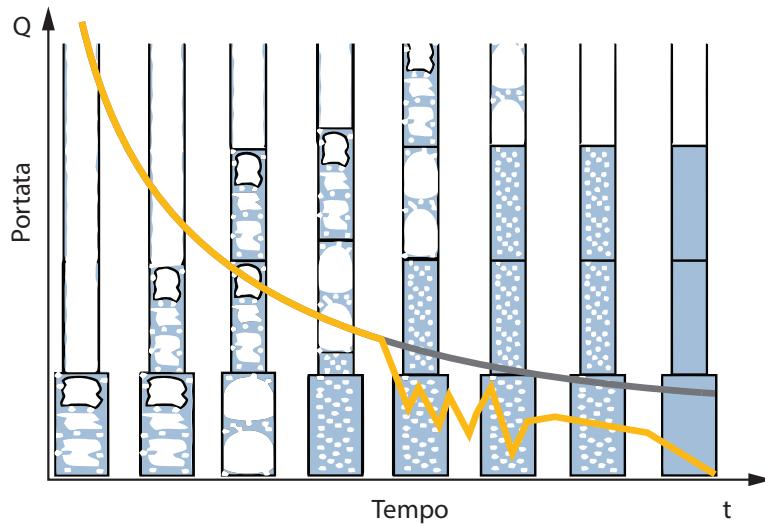


Figura 2.1: Schematizzazione del ciclo di un pozzo a gas, combinata con l’analisi della curva di declino (Lea et al. 2011)

idrocarburi condensati. I liquidi prodotti in pozzo dipendono dalle condizioni e dal tipo di giacimento in questione. Le principali cause possono essere:

- **water coning:** fenomeno locale di deformazione del contatto gas-acqua causato dalla variazione di pressione indotta dalla produzione. Il rischio è maggiore in presenza di pressioni capillari elevate, a causa delle quali può esistere una estesa zona di frangia in cui sono mobili sia l’acqua che gas, con mobilità dell’acqua molto vicina a quella del gas;
- **innalzamento dell’acquifero:** in caso di acquifero attivo, il battente idrostatico raggiunge gli spari con il diminuire della pressione di giacimento;
- **vapore acqueo condensato:** poiché nei giacimenti è presente acqua di strato, il gas naturale è associato a vapore acqueo. Se le condizioni di pressione e temperatura sono tali da scendere al di sotto del punto di rugiada, il vapore acqueo condensa e contribuisce al quantitativo totale di acqua di produzione;

- **idrocarburi condensati:** come il vapore acqueo, alcuni idrocarburi pregiati possono passare dallo stato gassoso allo stato liquido con il variare delle condizioni di pressione e temperatura;
- **fingering o canalizzazioni:** specialmente in pozzi completati a foro scoperto o in alcuni casi di spari multipli, è possibile che dei liquidi possano confluire nel pozzo per vie preferenziali. Si verifica spesso nel caso di ammassi rocciosi particolarmente fratturati (e.g. carbonati fratturati).

2.1.4 Velocità critica

La velocità terminale è definita come la velocità di caduta di un corpo libero (particelle liquide) in un mezzo fluido (gas naturale) sotto l'influenza della forza di gravità. La velocità critica è legata alla velocità terminale delle particelle di liquido e la differenza tra le due grandezze rappresenta l'incremento utile per lo spiazzamento del liquido dal pozzo. Il primo a creare un modello sperimentale inerente al trascinamento continuo di liquido fu Turner et al. (1969). L'equazione teorica per la velocità critica w_t per il trascinamento verticale di una goccia:

$$w_t = 1,593 \frac{\sigma(\rho_L - \rho_G)^{1/4}}{\rho_G^2} \quad [\text{ft/sec}] \quad (2.1.1)$$

dove σ è la tensione superficiale, ρ_G e ρ_L sono la densità rispettivamente del gas e del liquido.

Poiché in campo le condizioni variano molto rispetto al modello teorico, l'autore fornisce due equazioni relative al trascinamento di acqua ($w_{c,W}$) o condensati ($w_{c,COND}$), in funzione della pressione p :

$$w_{c,W} = 5,304 \frac{(67 - 0,0031p)^{1/4}}{\sqrt{0,0031p}} \quad [\text{ft/sec}] \quad (2.1.2)$$

$$w_{c,COND} = 4,03 \frac{(45 - 0,0031p)^{1/4}}{\sqrt{0,0031p}} \quad [\text{ft/sec}] \quad (2.1.3)$$

Dalla (2.1.2) e la (2.1.3) si ricava il valore della portata critica giornaliera:

$$Q_{c,giorno} = \frac{3,06 w_c p A}{T Z} \quad [\text{MMft}^3/\text{giorno}] \quad (2.1.4)$$

dove w_c fa riferimento o alla velocità critica per acqua o condensati. Nel caso in cui siano presenti sia acqua che condensati, per il calcolo di w_c si fa riferimento alla sola (2.1.2). Tutte i parametri e le variabili del modello sono espressi nel sistema consuetudinario statunitense.

Negli anni successivi la ricerca ha portato alla creazione di ulteriori modelli sempre più raffinati: Coleman et al. (1991) utilizza il modello di Turner et al. ma lo convalida per pressioni di testa pozzi sopra i 35 bar, Li et al. (2001) crea un modello basato sulla forma appiattita delle particelle liquide, Nosseir et al. (1997) formula un modello che si adatta alle condizioni di flusso.

2.1.5 NODAL* analysisTM

La NODAL* analysisTM è un marchio Schlumberger ed è uno strumento analitico utile per valutare le performance di produzione di un pozzo. La NODAL* analysisTM viene impiegata per la progettazione del completamento del pozzo, considerando le caratteristiche del sistema produttivo quali afflusso, eventuali restringimenti o limiti generici. La NODAL* analysisTM si svolge tramite la definizione delle seguenti curve:

- **Inflow Production Relationship (IPR)**: curva empirica, valuta le potenzialità del reservoir tramite la portata massima o AOF (*Absolute Open Flow*);
- **Vertical Lift Performance (VLP)**: definita la dimensione del tubino di produzione, la lunghezza (profondità) il rapporto gas-liquido, la curva esprime la pressione a fondo pozzo in funzione della portata e della pressione a testa pozzo.

La produttività del pozzo si ottiene dall'intersezione dell'IPR con la VLP. Il punto trovato viene definito punto operativo ottimale, dove i valori di pressione e portata sono uguali in ambo le curve. Se si traccia sullo stesso grafico il valore di portata critica (Figura 2.2), si può stabilire se le condizioni operative ottimali impediscono la precipitazione della fase liquida a fondo pozzo. Se il punto di intersezione tra l'IPR e la TPR si trova a destra della curva relativa alla velocità critica, il pozzo ha energia sufficiente per

trascinare interamente la fase liquida, altrimenti si incorre nel fenomeno di *liquid loading*.

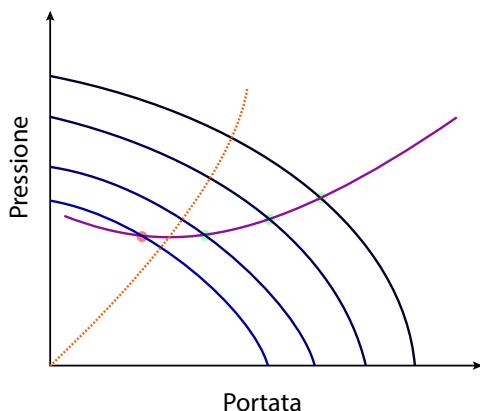


Figura 2.2: Schematizzazione dell'analisi nodale combinata alla portata critica di trascinamento

2.2 Sistemi di sollevamento artificiale per il Gas Well Deliquification

L'industria del gas utilizza numerosi metodi per la rimozione di liquidi dai pozzi. Qui di seguito sono presentati i metodi più utilizzati e ormai consolidati nel tempo con particolare attenzione agli schiumogeni a cui è dedicata una sezione a parte. Oyewole et al. (2008) classifica i sistemi di sollevamento artificiale in:

- **a energia del giacimento:** qui definiti a energia interna, i sistemi non aumentano direttamente l'energia del giacimento, bensì agiscono sui parametri che caratterizzano il trascinamento del liquido in pozzo;
- **a energia esterna:** sistemi a fondo pozzo che agiscono indipendentemente dall'energia residua del giacimento.

Le *velocity string*, i compressori, i *plunger* e gli schiumogeni sono sistemi di sollevamento artificiale a energia interna, pompe e iniezione di fluidi sono invece sistemi a energia esterna.

2.2.1 Velocity string

La *velocity string* è costituita da un tubino di produzione con diametro inferiore rispetto a quello già presente in pozzo. Per produzione costante, il restringimento della sezione di produzione provoca un aumento della velocità del flusso in condotta e il superamento del valore della velocità critica. L'applicazione può avvenire su un tratto specifico del pozzo (Figura 2.3a) oppure su tutta la sua lunghezza (Figura 2.3b).

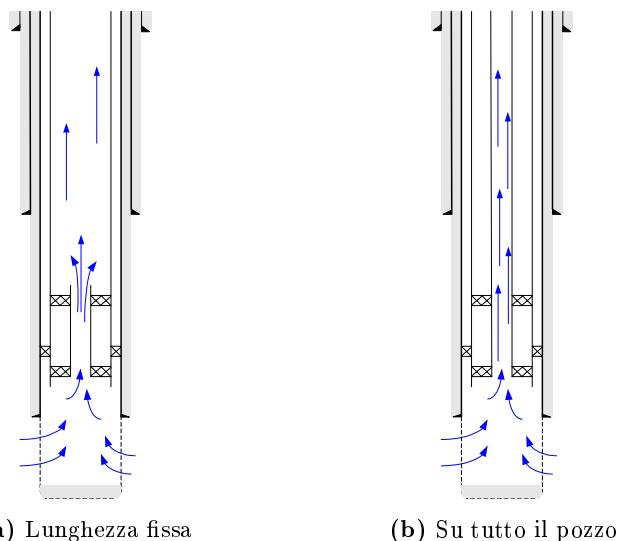


Figura 2.3: Schema di applicazione della velocity string (Arachman et al. 2004)

L'installazione della *velocity string* è generalmente molto economica rispetto ad altre sistemi di sollevamento artificiale, visto che l'applicazione può avvenire anche tramite *coiled tubing*, prodotti tubolari continui a sezione limitata, fabbricati in lunghezza e avvolti attorno a una bobina di raccolta (International Coiled Tubing Association et al. 2014). Tuttavia la progettazione deve avvenire con particolare cautela, visto che il restringimento della sezione di produzione si traduce non solo in termini di aumento di velocità, ma anche di aumento delle perdite di carico per attrito. La *velocity string* non è considerata una soluzione definitiva per il GWD, dal momento che il dimensionamento ideale del tubino di produzione ausiliario cambia con l'evoluzione delle condizioni del giacimento.

2.2.2 Compressione

Possono essere impiegati dei compressori di testa pozzi per diminuire la pressione a testa pozzo. La modalità di compressione può essere a opera di un singolo compressore (Figura 2.4) o di un sistema di compressori posti in superficie.

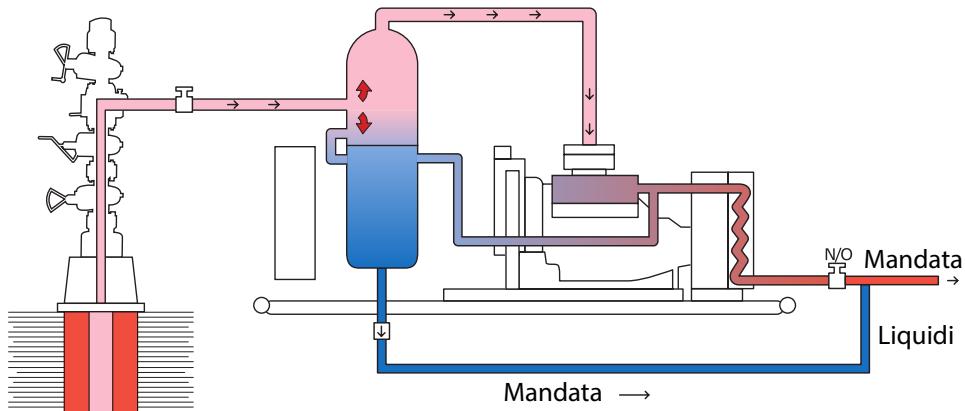


Figura 2.4: Layout semplificato del GasJack™, copressore singolo utilizzato per operazioni di compressione della testa pozzo (Garner et al. 2009)

Una minore pressione a testa pozzo porta all'aumento dell'afflusso di gas dal giacimento. L'aumento di portata è associato all'aumento della velocità del gas, raggiungendo così valori al di sopra della velocità critica. Il dimensionamento dell'impianto di compressione si basa sulla pressione di aspirazione e la pressione di mandata, ovvero dal rapporto di compressione. È importante tenere presente che una minima variazione delle pressioni di aspirazione o di mandata può aumentare in maniera significativa la potenza richiesta dal compressore. La compressione e la riduzione della pressione a testa pozzo sono generalmente le prime soluzioni impiegate per il sollevamento artificiale. L'installazione dei compressori può avvenire durante il ciclo di vita del pozzo senza evidenti segnali di *liquid loading*: la diminuzione di pressione consente di lavorare in condizioni migliori, aumentando le performance generali e quindi la produzione di gas giornaliera. La compressione può anche considerarsi un sistema di sollevamento artificiale ausiliario: un compressore può interfacciarsi con altre soluzioni come agenti surfattanti, *gas lift*, *plunger*, *beam pump*, *ESP* o *velocity string*, aumentando in modo significativo le

performance di *liquid unloading*.

2.2.3 Plunger

I plunger sono dei dispositivi installati all'interno del pozzo per la rimozione meccanica di liquidi e altri agenti contaminanti. Il *plunger* è un pistone tuffante che viaggia liberamente dal fondo pozzo alla superficie, spinto da una pressione che deve essere sufficiente a trascinare sia il dispositivo che i fluidi accumulati. La produzione di gas con l'installazione di un *plunger* risulta discontinua, legata alla ciclicità dello strumento che deve percorre in entrambe le direzioni tutta la lunghezza del pozzo. Come si può vedere nella Figura 2.6 l'applicazione di un *plunger* in pozzo richiede determinata strumentazione di superficie (valvole) e di fondo pozzo (*plunger* e meccanismo a molla). Una tipica installazione convenzionale è organizzata nel seguente modo:

- **bumper a molla**, utile a ricevere il *plunger* a fondo pozzo e evitare danni dovuti all'impatto a terra;
- **ricevitore di superficie**, blocca il *plunger* una volta giunto in superficie e consente il deflusso del gas in condotta;
- **valvola motorizzata di superficie**, controllata elettronicamente, apre e chiude il pozzo quando necessario;
- **sensore elettronico di superficie**, si attiva quando il *plunger* giunge in superficie;
- **controller elettronici**, con ciclicità impostata da operatore, gestisce tutte le operazioni di produzione e registra dati in continuo.

Come già detto, l'applicazione di un plunger convenzionale trasforma la produzione da continua a ciclica, caratterizzata quindi da *shut-in* programmati per far tornare il *plunger* alla posizione originaria e permettere al pozzo, in caso di bisogno, di raggiungere una pressione tale da poter trascinare il *plunger* assieme alla colonna di fluido presente. La Figura 2.6 mostra un generico ciclo di produzione convenzionale:

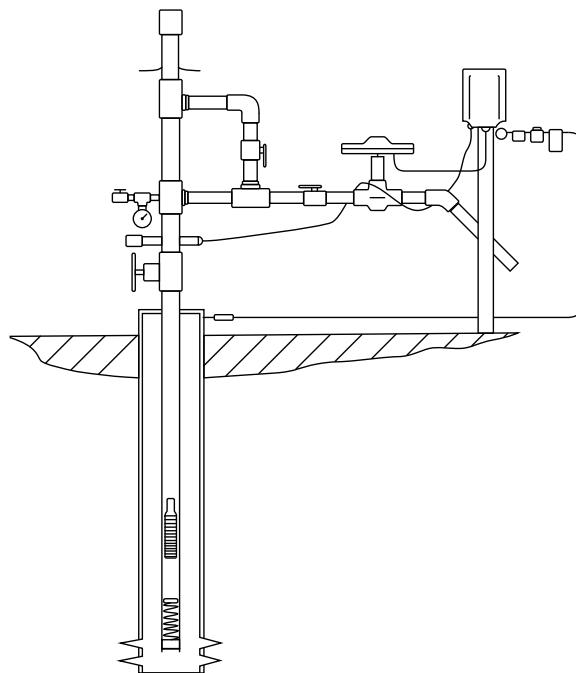


Figura 2.5: Tipica installazione di *plunger* (Lea et al. 2011)

- (a) *plunger* a fondo pozzo con liquido al di sopra, valvola di superficie chiusa;
- (b) apertura della valvola di superficie e risalita del *plunger* assieme alla colonna liquida;
- (c) fase produttiva del pozzo in assenza di cadute di pressione dovute a *liquid loading*;
- (d) riaccumulo di fluido a fondo pozzo;
- (e) chiusura del pozzo e discesa del *plunger* a fondo pozzo.

In commercio esistono varie tipologie di *plunger* e variano a seconda della geometria e degli inserti installati sulla superficie esterna (e.g. spazzole per la pulizia del tubino di produzione). Negli ultimi anni sono nati nuovi sistemi definiti a ciclo libero o in continuo, che permettono la discesa senza interrompere la produzione. Numerosi sono i brevetti e i prodotti che offrono *plunger-lift* in continuo: possono essere dotati di una valvola interna (e.g. Weatherford RapidFlo™, FB FreeCycle™ o McClain™) oppure a due pezzi

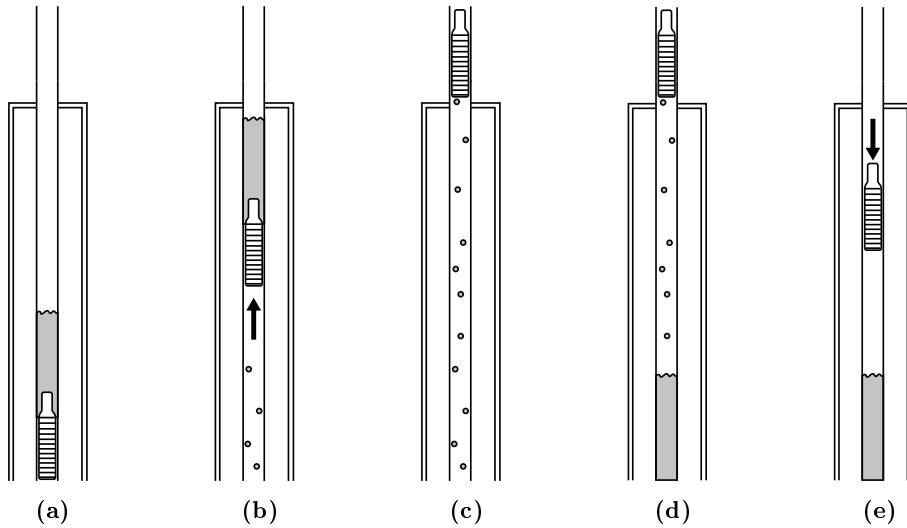


Figura 2.6: Ciclo di un plunger convenzionale

(e.g. PeacemakerTM, composto da una sfera e un manicotto). La Figura 2.7 mostra alcune tipologie presenti sul mercato.

L'applicazione di *plunger* in pozzo per il sollevamento artificiale richiede un investimento iniziale relativamente basso, ma dei costi operativi che possono incidere col tempo e portare a un aumento imprevisto del costo di produzione del gas. Gli investimenti iniziali indiretti possono però incidere fortemente sulla scelta del *plunger*: la variazione dei volumi di gas e liquido rende necessaria una nuova valutazione circa il dimensionamento degli impianti di trattamento a valle del pozzo, i costi iniziali possono essere quindi legati per esempio all'installazione di un nuovo separatore.

2.2.4 Altri sistemi di sollevamento artificiale per deliquification

Alcune tecnologie per l'attenuazione del battente idrostatico in pozzo nascono da applicazioni pensate in origine per il sollevamento artificiale di giacimenti a olio. Questi sistemi sono stati riadattati per il trascinamento dell'acqua a fondo pozzo o per agevolare l'afflusso del gas in pozzo. I sistemi presentati nel paragrafo corrente sono tutti a energia esterna.

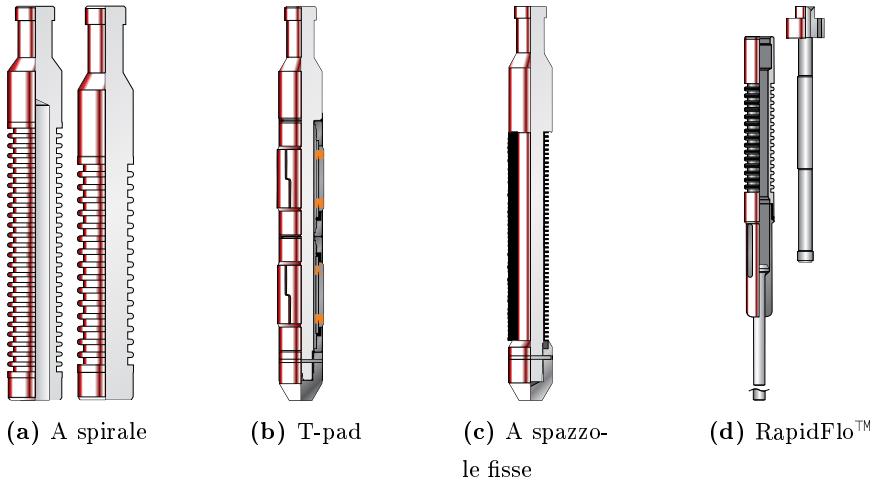


Figura 2.7: Principali tipologie di *plunger* proposte da Weatherford (Weatherford International Ltd. 2008)

Gas lift

Il *gas lift* per *deliquification* consiste nell'iniezione di gas da una fonte esterna al pozzo a una certa profondità. Nel campo dell'olio il gas iniettato a fondo pozzo diminuisce il peso della colonna, facilitando così il flusso in condotta. Nel caso dei pozzi a gas viene fatto fluire gas a fondo pozzo sia per diminuire la densità della colonna idrostatica, sia per aumentare la produzione di gas effettiva, quindi l'efficacia di trascinamento della colonna da parte della corrente gassosa. Questo sistema gode il vantaggio di non provocare significative variazioni delle condizioni di produttività e riesce a lavorare anche in pozzi deviate. L'applicazione purtroppo dipende fortemente dalla presenza di una sorgente di gas ad alta pressione, rappresentata da un pozzo nella zona limitrofe o a cui però sono associati dei costi operativi.

Sistemi di pompaggio

Le pompe a cavalletto (*Beam Pump*, BP), impiegate in modo massiccio per il sollevamento artificiale per giacimenti a olio, rappresentano il sistema di pompaggio più comune anche nel GWD. Generalmente i sistemi di pompaggio spingono la colonna idrostatica lungo il tubino di produzione (o un tubino ausiliario, come un *coiled tubing* installato a posteriori) e il gas pro-

dotto viene fatto fluire nell'annulus. Altri sistemi di pompe utilizzate anche in questo campo sono le pompe elettriche sommerse (*Electrical Submersible Pump*, ESP), pompe a cavità progressiva (*Progressing Cavity Pump*, PCP) e pompe idrauliche (a pistone o *jet pump*). Le pompe vengono generalmente impiegate quando la pressione a fondo pozzo è relativamente bassa e quando il rapporto gas/liquido non è sufficiente da garantire lo spiazzamento della colonna idrostatica tramite i sistemi a energia interna. Le pompe non possono operare in presenza di gas, perciò vanno opportunamente collocate al di sotto degli spari, in modo da ottenere una buona separazione del liquido dal gas. La vita media delle pompe dipende fortemente dagli agenti di erosione, è importante capire se la produzione di liquidi e gas comporta anche la produzione di sabbia.

2.3 Schiumogeni

L'impiego di schiumogeni nell'industria petrolifera è vario e ormai consolidato nel tempo. Come visibile in Tabella 2.1 i tensioattivi sono impiegati in tutte le fasi di recupero del greggio e nell'industria di processo, dalle perforazioni, iniezioni in giacimento, produzione, al trasporto in condotta onshore e offshore.

I tensioattivi sono utilizzati anche in pozzo per mitigare i fenomeni di *liquid loading* e la tecnica ha ormai acquisito notevole importanza nel GWD. I tensioattivi sono introdotti in pozzo in tre modi:

- **stick**: barre solide di sapone introdotte lungo il tubino di produzione senza la necessità di interrompere la produzione;
- **schiumogeni in-batch**: viene chiuso il pozzo e viene immesso lungo il tubino di produzione un certo volume di surfactanti in soluzione salina, per poi riaprire il pozzo dopo aver atteso la discesa del surfactante;
- **schiumogeni in continuo**: una *capillary string*, collegata a una pompa dosatrice, viene calata lungo il pozzo fino all'altezza degli spari, lo schiumogeno liquido viene iniettato durante la produzione di gas.

Gli *stick* sono facili da utilizzare, non comportano modifiche di impianto e rappresentano il metodo più economico. Tuttavia interessano solo la parte

Tabella 2.1: Alcuni esempi di applicazioni di tensioattivi nell'industria petrolifera; e fasi G, W e O rappresentano rispettivamente il gas, l'acqua e l'olio (Schramm 2006).

Applicazione	Fasi
Fluidi di perforazione con schiume	G/W
Fluidi di stimolazione e fratturazione con schiume	G/W
Fluidi acidificanti con schiume	G/W
Recupero di olio freddo e pesante tramite schiume	G/O
Schiume di processo della flottazione dell'olio	G/O
Schiume antincendio	G/W
Emulsioni per olio pesante in condotta	O/W
Emulsioni per la stimolazione pozzo	O/W
Flottazione di miscele a olio e sabbie bituminose	O/W
Fluidi di perforazione emulsionati (fanghi a base olio)	W/O
Emulsione di catrame e bitumi	O/W
Emulsioni in situ per EOR	O/W
Emulsione di carburanti di trasporto (70% olio pesante)	O/W
Schiume per il controllo della mobilità del gas	G/W
Sospensioni per fluidi (fanghi) di perforazione	S/W
Sospensioni per fratturazione idraulica e stimolazione del pozzo	S/W
Impasti cementizi in pozzo	S/W
Solidi di produzione a testa pozzo nel recupero primario dell'olio pesante	S/W

superiore della colonna liquida e rimuovono parzialmente l'acqua a fondo pozzo; inoltre, essendo solubili in acqua, non agiscono in modo appropriato in presenza di idrocarburi condensati sull'interfaccia gas-liquido (Bolding et al. 2007). Nel seguente paragrafo si farà riferimento ai soli *foamer*, descrivendo i principi e le procedure operative per il sollevamento artificiale tramite tensioattivi liquidi.

2.3.1 Tensioattivi

I tensioattivi, surfactanti o agenti attivi di superficie sono composti organici composti al massimo da un gruppo, testa, liofilo e un gruppo, coda, liofobico Figura 2.8. Si parla di testa idrofila e coda idrofoba se il solvente nel quale deve essere utilizzato il tensioattivo è acqua o a base acqua. In termini chimico-fisici la struttura di un surfactante è costituita da un gruppo polare e da un gruppo apolare . La Figura 2.8 mostra un esempio di struttura chimica di un tensioattivo con in evidenza il gruppo polare e apolare.

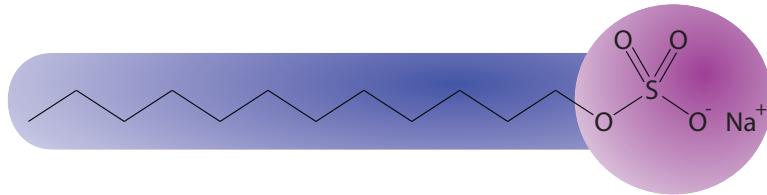


Figura 2.8: Laurilsolfato di sodio, tensioattivo anionico utilizzato in molte famiglie di prodotti domestici. La catena a 12 atomi di carbonio rappresenta il gruppo apolare (in blu) mentre il gruppo solfato associato allo ione sodio rappresenta il gruppo polare (in viola).

I surfactanti sono classificati in base alla carica del gruppo polare (Figura 2.9):

- **anionici:** in genere sali costituiti da lunghe catene con atomi di carbonio che terminano con un gruppo carbossilato, sulfonato o fosfato;
- **cationici:** sali di cui è importante la parte positiva, costituita da lunghe catene di atomi di carbonio terminanti con un gruppo ammonico;
- **non ionici:** alcoli a lunga catena, come i derivati poliossietilenici degli acidi grassi;

- **anfoteri** o **zwitterionici**: tensioattivi anionici in ambiente alcalino, tensiattivi cationici in ambiente acido.

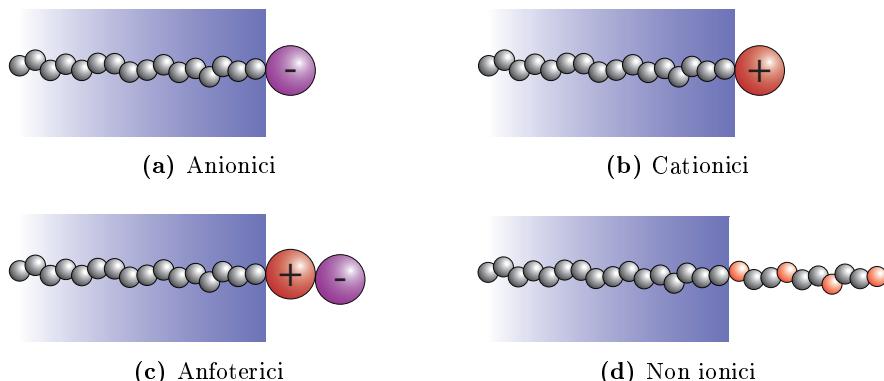


Figura 2.9: Classificazione dei tensioattivi in base alla carica del gruppo polare.

Due fenomeni derivano dalla presenza di un gruppo polare e apolare all'interno della stessa molecola: adsorbimento e aggregazione.

Si consideri un volume d'acqua a contatto con aria dove vengono dissciolti dei tensioattivi. I surfactanti, in prossimità della superficie di contatto delle due fasi, si orientano in modo tale che il gruppo polare sia adsorbito dalla fase liquida e il gruppo apolare permanga nella fase gassosa. Tale adsorbimento porta alla diminuzione dell'energia libera di Gibbs o entalpia libera, quindi alla riduzione della tensione superficiali tra le due fasi. Allo stesso modo i tensioattivi possono diminuire la tensione superficiale dell'acqua a contatto con una generica fase olio o di un solido, aumentando la bagnabilità di quest'ultimo.

Un altro modo per limitare il contatto del gruppo apolare con l'acqua è la creazione di strutture bi- o tridimensionali, capaci di racchiudere i gruppi apolari internamente e mettendo a contatto con l'acqua i gruppi polari (Figura 2.10). Queste strutture sono definite micelle, sono il frutto dei fenomeni di aggregazione dei tensioattivi e possono avere forma lamellare (in questo caso i surfactanti sono molecole anfifiliche o anfibofile), sferica o cilindrica. Tali aggregati supramolecolari tendono a crearsi una volta superato una certa concentrazione del surfactante in soluzione, definita concentrazione micellare

critica (CMC). La complessità di tali strutture dipende dalla concentrazione in acqua e dalla specie chimica dell'agente attivo di superficie.

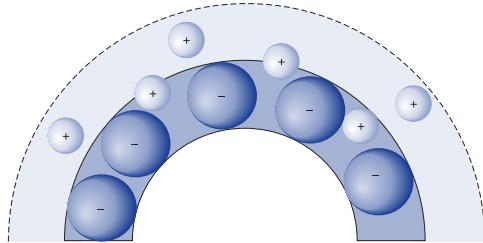
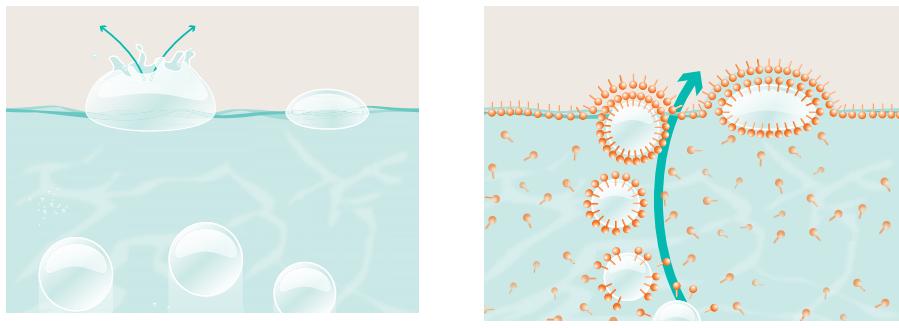


Figura 2.10: Sezione parziale di una micella anionica, il layer compatto negativo generato dall'orientamento del gruppo polare del tensioattivo è circondato dalla fase acqua (Attwood et al. 2012).

2.3.2 Schiuma

Viene definita schiuma una dispersione stabile di gas in un liquido. Se si introduce un flusso di aria all'interno di un liquido, le bolle così prodotte assumono una forma sferica. Poiché l'aria ha densità minore dell'aria queste tenderanno a salire in superficie. Se il liquido in questione è privo di surfactanti in soluzione, le bolle sono stabili limitatamente e esplodono spontaneamente (Figura 2.11a). Non è possibile quindi creare una schiuma stabile in un liquido senza la presenza di surfactanti. In liquidi con tensioattivi in soluzione, le bolle sono rese stabili grazie all'azione degli agenti attivi di superficie, che creano un film attorno alle bolle di gas. Una volta giunte in superficie, le bolle presentano un doppio strato o doppio film di tensioattivi sulla superficie (Figura 2.11b).

Le bolle appena generate all'interno del liquidi, dalle piccole dimensioni e pressoché identiche, sono definite microbolle; le bolle visibili sulla superficie sono definite macrobolle. In un primo momento la schiuma generata è ricca in liquidi, le bolle hanno configurazione sferica e sono stabili grazie a spesse lamelle liquide a doppio strato di tensioattivo. Con il tempo la forza di gravità agisce sulla fase liquida della schiuma, che defluisce così verso il basso: il processo è definito drenaggio per gravità. Si distinguono quindi due configurazioni di schiuma, prima e dopo il processo di drenaggio (Figura 2.12):



(a) Liquidi senza tensioattivi

(b) Liquidi con tensioattivi

Figura 2.11: Insufflazioni nel liquido e generazione delle bolle d'aria (Tego Chemie Service GmbH 2014).

- **schiuma bagnata:** bolle sferiche e contributo importante della fase liquida;
- **schiuma asciutta:** struttura poliedrica dettata dalla bassa presenza di liquido e caratterizzata da lamelle di schiuma molto elastiche.

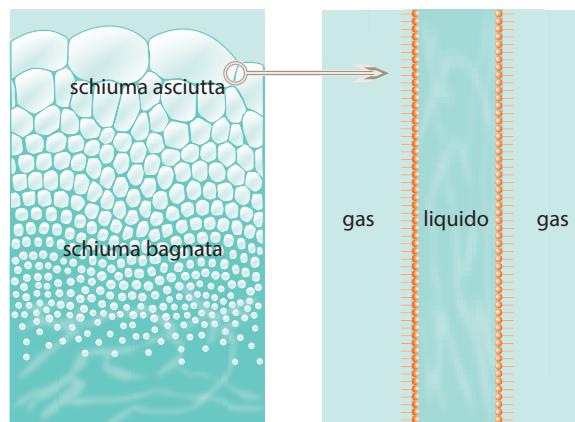


Figura 2.12: Struttura della schiuma e stabilizzazione della lamella a opera dei surfactanti (Tego Chemie Service GmbH 2014).

Il processo di drenaggio non è però sufficiente ad abbattere la schiuma. Si raggiunge un punto in cui il drenaggio non è più possibile poiché le alte concentrazioni di tensioattivi sono tali che le forze di repulsione elettrostatica e sterica impediscono un'ulteriore contrazione delle lamelle. La schiuma

è quindi definita stabile quando si instaura uno stato di equilibrio tra il drenaggio per gravità e le forze di repulsione tra molecole. Le sottili lamelle di schiuma, oltre ad essere stabili, sono molto elastiche. Un aumento della superficie delle lamella, provocato dalla deformazione della bolla, porta alla riduzione locale della concentrazione di surfactanti e di conseguenza a un aumento locale della tensione superficiale della lamella stessa. L'elasticità di Gibbs-Marangoni consente quindi alla schiuma, se sollecitata dall'esterno, di tornare alla configurazione geometrica iniziale.

2.3.3 Antischiuma

Gli antischiuma o *defoamer* sono agenti chimici capaci di penetrare la lamella della schiuma, destabilizzando la struttura della bolla per farla così esplodere. Le caratteristiche principali di un buon antischiuma sono:

- insolubilità nella soluzione generatrice di schiuma;
- bassa tensione superficiale;
- coefficiente di penetrazione (E) positivo;
- coefficiente di espansione (S) o coefficiente di *bridging* positivo oppure caratteristiche di *dewetting*.

L'insolubilità del *defoamer* non deve essere assoluta: l'antischiuma deve pur sempre essere sufficientemente compatibile con il mezzo da trattare. Come già detto il *defoamer* deve penetrare la lamella in modo da disgregare le bolle della schiuma. Un prerequisito fondamentale è quindi la capacità di penetrare il film di tensioattivi. La capacità penetrante dell'antischiuma è espressa fisicamente dal coefficiente di penetrazione E :

$$E = \sigma_{L/G} + \sigma_{L/D} + \sigma_{D/G}$$

dove σ rappresenta la tensione superficiale e fa riferimento alla fase liquido-gas (L/G), liquido-defoamer (L/D) e *defoamer-gas* (D/G). Solo se E è positivo, l'antischiuma è capace di permanere sulla parete della lamella, altrimenti rimane all'interno della soluzione liquida. Giunta sul film di surfactanti, la goccia di *defoamer* può espandersi su tutta la superficie della

lamella, formando così delle lenti. Il risultato è una diminuzione della stabilità e flessibilità della lamella che porta così alla disgregazione della bolla. Il processo di espansione porta allo scorrimento del fluido nella lamella lungo le direzioni di espansione del *defoamer*. Il fenomeno è conosciuto come flusso di Marangoni e provoca un restringimento dello strato della lamella, destabilizzando ulteriormente la struttura della bolla. Il coefficiente di espansione S esprime le capacità espandenti dell'antischiuma:

$$S = \sigma_{L/G} - \sigma_{L/D} - \sigma_{D/G}$$

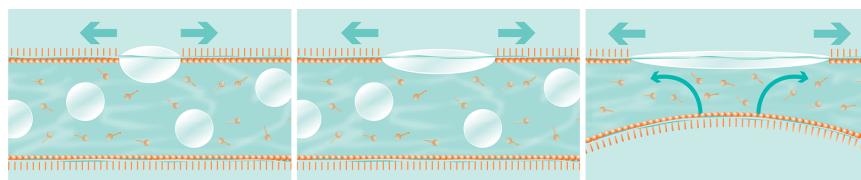


Figura 2.13: Penetrazione e espansione del *defoamer* sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).

I *defoamer* con insufficienti capacità espandenti possono trattare la schiuma tramite il processo di *bridging*. Requisito fondamentale è la capacità dell'antischiuma di penetrare sia il film esterno della lamella, quindi un coefficiente di penetrazione positivo, sia il film interno.

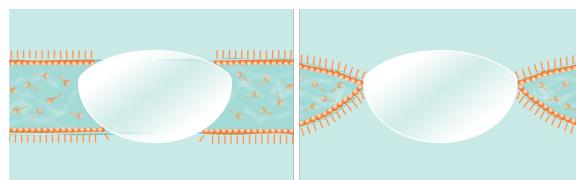


Figura 2.14: Processo di bridging del *defoamer* sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).

Ciò è possibile se la lamella è sufficientemente ristretta grazie al drenaggio per gravità oppure se le bolle sono sufficientemente grandi per via del fenomeno di coalescenza. Raggiunta l'altra parete della lamella, la rottura della lamella può avvenire per allungamento o *dewetting*. I due meccanismi sono possibili se il coefficiente di *bridging* B è positivo:

$$B = (\sigma_{L/G})^2 + (\sigma_{L/D})^2 - (\sigma_{D/G})^2$$

Se l'antischiuma agisce tramite *dewetting*, la soluzione liquida non riesce a entrare totalmente in contatto con le goccioline di *defoamer*. Di conseguenza, il fenomeno di *dewetting* porta al collasso delle bolle generate dai tensioattivi. Anche gli agenti solidi portano al fenomeno di *dewetting*. Se il processo di rimozione di schiuma avviene tramite l'allungamento delle lamelle, le goccioline di antischiuma agiscono sul punto più debole della lamella per portarla alla lacerazione e quindi alla destabilizzazione della configurazione totale della schiuma.

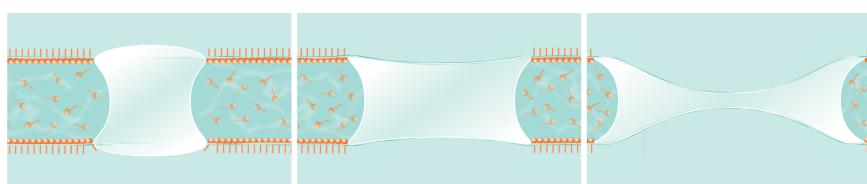


Figura 2.15: Processo di dewetting del *defoamer* sul film di tensioattivi (Tego Chemie Service GmbH 2014).

Attualmente le classi di *defoamer* in commercio sono:

- **siliconici:** i polisilossani e suoi affini (e.g. polidimetilsilossani) appartengono al gruppo di antischiuma più comunemente utilizzati, sono polimeri costruiti su un gruppo silossano, dove al centro della molecola si alternano atomi di silicio e ossigeno, hanno grandi capacità di espansione e efficacia a largo spettro;
- **oli minerali:** generalmente idrocarburi alifatici e non aromatici per motivi ambientali, queste molecole apolari hanno buone capacità di espansione, hanno problemi in ambienti molto alcalini e ad alte temperature;
- **a base di olio vegetale:** o anche definiti antischiuma VOC-free, presentano proprietà molto simili agli oli minerali con il vantaggio di utilizzare una risorsa rinnovabile, solitamente con l'aggiunta di siliconi e cere sintetiche;
- **a base di polimeri:** possono essere acidi grassi modificati, polieteri o ammine modificate, la polarità di queste molecole può essere cambiata

lavorando la struttura chimica e, grazie alla loro grande compatibilità, sono impiegati laddove non è possibile impiegare altri *defoamer*.

2.4 Applicazioni di schiumogeni per il Gas Well Deliquification

L'applicazione di surfactanti o schiumogeni in pozzi affetti da *liquid loading* permette di avviare la produzione anche se la velocità del fluido è minore della normale velocità critica e evita l'innalzamento della colonna idrostatica a fondo pozzo. Si consideri la (2.1.1): Turner et al. (1969) fornisce il valore della velocità critica in funzione della densità dei fluidi e della tensione superficiale fra le due fasi. L'impiego di surfactanti permette di ridurre la tensione superficiale tra i liquidi e l'acqua, così come la densità dell'acqua, trasformata in parte in schiuma. Campbell et al. (2001) definisce in via teorica che la tensione superficiale possa essere ridotta da 60 dyne/cm a 30 dyne/cm e che la densità della schiuma possa attestarsi al 20% della densità originaria della fase liquida (Figura 2.16). Da questi valori si può facilmente calcolare che i tensioattivi permettono di ridurre la portata critica di un pozzo affetto da *liquid loading* di circa il 30%. Wittfeld et al. (2015) conferma questi dati sperimentalmente e propone una riduzione del valore di portata critica del 33%, con picchi del 45% su breve periodo.

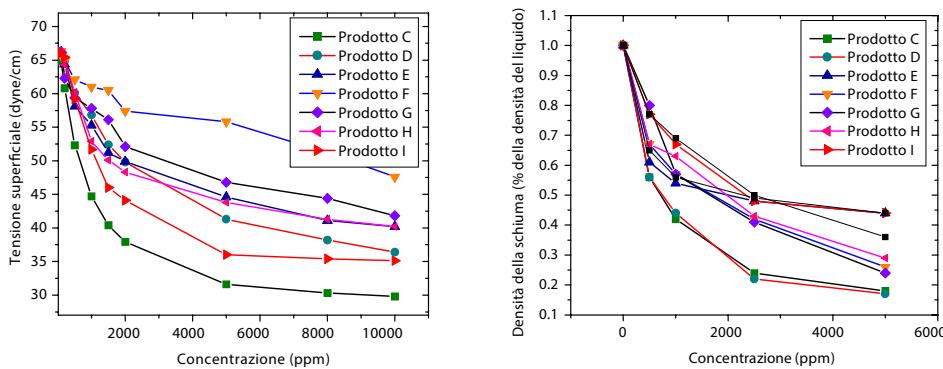


Figura 2.16: Tensione superficiale e densità della schiuma in funzione della concentrazione in acqua per tensioattivi attualmente disponibili sul mercato (Campbell et al. 2001).

Le procedure operative e i dati sperimentali qui esposti sono presi interamente dal "Foam Lifting Manual: Current Best Practices from the Land Asset" di Wittfeld et al. (2015) a cura della *Nederlandse Aardolie Maatschappij* (NAM, letteralmente *Compagnia Petrolifera Olandese*). Attualmente i fenomeni di *liquid loading* interessano più di 50 pozzi appartenenti all'asset di NAM, nell'ottobre 2003 sono iniziate le prime sperimentazioni di *foamer* per il sollevamento artificiale e più della metà di questi pozzi sono trattati tramite questa tecnologia.

2.4.1 Schiumogeni in-batch

L'applicazione di schiumogeni in-batch consiste nel pompaggio di un prefissato volume di tensioattivo (nell'ordine di centinaia di litri) all'interno del pozzo a intervalli prefissati. Un tipico ciclo in-batch di schiumogeno tramite sistema di pompaggio del tensioattivo (fisso o mobile) consiste in:

- chiusura del pozzo;
- apertura valvola di isolamento superiore e aggancio manicotto sul cap-pelletto flangiato della croce di produzione;
- pompaggio del *foamer*;
- pompaggio della soluzione salina (definito in questo caso *chaser*);
- chiusura della valvola di isolamento superiore;
- installazione sistema di iniezione antischiuma in linea di produzione
- riapertura pozzo il giorno seguente.

L'esperienza in campo suggerisce l'introduzione di *foamer* in pozzo in concentrazioni pari a 10000 ppm della colonna idrostatica che si desidera rimuovere. È difficile calcolare esattamente il volume di acqua in pozzo, è consuetudine quindi procedere con 50 litri di schiumogeno. Se l'applicazione ha successo, si tenta di diminuire il quantitativo al fine di non incorrere in fenomeni di emulsioni o inutile sovradosaggio del prodotto. Se si ipotizzano dei grossi volumi di acqua in pozzo, si consiglia un quantitativo di *foamer* attorno ai $100 \div 150$ litri.

Il *chaser* è una soluzione salina con densità superiore di quella dell'acqua. La soluzione *chaser*-schiumogeno può così spingersi in modo appropriato lungo il pozzo e, grazie alla sua densità, può così raggiungere le parti più basse della colonna liquida. Inoltre il *chaser* evita l'evaporazione del *foamer* in profondità, con condizioni di temperatura e pressione maggiori. Ad oggi vengono utilizzate soluzioni a base di cloruro di potassio (densità relativa $\rho_{r,KCl} = 1,05$), fino a qualche tempo fa erano preferite soluzioni a base di cloruro di sodio ($\rho_{r,NaCl} = 1,15$), di densità maggiore ma non più impiegate a causa della generazione spontanea di ponti salini in pozzo.

L'applicazione di *defoamer* a valle del pozzo è fondamentale per garantire la sicurezza e il corretto funzionamento dell'impianto di trattamento del gas: la procedura tipica consiste nell'iniezione di 10l/h di antischiuma per la durata di 5 ore, questo a ogni applicazione di *foamer* in batch.

I risultati ottenuti grazie all'impiego di schiumogeno non possono essere confermati dopo una sola prima applicazione, bensì devono essere svolti almeno 5 cicli in-batch prima di confermare l'efficacia del metodo per il pozzo in esame. Idealmente si possono verificare i benefici del *foamer* solo dopo settimane di applicazioni, i pozzi a produzione discreta programmata sono quindi i più idonei per l'applicazione in batch in pozzo. La Figura 2.17 mostra un pozzo con produzione intermittente regolare trattato con applicazioni di *foamer* in-batch.

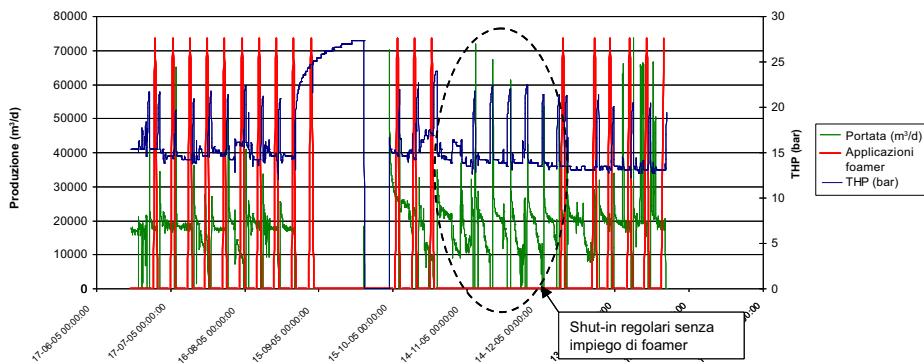


Figura 2.17: Applicazione di *foamer* in-batch su un pozzo con produzione a shut-in programmati (Wittfeld et al. 2015).

In rosso sono indicati i batch di schiuma applicati in pozzo. L'applicazione è stata poi fermata per 6-7 settimane per verificare l'efficacia dell'impiego di tensioattivi per il sollevamento artificiale dell'acqua. L'applicazione permette di avere produzioni molto più costanti, infatti i valori di portata tra uno *shut-in* e l'altro sono pressoché identici. Wittfeld et al. (2015) ha confermato l'efficacia dell'applicazione trattando circa 60 pozzi. Trascurando i pozzi in cui non è stato possibile applicare il *foamer*, nel 50% dei casi si sono avuti degli evidenti miglioramenti di performance, il 30% non presenta elementi sufficienti per affermare o negare l'utilità del metodo, nel 20% la produzione di gas non risente affatto dell'applicazione.

L'impiego di schiumogeni in-batch richiede condizioni specifiche per garantire una buona riuscita dell'applicazione:

- **rappporto acqua-condensati** (*Water to Condensate Ratio, WCR*): gli idrocarburi condensati agiscono come antischiuma naturali e diminuiscono le performance dello schiumogeno;
- **tipi di condensato**: condensati di idrocarburi pesanti diminuiscono le performance della schiuma in maniera più decisa rispetto a condensati di idrocarburi leggeri;
- **impiego di altri prodotti chimici**: alcuni additivi chimici, come per esempio degli agenti anticorrosivi, sono conosciuti propriamente anche come *defoamer*;
- **solidi in sospensione o disciolti**: la formazione di schiuma risente della presenza di solidi nella soluzione liquida, sia sospesi (e.g. FeS) che disciolti (e.g. sali).

I costi di tale applicazione si aggirano a €xxx per batch e variano a seconda di quanti pozzi possono essere raggiunti in giornata: si tende quindi a trattare più pozzi nella stessa giornata al fine di spalmare i costi fissi della manodopera e della strumentazione in affitto.

2.4.2 Schiumogeni in continuo

L'applicazione di schiumogeno in continuo avviene tramite l'installazione di una *capillary string* attraverso la croce di produzione, all'interno del tubino

di produzione per scendere fino all'altezza desiderata di iniezione del *foamer*. La *capillary string* può essere installata anche in presenza di una valvola di sicurezza di fondo (*Surface Controlled Subsurface Safety Valve*, SCSSV), previa modifica di quest'ultima.

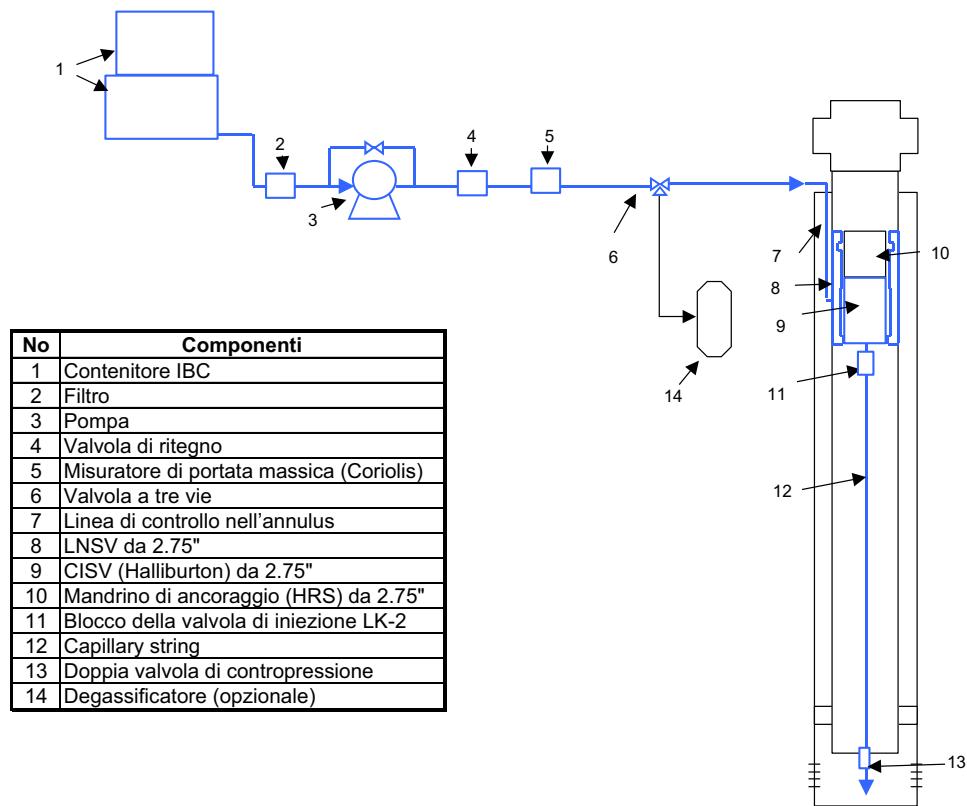


Figura 2.18: Schema generale di sistema di iniezione *foamer* in continuo tramite *capillary string* (Wittfeld et al. 2015).

I nuovi dispositivi di controllo idraulico in superficie devono rimanere indipendenti rispetto a quelli già esistenti sul campo, visto che il loro funzionamento avviene rispettivamente tramite tensioattivi liquidi e olio idraulico. Ciò comporta anche alla sostituzione di parte del sistema già esistente. La scelta obbligata della sostituzione è dettata dal fatto che lo schiumogeno non deve mai entrare in contatto con l'olio idraulico per questioni di sicurezza, soprattutto durante fasi delicate come l'attivazione del sistema di chiusura d'emergenza (o *Emergency ShutDown*, ESD). La strumentazione superficiale

di controllo iniezione, mostrata in Figura 2.18, prevede:

- (1) **contenitore IBC (Intermediate Bulk Container)**: tipicamente il *foamer* è distribuito e conservato in *bulk* costituiti da una gabbia tubolare in acciaio zincato assicurata ad un pallet dalla capacità di 1000 litri. Sul campo al contenitore IBC viene associato un contenitore più piccolo a monte, in modo da garantire la continuità dello schiumogeno in caso di sostituzione del *bulk* principale. Si preferisce utilizzare pallet trasparenti così da garantire all'operatore il controllo visivo del livello di *foamer*;
- (2) **filtro**: filtro meccanico con maglie da 20 µm a protezione dei dispositivi a valle da eventuali impurità;
- (3) **pompa**: solitamente a pistone, le pompe di iniezione lavorano a una pressione massima di 400 bar, rapporto tra potenza massima e potenza minima (rapporto di *turndown*) di 10:1 e capacità massima di circa 100 litri al giorno;
- (4) **valvola di rilascio in pressione (Pressure Safety Valve, PSV)**: configurata sulla base dell'equipaggiamento sotterraneo, solitamente a 300 bar circa;
- (5) **sistemi di misura**: un misuratore di portata massica associato a un misuratore di pressione per il monitoraggio continuo del sistema;
- (6) **valvola a tre vie**: collocata a valle della pompa, è fondamentale per l'intero sistema ESD, in caso di chiusura della SCSSV la valvola a tre vie devia il flusso a un contenitore libero o a un separatore.

La strumentazione in sotterraneo, sempre visibile in Figura 2.18 comprende:

- (7-10) **SCSSV modificata**: come già detto la *capillary string* può lavorare anche in presenza della valvola di sicurezza di fondo, la quale richiede però una modifica affinché questo sia possibile. Il *foamer* passa dalla linea di controllo idraulico (*control line*) e dentro il foro sigillato del raccordo di alloggiamento (*landing nipple*). Da qui lo schiumogeno può

pressurizzare il *flapper* (o la sfera) della SCSSV in modo da aprirlo, oppure può scorrere lungo la parete esterna della valvola grazie alla *capillary string*, per poi essere iniettato tramite la valvola LK-2;

- (11) **valvola di iniezione LK-2:** regola l'iniezione del *foamer* e si trova direttamente al di sotto della valvola di fondo. Una configurazione ideale prevede una pressione di apertura della SCSSV a 70 bar e una pressione di apertura della LK-2 a 150 bar, in modo da consentire di mantenere aperta la valvola di fondo senza iniezione di schiumogeno.
- (12) ***capillary string*:** solitamente è impiegata una *capillary string* da $\frac{1}{4}$ " OD (*Outside Diameter*, diametro esterno) con uno spessore della parete di 0,035". Il materiale è solitamente Incoloy 625, una lega a base di nickel eccellente in ambienti corrosivi e dalle alte temperature. La capillary string può essere applicata fino a una profondità di 4.000 m, dopo la quale l'intero sistema può collassare sotto l'azione del peso proprio.
- (13) **doppia valvola di contropressione:** doppia barriera a sicurezza del pozzo durante l'installazione del sistema, tipicamente configurata per tenere la testa idrostatica della *capillary string*, dove però la regolazione è sempre a opera della LK-2.

Il controllo della schiuma avviene a opera di sistemi indipendenti di pompaggio antischiuma, simile a quello impiegato per il *foamer* ma che differisce per alcuni aspetti:

- assenza della valvola a tre vie;
- nessuna valvola di controllo di alta e bassa pressione (*Pressure Control Valve*, PCV);
- capacità di iniezione massima di 15 l/h.

Wittfeld et al. (2015) ha testato gli schiumogeni in continuo su 7 pozzi, 4 dei quali hanno risposto ottimamente all'applicazione. La Figura 2.19 mostra l'andamento di un pozzo trattato con successo tramite iniezione in continuo di *foamer*. Il pozzo era caratterizzato da produzione incostante e veniva

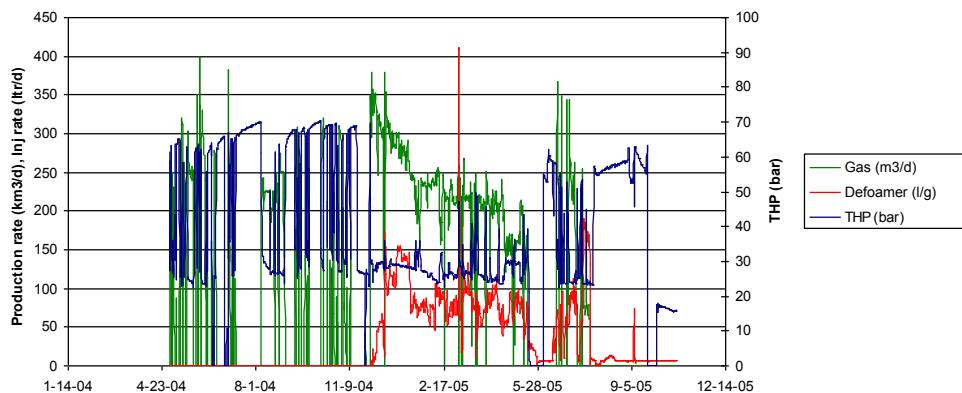


Figura 2.19: Valutazione pre- e post-applicazione di *foamer* in continuo su un pozzo affetto da *liquid loading* (Wittfeld et al. 2015).

aperto solo per brevi periodi. Una volta iniziata l'applicazione di schiumogeno in continuo, la produzione di gas si è notevolmente stabilizzata, con portate medie quasi raddoppiate. Il pozzo ha mantenuto questo andamento e ha garantito produzione di gas per 9 mesi.

Alcune sono le condizioni affinché l'applicazione abbia esiti positivi:

- **risposta positiva al *foamer* in-batch:** se un pozzo risponde bene alle applicazioni in-batch, esso può considerarsi un ottimo candidato all'applicazione di schiumogeno in continuo. Questa condizione risulta essere importante ma non necessaria: se un pozzo non reagisce in maniera positiva ai batch di schiuma, non vuol dire in modo assoluto che non sia un candidato idoneo per l'iniezione tramite *capillary string*;
- **riduzione sufficiente della portata critica:** una volta applicato il *foamer* in continuo, il pozzo deve comunque avere sufficiente energia per spiazzare l'acqua e evitare nuovamente l'aumento del battente idrostatico a fondo pozzo. Come già detto all'inizio del paragrafo 2.4 l'applicazione di *foamer* porta a riduzioni della portata critica fino al 33%, ciò vuol dire che il pozzo deve avere energia sufficiente a garantire il 66% della portata critica standard;
- **ottimizzazione del IPR:** è utile stimare le variazioni di IPR dopo l'applicazione del schiumogeno in modo da verificare l'entità della

variazione dello stesso parametro. Se la variazione risulta eccessiva, l'installazione della *capillary string* non è particolarmente consigliata;

- **accesso al pozzo:** è necessario che il pozzo non presenti ostacoli o particolari restringimenti per l'installazione della *capillary string* fino alla profondità desiderata;
- **disponibilità a test temporanei:** in alcuni casi, è opportuno condurre un test di 4-5 giorni per verificare l'efficacia del test, il pozzo deve essere quindi predisposto all'installazione anche solo temporanea del sistema di iniezione.

I costi legati all'impiego di un sistema di iniezione in continuo sono legati agli investimenti iniziali e ai costi in vita. L'investimento iniziale prevede le modifiche della strumentazione di superficie (€xxx), l'acquisto della *capillary string* (€x per metro), la modifica all'SCSSV (€xxx) e l'installazione della strumentazione in sotterraneo (personale di terra già presente), per una spesa totale di €xxxx. I costi in corso di utilizzo sono legati all'impiego di *foamer* e *defoamer* (€x per litro, quindi €xxxx all'anno) e i costi di manutenzione e riparazione (€xxx), per un totale di €xxxx di spese medie annuali.

Non solo gli impianti di produzione, ma anche gli impianti di trattamento del gas risentono notevolmente dei miglioramenti di performance del pozzo: senza dimenticare che l'aumento di portata garantisce maggiori introiti giornalieri, una produzione più regolare consente di trattare il gas in modo più idoneo e sicuro. Per conoscere i vantaggi anche a livello impiantistico, nel prossimo capitolo viene fornito un *excursus* sui trattamenti necessari alla trasportabilità e alla distribuzione del gas naturale

Capitolo 3

Impianti di trattamento del gas naturale

Impianti di trattamento uguali per gas e per gas da olio

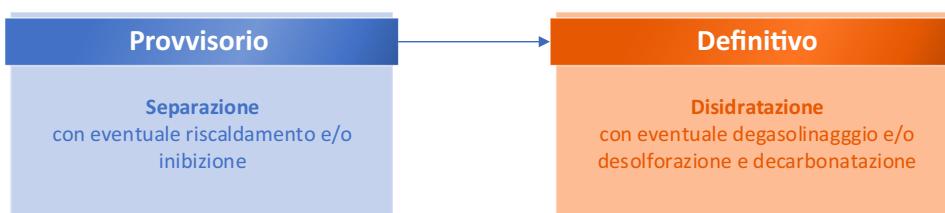


Figura 3.1: Tipologie di trattamento.

3.1 Specifiche del gas di vendita

Il gas naturale è una miscela di idrocarburi solitamente allo stato gassoso. Il gas naturale è costituito in gran parte da metano e da idrocarburi più pesanti. Assieme agli idrocarburi, il gas naturale presenta spesso molti componenti come acqua, anidride carbonica, azoto, idrogeno solforato e sulfati, in alcuni casi anche elio e metalli pesanti come mercurio. In Tabella 3.1 è riportato un esempio di composizione centesimale di un gas naturale.

Ai fini della distribuzione e vendita, il gas naturale deve rispettare parametri specifici per poter poi essere immesso nelle reti nazionali. La rete di distribuzione su larga scala non prevede alcun trattamento del gas, ma delle

Tabella 3.1: Composizione centesimale di un gas naturale tramite cromatografia del gas (Mele 2012).

Componenti	% in volume
Azoto	0,17
Anidride carbonica	0,02
Metano	99,71
Idrogeno solforato	-
Etano	0,06
Propano	0,03
Iso-butano	0,01
Neopentano	tracce
Iso-pentano	-
Esani	-
Ottani	-
Eptani	-

semplici compressioni e decompressioni a seconda delle esigenze dell'utente finale. Il gas deve essere quindi opportunamente trattato nel rispetto di tali specifiche.

Potere calorifico e indice di Wobbe

Il gas naturale viene utilizzato maggiormente come combustibile, il gas naturale quindi deve fornire un potere calorifico a specifica su tutto il territorio nazionale. Come parametro di riferimento si assume il potere calorifico superiore (PCS) del gas metano, pari a 9.001,6 kcal/ Sm^3 o 33.896,42 kJ/ Sm^3 , con un campo di variabilità del $\pm 10\%$. È importante ricordare che il PCS di un gas naturale può raggiungere questi valori anche in presenza di gas inerti come anidride carbonica e azoto, poiché è formato da idrocarburi superiori che innalzano notevolmente il potere calorifico medio.

A questo proposito è utile introdurre l'indice di Wobbe I_W definito come:

$$I_w = \frac{\text{PCS}}{\sqrt{\rho_s}}$$

dove ρ_s è la densità specifica del gas (densità relativa rispetto a quella dell'aria). Se si prende come riferimento il metano, l'indice di Wobbe è pari

a $12.094,8 \text{ kcal}/\text{Sm}^3$ o $50.604,64 \text{ kJ}/\text{Sm}^3$, con una variabilità consentita del $\pm 5\%$. Nella valutazione della compatibilità di un gas per la sua immissione nella rete di distribuzione, è più corretto far riferimento all'indice di Wobbe: il campo di variazione più ristretto equivale a una minore presenza di gas inerti in miscela.

Punto di rugiada in acqua e in idrocarburi

Il gas non deve presentare condizioni di condensazione di acqua e/o idrocarburi in qualunque fase di trasporto e distribuzione. Le specifiche di pressione e temperatura variano a seconda del territorio attraversato e vengono calcolate le condizioni di punto di rugiada (*dew point*) in acqua e in idrocarburi. Questi valori sono calcolabili tramite la rappresentazione del diagramma di fase relativo. Si considerano due specifiche diverse (in acqua e in idrocarburi) per i motivi seguenti:

- **formazione di idrati:** si deve tenere maggiormente in considerazione la condensazione d'acqua rispetto a quella di idrocarburi a causa della formazione di idrati in condotta (trattati più avanti nel paragrafo 3.3). I margini operativi per la condensazione dell'acqua devono essere quindi più elevati;
- **andamento non univoco della saturazione rispetto alla pressione:** essendo il gas naturale una miscela multicomponente, nel definire la specifica di *dew point* in idrocarburi non ci si riferisce, come in acqua, a una pressione prefissata, ma a tutto il campo i pressioni a partire da quella atmosferica. Il diagramma di fase di una miscela multifase, visibile in Figura 3.2, è caratterizzato dalla zona di condensazione retrograda, campo di pressioni al di sopra della cricondenserma: in questa condizione a una riduzione di pressione (a temperatura costante) gli idrocarburi condensano anziché evaporare.

Gas inerti (CO_2 e N_2)

L'anidride carbonica (CO_2) in giacimento nasce dall'iterazione delle acque di strato con i silicati e i carbonati presenti. Raramente l'acido carbonico, com-

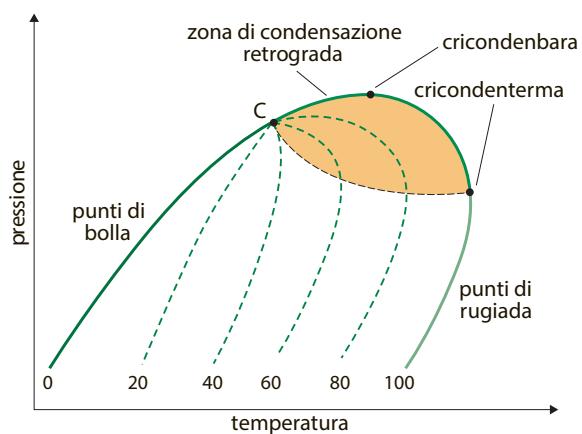


Figura 3.2: Diagramma di fase per una miscela multicomponente (Bianco 2005)

posto che si forma per idratazione dell'anidride carbonica ($\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{CO}_3$), rappresenta un problema concreto per gli impianti di trasporto del gas naturale. Il contenuto di CO_2 nel gas naturale non influenza significativamente l'indice di Wobbe, ma contribuisce all'incremento dei gas inertii totali (l'azoto N_2 e appunto l'anidride carbonica). Si preferisce comunque rimuovere il CO_2 (fino al raggiungimento dell'indice di Wobbe) rispetto all'azoto per la sua facilità tecnica di abbattimento. In generale si parla di volumi accettabili di CO_2 attorno al 3% con un contenuto totale di gas inertii che non deve mai superare il 6,5%.

Acido solfidrico (H_2S)

L'acido solfidrico o idrogeno solforato (H_2S) è un gas incolore dall'odore caratteristico di uova in decomposizione. È presente naturalmente nel petrolio e nel gas naturale, in aggiunta rappresenta uno dei sottoprodoti della decomposizione di proteine contenenti zolfo e dalla riduzione diretta di sulfati (SO_4^{2-}) da parte di batteri, funghi e attinomiceti presenti in ambiente anossico. L' H_2S è la principale causa di corrosione nella produzione di gas naturale, è altamente tossico e, per certe concentrazioni anche mortale. Il contenuto massimo accettabile è molto basso: Snam Rete Gas richiede un contenuto massimo di 6,6 mg/ Sm^3 .

Zolfo totale

L'abbattimento dello zolfo totale nel gas naturale è legato più a questioni ambientali che a questioni di sicurezza. Il contenuto di zolfo totale massimo richiesto da Snam Rete Gas è di 150 mg/Sm³, con un valore massimo di zolfo da mercaptani 15,5 mg/Sm³. La rimozione dei mercaptani avviene tramite impianti che differiscono da quelli utilizzati per la rimozione di acido solfidrico e altri acidi.

Solidi sospesi

I solidi sospesi vengono normalmente abbattuti durante i processi di separazione dei liquidi dal gas, solo in casi particolari il gas naturale viene posto a processi di filtrazione meccanica.

Tabella 3.2: Parametri di controllo della qualità richiesti dalla Snam Rete Gas (**snam2015codice**).

Parametri	Valori consentiti	Unità di misura
Potere Calorifico Superiore	34,95 ÷ 45,28	MJ/Sm ³
Indice di Wobbe	47,31 ÷ 52,33	MJ/Sm ³
Densità relativa	0,5548 ÷ 0,8	
Ossigeno	≤ 0,6	% mol
Punto di Rugiada dell'acqua (p=7 MPa)	≤ -5	°C
Punto di Rugiada degli idrocarburi (p=0,1 ÷ 7 MPa)	≤ 0	°C
Temperatura max	< 50	°C
Solfuro di idrogeno	≤ 6,6	mg/Sm ³
Zolfo da mercaptani	≤ 15,5	mg/Sm ³
Zolfo Totale	≤ 150	mg/Sm ³

3.2 Separazione gas-liquido

La dinamica delle particelle disperse in un fluido studia i fenomeni di sedimentazione di gocce di liquido in un gas applicando gli stessi principi della separazione per gravità liquido-liquido. Il calcolo della velocità terminale w_t viene effettuato in base al bilancio statico delle forze che agiscono sulla

singola particella, condizione nella quale la velocità è costante. Nel caso di particelle sferiche indeformabili di raggio D_p

$$w_t = \sqrt{\frac{4 g D_p (\rho_p - \rho_f)}{3 C_D \rho_l}} \quad (3.2.1)$$

dove g è l'accelerazione di gravità, ρ_p e ρ_f sono la densità rispettivamente della particella e del fluido disperdente, C_D è definito coefficiente di galleggiamento o *drag coefficient*. Nel caso di separazione per gravità liquido-liquido e condizioni di moto laminare, quindi per bassi valori del numero di Reynolds R_e , la (3.2.1) assume la forma della legge di Stoke:

$$w_t = \frac{(\rho_p - \rho_f)}{18\mu} D_p^2 g \quad (3.2.2)$$

Per quanto riguarda particelle fluide immerse in un gas la condizione di moto laminare non è rispettata, a causa dei bassi valori della viscosità del gas quindi dell'alto valore del numero di Reynolds. In questo caso il calcolo del coefficiente di galleggiamento è effettuato tramite modelli sperimentali e calcolo per tentativi (*trial and error*). La separazione per gravità è un processo grossolano che permette l'abbattimento di particelle nell'ordine di 250 µm o di poco inferiore. Nei casi in cui si vogliono ottenere delle migliori performance di abbattimento dei liquidi si deve ricorrere a unità snebbianti che facilitino la coalescenza delle gocce e favoriscano l'abbattimento di gocce con diametro superiore ai 10 um. Una delle unità snebbianti più comunemente utilizzate è il pacco rete (*wire mesh pad*), inserito perpendicolarmente al flusso del gas. L'equazione che determina la velocità massima nella materassina snebbiante è:

$$w_t = K \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f}} \quad (3.2.3)$$

dove costante K varia in base al separatore e alla pressione operativa. Nel campo della separazione di liquidi dal gas sono molto utilizzati anche i cicloni e i pacchi vani. I cicloni sono unità di coalescenza che sfruttano l'effetto centrifugo ottenuto tramite il movimento circolare del gas, con abbattimento delle particelle liquide fino ai 3 mu. I pacchi di vani sono elementi coalescenti molto utilizzati anche nel trattamento dell'olio e sfrutta l'"effetto chicane" che si instaura nel flusso. Queste due unità di coalescenza sono preferite

per il trattamento di gas caratterizzato da un notevole contenuto di solido come cristalli di paraffina separatisi dalla fase liquido in condizioni di bassa temperatura.

3.3 Disidratazione e degasolinaggio

La variazione delle condizioni operative può dar luogo a fenomeni di condensazione di idrocarburi e/o acqua a partire da una miscela di idrocarburi allo stato gassoso. Quando in una corrente di gas naturale si ha la formazione di acqua libera, per determinate condizioni di flusso possono formarsi dei composti solidi detti idrati. Il termine "idrato" è un termine generico per intendere nello specifico i composti di inclusione o clatrati (dal latino *clauthratus*, ingabbiato), strutture molecolari in cui un tipo di molecole avvolge un altro tipo di molecole, le pime sono dette molecole ospitanti mentre le altre molecole ospiti. Per gli idrati di gas naturale le molecole ospitanti sono le molecole di acqua, mentre le molecole ospiti sono le molecole costituenti il gas naturale. La particolare conformazione è stabile in fase solida, dove le molecole ospitanti formano un reticolo cristallino dove all'interno si generano delle cavità in cui si posizionano le molecole di gas. A differenza del ghiaccio, gli idrati hanno la caratteristica di formarsi per temperature al di sopra dei °C: la formazione degli idrati è fortemente dipendente dalle condizioni di pressione, maggiore è la pressione parziale del gas (quindi la concentrazione di molecole ospiti), maggiore è la temperatura di formazione degli idrati. La tendenza a formare idrati negli idrocarburi leggeri aumenta con il peso molecolare dell'idrocarburo e la presenza di anidride carbonica (CO_2) e solfuro di idrogeno (H_2S). In generale, affinché gli idrati si possano formare è necessario che si instaurino le seguenti condizioni:

- presenza acqua allo stato liquido;
- presenza di idrocarburi;
- moto turbolento;
- pressione e temperatura.

Sono stati sviluppati dei diagrammi che consentono di prevedere la formazione di idrati a determinate condizioni di pressione e temperatura, in funzione alla densità o peso molecolare medio del gas Figura 3.3. Gli idrati posso-

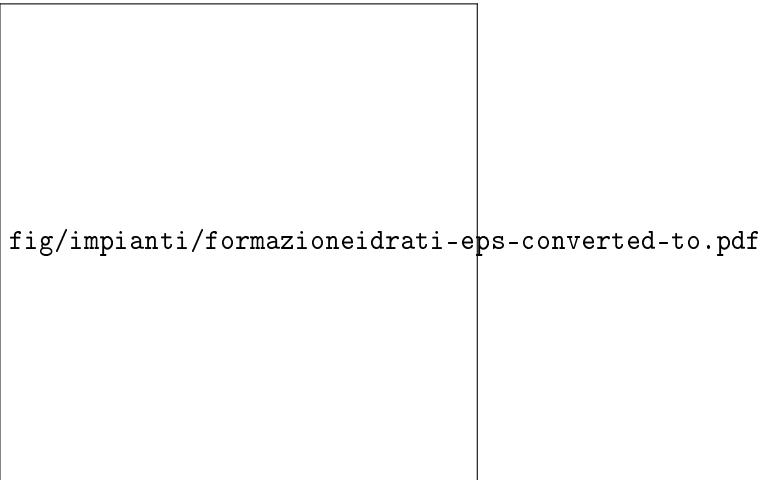


Figura 3.3: Diagramma della formazione degli idrati in funzione di temperatura e pressione (Bianco 2005).

no formarsi all'interno delle singole condotte o concentrate su un collettore. Gli idrati possono danneggiare l'impianto in numerosi modi. L'occlusione parziale o totale della condotta porta a un aumento incontrollato della pressione a monte del tappo di idrati con conseguente rottura della linea o per squarciamiento della stessa o per impatto in corrispondenza di una curva (Figura 3.4a). Il tappo di idrati soggetto a riscaldamento localizzato può espandersi in modo incontrollato, portando all'inevitabile rottura della condotta (Figura 3.4b). Con l'interruzione di produzione a opera di una valvola, se la velocità del tappo è sufficientemente elevata, la quantità di moto degli idrati può produrre pressioni così elevate da far scoppiare la linea (Figura 3.4c). La formazione degli idrati avviene tramite inibizione o disidratazione del gas stesso.

3.3.1 Inibizione degli idrati

Gli inibitori vengono utilizzati per brevi tratti di linea, come i collegamenti tra le aree pozzo e le centrali di trattamento del gas naturale. Gli inibitori di idrati sono composti ad alta igroscopicità e possono agire in fase sia gassosa

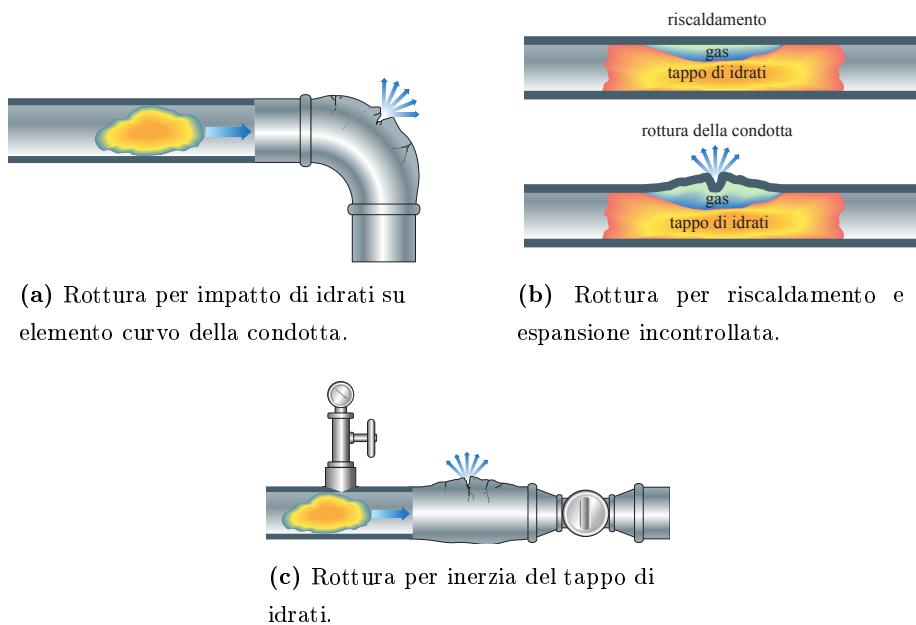


Figura 3.4: Danni in condotta creati dalla formazione di idrati ([borghi2005idrati](#)).

che liquida come l'alcol metilico (CH_3-OH), sia in fase solo liquida come il glicol monoetilenico ($\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$) e dietilenico ($\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$). Il glicol è preferito all'alcol metilenico per la minore volatilità e infiammabilità. Gli inibitori agiscono sul flusso gassoso in modo da abbassare il punto di congelamento spostando la formazione degli idrati verso valori più bassi di temperatura. La quantità o la concentrazione di glicol da iniettare è legata alle condizioni operative con cui si intende trasportare il gas naturale. La Figura 3.5 mostra l'abbassamento della temperatura relativa alla curva di formazione degli idrati in funzione della concentrazione di EG (glicol etilenico o etilenglicol) disiolto in acqua.

La rigenerazione del glicol, diluito in acqua all'arrivo della condotta, avviene tramite ebollizione dell'acqua in condensa, solitamente alla temperatura di 130°C. Mentre in passato l'inibizione degli idrati era un sistema impiegato spesso per il trasporto del gas naturale dalle aree pozzo alla centrale di trattamento, oggi si preferisce installare un sistema di disidratazione in prossimità del sito di produzione, soprattutto quando le condotte sono di

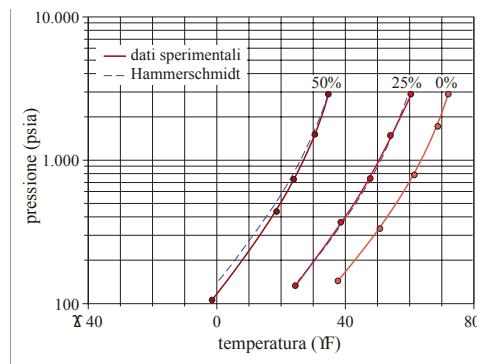


Figura 3.5: Inibizione degli idrati tramite glicol etilenico (Bianco 2005).

notevole lunghezza.

3.3.2 Disidratazione per raffreddamento

Uno dei sistemi più semplici per la disidratazione di un gas consiste nel raffreddamento del gas stesso previa iniezione di inibitore di idrati. La temperatura finale del trattamento deve coincidere con il punto di rugiada che si vuole ottenere, solitamente -10°C per pressioni di 60 bar. Il raffreddamento del gas si ottiene mediante espansione del gas naturale. Infatti, grazie al salto entalpico, la corrente gassosa riesce a diminuire la propria temperatura senza l'intervento di energia dall'esterno. L'intero processo viene ottimizzato tramite uno scambio termico carica-effluente, tale da sfruttare le temperature raggiunte nel processo come punti di pre- e post-trattamento del gas naturale.

3.3.3 Disidratazione mediante assorbimento con glicol

3.3.4 Disidratazione mediante adsorbimento con setacci molecolari

3.3.5 Degasolinaggio

Rimozione gasolina

3.3.6 Addolcimento

H_2S

3.3.7 Altri trattamenti

3.4 Apparecchiature di processo e impianti particolari

Parlare impianti veri e propri

3.4.1 Separatori

I separatori sono gli apparecchi più utilizzati per la separazione di un flusso combinato liquido-gas dei suoi due componenti. I separatori sono classificati in base alla loro configurazione operativa:

- **separatori orizzontali:** sono estremamente economici quando vengono trattati volumi importanti di gas. La disposizione orizzontale garantisce maggiori rendimenti rispetto a quella verticale per via del maggior tempo di permanenza delle goccioline nel separatore. Il separatore orizzontali. Un separatore orizzontale a doppio corpo è definito *slug-catcher*, con il corpo superiore completamente libero e il corpo inferiore che funge da polmone del liquido. I separatori a singolo o doppio corpo non sono particolarmente indicati per trattamento di fluidi contenenti sabbia o fango, a causa della bassa capacità di eliminazione dei depositi e quindi l'accumulo degli stessi sul fondo;
- **separatori verticali:** nonostante le minori performance rispetto ai separatori orizzontali, sono comunque impiegati nell'ambito del trattamento del gas naturale quando i flussi sono caratterizzati da fango, sabbia o gas associato a olio. Inoltre, i separatori verticali sono preferiti in ambito off-shore, vista la scarsa disponibilità di spazio;
- **separatori sferici:** impiegati per la loro compattezza, i separatori sferici rappresentano un giusto compromesso tra i rendimenti di un separatore orizzontale e le ridotte dimensioni di ingombro del separatore verticale. Attualmente i separatori sferici non hanno concorrenti per installazioni off-shore.

I separatori possono essere forniti di pacco rete o pacchi di vani nel caso in cui si voglia aumentare la performance di separazione per semplice gravità. Un separatore può essere definito in diversi modi a seconda dell'applicazione:

- **scrubber o pulitore**: separatore impiegato in caso di grandi volumi di gas, sono torri di lavaggio con maggiori prestazioni rispetto a un separatore tradizionale (riesce a trattare goccioline liquide più piccole), viene in genere installato a valle del separatore o del sistema di separatori in campo o a monte di un impianto di disidratazione;
- **knockout o abbattitore**: utile per eliminare o solo l'acqua liquida o tutto il fluido trascinato dal gas, generalmente collocato a monte di impianti di separazione meccanica a bassa temperatura;
- **camera di flash**: recipiente usato come stadio di espansione intermedia degli idrocarburi liquidi provenienti da separatore a monte, impiegato in generale come secondo stadio di separazione di un'unità LTS (paragrafo 3.4.2);
- **separatore a bassa temperatura**: definito anche separatore a freddo o a espansione, è un recipiente nel quale il gas viene fatto espandere il flusso di gas e viene raccolto liquido condensatosi per raffreddamento. La progettazione prevede un sistema per la rimozione degli idrati post-expansione;
- **filtro o scrubber per polveri**: nel caso in cui il gas sia secco e sono presenti delle particelle solide, queste vengono rimosse o tramite un filtraggio a secco (filtri tradizionali) oppure filtri bagnati a olio o liquido similare (*scrubber* per polveri).

3.4.2 Impianto di separazione a bassa temperatura

Il processo separazione a bassa temperatura (*Low-Temperature Separation*, LTS) consiste nella condensazione di vapore acqueo e idrocarburi pesanti tramite abbassamento di temperatura per effetto Joule-Thomson. Gli impianti di separazione a bassa temperatura sono costituiti da cinque parti fondamentali:

- separatore a bassa temperatura;
- l'abbattitore o *knockout*;
- scambiatore di calore;
- duse;
- separatore ad espansione.

Gli impianti LTS richiedono pozzi a gas ad alta pressione che garantiscano un sufficiente salto entalpico. Le basse temperature permettono di ottenere un sensibile abbassamento del punto di rugiada del gas e un maggiore recupero di condensato rispetto ai separatori tradizionali.

Separatore a bassa temperatura

Rappresenta il fulcro dell'impianto e può avere configurazione orizzontale, verticale, sferica e a T (combinazione orizzontale-verticale). Il gas viene immesso nella parte superiore del separatore tramite una duse. L'espansione del gas provocata dalla duse porta a una diminuzione repentina della temperatura del flusso e la condensazione di acqua e idrocarburi liquidi. Questi condensati raggiungono la parte bassa per gravità formando però anche idrati. I liquidi e gli idrati nella sezione inferiore vengono raccolti e scaldati tramite il gas in arrivo dal pozzo tramite una serpentina immersa. Questo riscaldamento viene effettuato per abbattere gli idrati e per far rievaporare nuovamente i componenti leggeri come metano e etano. Il rendimento del processo dipende fortemente dalla temperatura finale raggiunta, perciò si consiglia di isolare i separatori a bassa temperatura per aumentare le performance di separazione per condensazione.

Knockout

L'abbattitore o *knockout* separa l'acqua libera e la gasolina condensata e opera prima dell'espansione del flusso. L'operazione viene effettuata soprattutto per gli idrocarburi condensati poiché non contribuiscono al raffreddamento

del flusso per espansione e apportano semplicemente calore. In caso di abbattitore orizzontale si opera in condizioni di portata costante, con abbattitori verticali è possibile trattare portate caratterizzate da forti oscillazioni.

Scambiatori di calore

Lo scambiatore gas-gas provvede alla decomposizione degli idrati che si formano all'interno dell'LTS e effettua un preraffreddamento del gas in ingresso all'impianto di condensazione. Lo scambiatore può essere by-passato al fine di mantenere la temperatura del gas al di sopra della temperatura di formazione degli idrati.

Duse

Si installa una duse regolatrice a monte dell'LTS per il controllo del flusso in entrata. La duse è manuale se la pressione nell'LTS è regolata dalla controcompressione della condotta a valle oppure da un regolatore di contropressione (per esempio, una PCV). Se si installa una duse automatica per il controllo a monte dell'LTS di pressione e temperatura, occorre un'altra duse sulla condotta a gas a valle dell'impianto per il controllo del flusso.

3.4.3 Scambiatori di calore

Scambiatore a fasci tubieri

Scambiatori a piatti

Plate Compact Heat Exchanger (PCHE)

3.4.4 Compressori

Stadi di compressione

Compressori volumetrici

- Compressori volumetrici alternativi: normali e a più stadi
- Compressori volumetrici rotativi

Compressori centrifughi

3.4.5 Espansori

3.4.6 Impianti frigoriferi

Capitolo 4

Sistemi di piggaggio delle condotte in pressione

Definizione di "line pigging" e "pig"

4.1 Scopi del piggaggio

- *Pulizia della condotta*
- *Batching*: pig per la separazione dei fluidi per vari scopi
- *Ispezione interna*: smart pig o gauging (calibro)
- *Spiazzamento della condotta*

4.2 Classificazione dei pig

1. Assemblaggio:

- A mandrino
- A bullone singolo
- A telaio fisso: sia le tenute che gli elementi guida solo tenuti assieme da un singolo componente in poliuretano
- A schiuma: i pig a schiuma di poliuretano con struttura aperto sono disponibili a diversa densità a seconda dell'applicazione

richiesta; a volte possono essere rivestiti da poliuretano così da aumentare la resistenza a usura e la stabilità.

- Articolato

- Sfere

2. Applicazioni:

- "Bacthing pig"

- Di pulizia

- Magnetico

- Pig intelligente o "smart pig"

- A gel

4.3 Scelta del pig idoneo in base alle operazioni richieste

4.3.1 Componenti del pig

4.3.1.1 Spazzole

4.3.1.2 Guarnizioni a tazza (unidirezionali)

4.3.1.3 Coppelle coniche (unidirezionali)

4.3.1.4 Dischi (bidirezionali)

4.3.1.5 Lame

4.3.1.6 Magneti

4.3.2 Obiettivo del piggaggio

4.3.3 Selezione del pig

4.3.3.1 Pulizia della condotta

4.3.3.2 Spostamento fluidi

4.3.3.3 Spiazzamento di liquidi da linee gas umido

4.3.3.4 Rimozione di detriti ferrosi

4.3.3.5 Applicazione degli inibitori di corrosione

4.3.3.6 Pulizia pre-ispezione

4.3.3.7 Pulizia delle condotte con corrosione interna nota

4.3.3.8 Pulizia delle condotte internamente rivestite

4.3.3.9 Piggaggio delle condotte offshore

4.4 Design del sistema di condotte per il piggaggio

Il sistema deve essere progettato in modo tale da evitare imprevisti nelle operazioni di piggaggio. Di conseguenza ci sono degli importanti elementi di design da tenere in considerazione.

- 4.4.1 Lunghezza del cammino del pig
- 4.4.2 Raggio di curvatura
- 4.4.3 Tipologia di valvole presenti
- 4.4.4 Indicatori di passaggio del pig
- 4.4.5 Raccordi
- 4.4.6 Condotti laterali
- 4.4.7 Raggio interno di condotta
- 4.4.8 Condotti a doppio diametro

4.5 Procedure di lancio e recupero del pig

- 4.5.1 Condotti a liquido
 - 4.5.1.1 Procedure di lancio pig per condotte a liquido
 - 4.5.1.2 Procedure di recupero pig per condotte a liquido
- 4.5.2 Condotti a gas
 - 4.5.2.1 Procedure di lancio pig per condotte a gas
 - 4.5.2.2 Procedure di recupero pig per condotte a gas
- 4.5.3 Esempi di configurazione di sistemi di piggaggio
 - 4.5.3.1 Lancio verticale
 - 4.5.3.2 Lancio standard del pig
 - 4.5.3.3 Lancio doppio o duale
 - 4.5.3.4 Sistema di batch automatico
 - 4.5.3.5 Lancio inclinato
 - 4.5.3.6 Lancio combinato pig/sfera
 - 4.5.3.7 Sistemi di piggaggio automatico
 - 4.5.3.8 Lancio del pig di ispezione in linea

4.6 Piggaggio di una condotta onstream con mezzo gassoso o idrocarburi raffinati

- 4.6.1 Scelta del pig
- 4.6.2 Velocità

Capitolo 5

Linea di produzione di Verdicchio: tensioattivi per lo spiazzamento dell'acqua in condotta

Il giorno venerdì 12 giugno 2015 è stato effettuato il test di campo del foamer Chimec Phoenix 6163 presso il campo SNM. Dopo l'esperienza tra il 23 e il 27 febbraio 2015 presso il pozzo CZT-2d, obiettivo primario del test è stato quello di spiazzare l'acqua dalla linea San Marco (lunghezza 13,6 km, diametro 4"), così da diminuire le cadute di pressione e favorire la produzione dei pozzi a monte. I risultati ottenuti sono stati:

- acqua spiazzata: 12,74 m³
- tempo impiegato: 2h10m
- pressione minima: 5,5 bar

I tempi di spiazzamento, estremamente brevi, sono collegati al comportamento del foamer. Grazie alla conformazione della mandata e alla miscela con acqua, il tensioattivo ha agito come un "pig" chimico, capace di spiazzare l'acqua dalla condotta con conseguente guadagno in termine di tempo e praticità.

5.1 Polo produttivo di San Giorgio Mare

La centrale di San Giorgio Mare (centrale SGM), collocata nel Comune di Fermo in Località Marina Palmense (FM), è destinata all'attività di produzione, compressione e trattamento di gas naturale ed è stata sviluppata a cavallo tra il 1970 e il 1972. L'impianto rientra nella Business Unit Asset Idrocarburi della Edison S.p.A. ed è gestito dal Distretto Operativo di Sambuceto (CH) che cura inoltre la Direzione di tutte le attività del Sistema di Gestione Integrato dell'Ambiente e della Sicurezza. Il polo produttivo di San Giorgio Mare comprende:

- pozzi relativi alle concessioni off-shore di Vongola Mare (VGM1), San Giorgio Mare (SGMC, SGM3, SGM6) e concessioni in-shore Verdicchio (VRD-1), San Marco (SNM1-2-3), Cozza Terra (CZT-2D), Cassiano1D, Castellaro 1;
- linee di collegamento tra pozzi e centrale SGM;
- centrale SGM;
- vasche e serbatoi di raccolta acque e gasolina;
- punti di collegamento con le reti di distribuzione a carattere nazionale (Snam Rete Gas e SGI S.p.A.).

La centrale SGM riceve il gas proveniente dai pozzi e le piattaforme off-shore mediante una tubazione sottomarina (*sealine*) da 8" di diametro o da 8 NPS (*Nominal Pipe Size*, dimensione nominale della condotta), e 10 NPS dal campo SGM. Il gas proveniente dai campi on-shore arriva in centrale tramite condotta sotterranea da 6 NPS. Recentemente la centrale MAM è stata collegata alla rete on-shore dove, tramite una condotta da 4 NPS, convoglia il gas associato alla produzione di olio di Sarago Mare (SGM).

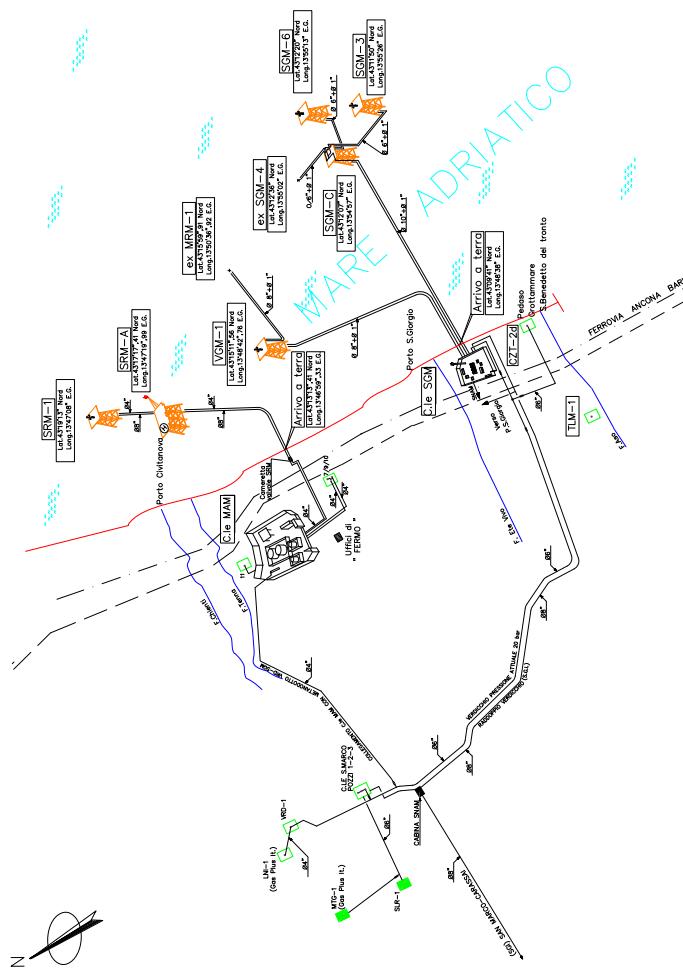


Figura 5.1: Planimetria delle installazioni on-shore e off-shore relative al polo produttivo di San Giorgio Mare.

5.1.1 Descrizione delle aree pozzo interessate

5.1.1.1 Verdicchio

5.1.1.2 San Marco

5.1.2 La centrale di San Giorgio Mare

La centrale SGM si trova nel cuore polo produttivo di San Giorgio Mare, nella Località Marina Palmense (FM), a circa 300 m di distanza dalla costa e 200 m dall'autostrada A14. L'area complessiva interessata è di circa 30.000 m², di cui 300 m² dedicata agli uffici e alla sala controllo. Le principali attività svolte dal polo produttivo di San Giorgio Mare sono:

- produzione di gas dal giacimento;
- separazione dell'acqua e gasolina (principalmente dal pozzo SGM6) associate al gas naturale;
- stoccaggio e spedizione dell'acqua di strato;
- compressione del gas naturale;
- disidratazione del gas naturale;
- vendita del gas naturale, previa misura fiscale.

5.1.2.1 Impianti di processo

Separatori

I separatori S-101, S-111, S-112 sono separatori orizzontali, S-101 e S-111 sono separatori bifase mentre S-112 è un separatore trifase, dedicato al gas a condensati proveniente dai campi off-shore di San Giorgio Mare. La geometria dei separatori è diversa e va da un volume minimo di S-101 pari 2.100 litri a un massimo di S-111 pari a 10.500 litri. L'acqua di strato viene inviata tramite autobotti alla centrale MAM e pompata nei pozzi di reiniezione, come previsto da autorizzazione. La gasolina proveniente dal solo separatore S-112 è inviata all'impianto di trattamento dedicato. La regolazione dei

rispettivi livelli avviene tramite valvole di controllo livello (LCV, *Level Control Valve*), mentre la pressione dei separatori è regolata tramite la valvola di controllo della pressione (PCV, *Pressure Control Valve*).

Compressori

L'impianto di compressione è costituito da:

- compressore (K-101 e K-202): motocompressori alternativi (monostadio a doppio effetto) della Nuovo Pignone. I cilindri sono lubrificati e il raffreddamento è ad acqua. Ogni compressore lavora con un rapporto di compressione di 1:3 e sono configurati in serie in modo tale da portare la pressione da 5-7 bar a 45-60 bar.
- motore compressore: motore Waukesha endodermico a ciclo Otto alimentato a gas, cilindrata totale da 115.400 cm³. La potenza della macchina è di 1547 BHP (*British Horse Power*, cavallo vapore britannico) a 1200 RPM (*Revolutions Per Minute*, giri al minuto);
- aerorefrigerante (A-101 e A-201): impianto di raffreddamento ad aria della Nuovo Pignone che raffredda il gas una volta compresso. L'aerorefrigerante è costituito oltre che dalla sezione di refrigerazione del gas di processo anche da due sezioni per la refrigerazione delle acque ausiliarie.

Unità di condensazione a bassa temperatura

La disidratazione e degasolinaggio avviene a opera di un'unità di condensazione a bassa temperatura. L'impianto è del tutto equivalente a un LTS convenzionale, al quale però è aggiunto uno scambiatore gas-freon associato a unità frigorifera poiché le pressioni in ingresso in centrale non sono sufficienti a garantire una differenza di pressione sulla duse tale da raggiungere le temperature desiderate in camera di espansione. L'unità di condensazione è costituita da:

- **scambiatore gas/gas**: costituito da due cilindri da 16" di diametro e 24 ft di lunghezza in serie, superficie di scambio totale di 162 m², il



(a) Vista da Sud dell'impianto di compressione complessivo.



(b) Impianto di raffreddamento ad aria A-201.



(c) Compressore K-201.

Figura 5.2: Impianto di compressione del gas naturale, centrale SGM.

gas viene pre-raffreddato tramite scambio termico con il gas freddo in uscita dall'unità, il quale viene a sua volta riscaldato in uscita dall'unità di condensazione;

- **duse di espansione:** utile a raffreddare il flusso tramite controllo pressione e semplice espansione del gas;
- **trappola di idrati:** capacità separata in due compartimenti da una placca forata verticalmente;
- **scambiatore gas-freon**, anche detto **evaporatore chiller**: accoppiato con un unità frigorifero, utile al raggiungimento della temperatura finale di -15°C.
- **separatore orizzontale a bassa temperatura:** separatore a freddo bifasico di 26" di diametro, l'evacuazione del liquido è regolata dalla LCV.

Pompe dosatrici

Riscaldatori

Filtri

5.1.2.2 Sicurezza

Sicurezza degli impianti di processo

Sicurezza detenzione gas

Rilevazione incendio

Sistema antincendio

5.1.2.3 Utenze

Rete elettrica

L'energia elettrica arriva in centrale alla tensione di 10 kV e viene convogliata al quadro a media tensione (QMT-1), previsto per una tensione nominale di 10/20 kV, 50 Hz in sistema trifase a neutro isolato. Il quadro è costituito da un arrivo e due partenze, da cui sono alimentati due trasformatori da



Figura 5.3: Pompe dosatrici per iniezione di glicol.

800 kVA, i quali convertono la tensione a 380 V. La corrente passa infine dai trasformatori al quadro a bassa tensione tramite cavo unipolare. Per l'alimentazione degli ausiliari è previsto un raddrizzatore con relativa batteria di accumulatori. L'impianto luce è collegato con un trasformatore a monte da 30 kVA che converte la tensione da 380 V a 220 V. In caso di

Sala controllo

5.1.3 La linea Verdicchio

5.2 Configurazione sperimentale: materiali e modalità di esecuzione

5.2.1 Schiumogeno

Il prodotto CHIMEX Phoenix 6163 è uno schiumogeno; disiolto in acqua, fa diminuire notevolmente la tensione interfacciale che compete alla superficie

di separazione fra la soluzione diluita così ottenuta e la fase gassosa.

5.2.2 Antischiuma

Il prodotto CHIMEC Phoenix 8161 è un antischiuma che favorisce l'avanzamento della schiuma a valle del separatore, con conseguenze decisamente negative sull'impianto.

5.2.3 Punto di iniezione - San Marco

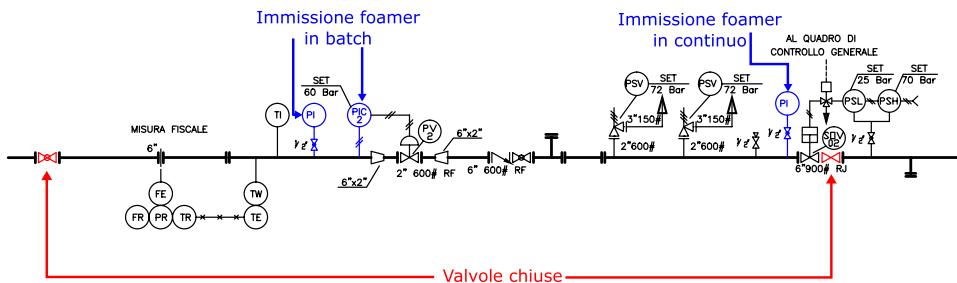


Figura 5.4: Layout linea di mandata SNM, modalità di applicazione del batch.

5.2.4 Apparati di misura

5.2.5 Iniezione in-batch

5.2.6 Iniezione in continuo

I parametri di pressione e temperatura sono stati monitorati tramite un termomanometro digitale installato sulla linea di mandata, tra la Fisher e le valvole di blow-down, in corrispondenza dei due spool flangiati. Il defoamer è stato iniettato all'ingresso del separatore con una portata di 30 litri orari, in continuo, tramite l'utilizzo di pompe dosatrici già presenti alla centrale SGM ((Figura 5.3)).

5.3 Risultati e discussione

5.3.1 Studio degli effetti a breve termine

5.3.2 Andamento produttivo post-test

5.3.3 Analisi costi e benefici

5.3.4 Pigaggio della linea di produzione

Conclusioni

Bibliografia

- Agip. *Impianti di trattamento per campi a gas*. Divulgazione.
- Arachman, Fitrah et al. (2004). «Liquid unloading in a big bore completion: A comparison among gas lift, intermittent production, and installation of velocity string». In: *SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition*. Society of Petroleum Engineers.
- Artificial Lift R&D Council. *Guidelines and Recommended Practices for Selection of Artificial Lift Systems for Deliquifying Gas Wells*. URL: <http://www.alrdc.com/recommendations/gas%20well%20deliquification/artificial%20lift%20selection/AL%20Selection%20Edited%20---%20Section%202.2%20---%20Selection%20Document.docx> (visitato il 16/07/2015).
- Attwood, David e Alexander T Florence (2012). *FASTtrack Physical Pharmacy*, pp. 44–60.
- Avallone, Giuseppe e Lucio Taglialatela. *Formazione del coning, studio mediante l'impiego della vasca elettrolitica*.
- Baker, O. (1954). «Simultaneous flow of oil and gas». In: *Oil & Gas Journal* 53.
- Bianco, Romano (2005). «Impianti di trattamento del gas prodotto». In: *Enciclopedia degli Idrocarburi* 1, pp. 681–706.
- Binli, Özmen (2009). «Overview of solutions to prevent liquid-loading problems in gas wells». Tesi di laurea magistrale. Middle East Technical University, pp. 3–43.
- Bolding, Jeff L, Larry E Hartman e Steve J Szymczak (2007). «Resurrecting a Low-Pressure Gas Well Offshore: Through-Tubing Foamer Injection

- via a Capillary Tubing System and a Specialized WRSCSSV». In: *SPE* 110086, pp. 1–11.
- Campbell, Samuel, Sunder Ramachandran, Keith Bartrip et al. (2001). «Corrosion inhibition/foamer combination treatment to enhance gas production». In: *SPE Production and Operations Symposium*. Society of Petroleum Engineers.
- Chierici, Gian Luigi (1989). *Principi di ingegneria dei giacimenti petroliferi*. Agip.
- Coleman, Steve B et al. (1991). «A new look at predicting gas-well load-up». In: *Journal of Petroleum Technology* 43.03, pp. 329–333.
- Di Marco, Paolo (2006). «Appunti ed Esercizi di Fisica Tecnica e Macchine Termiche». L'equazione generalizzata di Bernoulli e la sua applicazione al calcolo dei condotti.
- Dumas, Antonio (2009). *Elementi di fluidodinamica e termocinetica*. Società Editrice Esculapio.
- Edison S.p.A. *Fasi e operazioni che vengono effettuate per passare dalle materie prime ai vari prodotti finiti*. Allegato d1 della Domanda di Autorizzazione Ai Sensi del D.Lgs 152/06 art.269, località Marina Palmense di Fermo.
- Farn, Richard J (2008). *Chemistry and technology of surfactants*. John Wiley & Sons.
- Garner, Ted D et al. (2009). «Backside Auto-Injection System». In: *SPE Production and Operations Symposium*. Society of Petroleum Engineers.
- Griffith, Peter et al. (1984). «Multiphase flow in pipes». In: *Journal of petroleum technology* 36.03, pp. 361–367.
- Guglielmini, G. e G. Milano (2004). «Lezioni di Fisica Tecnica 1 per allievi ingegneri meccanici e navali». DITEC - Dipartimento di Termoenergetica e Condizionamento Ambientale , Università degli Studi di Genova, A.A.: 2004/2005.
- International Coiled Tubing Association et al. (2014). *An Introduction to Coiled Tubing*.
- Lea, James F, Henry V Nickens e Mike Wells (2011). *Gas well deliquification*. Gulf Professional Publishing.

- Leopardi, Angelo (2005). «Le resistenze al moto. Note ad uso degli allievi dei corsi di Idraulica e Meccanica dei Fluidi». Università degli Studi di Cassino, Facoltà di Ingegneria.
- Li, Min, Sun Lei, Shilun Li et al. (2001). «New view on continuous-removal liquids from gas wells». In: *SPE Permian Basin Oil and Gas Recovery Conference*. Society of Petroleum Engineers.
- Mele, Silvano (2012). «Produzione del gas naturale». Relazione di tirocinio. Università di Padova, pp. 22–49.
- Nallaparaju, Yashaswini Devi et al. (2012). «Prediction of Liquid Loading in Gas wells». In: *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. Society of Petroleum Engineers.
- Nosseir, MA et al. (1997). «A new approach for accurate prediction of loading in gas wells under different flowing conditions». In: *SPE Production Operations Symposium*. Society of Petroleum Engineers.
- Oyewole, Peter Olugboyega, James F Lea et al. (2008). «Artificial-Lift Selection Strategy for the Life of a Gas Well With Some Liquid Production». In: *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. Society of Petroleum Engineers.
- Querzoli, Giorgio (2006). «Dispense di Meccanica dei Fluidi». Università degli Studi di Cagliari, Facoltà di Ingegneria, Dipartimento di Ingegneria del Territorio.
- Saraf, Naresh M e Deepak V Alat (2007). «Bursting the bubble-foam killers». In: *Colourage* 54.7, p. 93.
- Schramm, Laurier L. (2000). *Surfactants: fundamentals and applications in the petroleum industry*, pp. 3–22.
- Schramm, Laurier L (2006). *Emulsions, foams, and suspensions: fundamentals and applications*. John Wiley & Sons.
- Shaban, Habib I (1995). «A study of foaming and carry-over problems in oil and gas separators». In: *Gas separation & purification* 9.2, pp. 81–86.
- Simpson, David (2006). «Low-pressure gas well deliquification requires different approaches». In: *Oil & gas journal* 104.8, pp. 41–50.
- Soldati, A. «Laboratorio Didattico di Fluidodinamica Multifase, Dispensa n.1». Corsi di Fluidodinamica, Impianti dell'Industria di Proces-

- so, Impianti Chimici, Ingegneria Chimica ed Ambientale. Università di Udine.
- Stanculescu, Vasile, Philipp Tippel e Laurentiu Niculeanu (2014). «Best practices in Gas Well Deliquification, OMV-Petrom Romania». In: *European Gas Well Deliquification Workshop*. Artificial Lift Research & Development Council.
- Taitel, Yemada e A. E. Dukler (1976). «A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow». In: *AIChE Journal* 22.1, pp. 47–55.
- Tego Chemie Service GmbH (2014). *TEGO Journal*, pp. 44–53.
- Thome, John R (2004). «Engineering data book III». In: *Wolverine Tube Inc.*
- Turner, RG, MG Hubbard, AE Dukler et al. (1969). «Analysis and prediction of minimum flow rate for the continuous removal of liquids from gas wells». In: *Journal of Petroleum Technology* 21.11, pp. 1–475.
- Verga, Francesca (2005). «Meccanismi di spinta e fenomeni di spiazzamento». In: *Enciclopedia degli Idrocarburi* 1, pp. 509–525.
- Weatherford International Ltd. (2008). *Plunger-Lift Systems 2008 Catalog*. URL: <http://www.weatherford.com/doc/wft023135> (visitato il 03/08/2015).
- Wittfeld, C. et al. (2015). *Foam Lifting Manual: Current Best Practices from the Land Asset*.

Ringraziamenti

Qui possiamo ringraziare il mondo intero!!!!!!!!!

Ovviamente solo se uno vuole, non è obbligatorio.