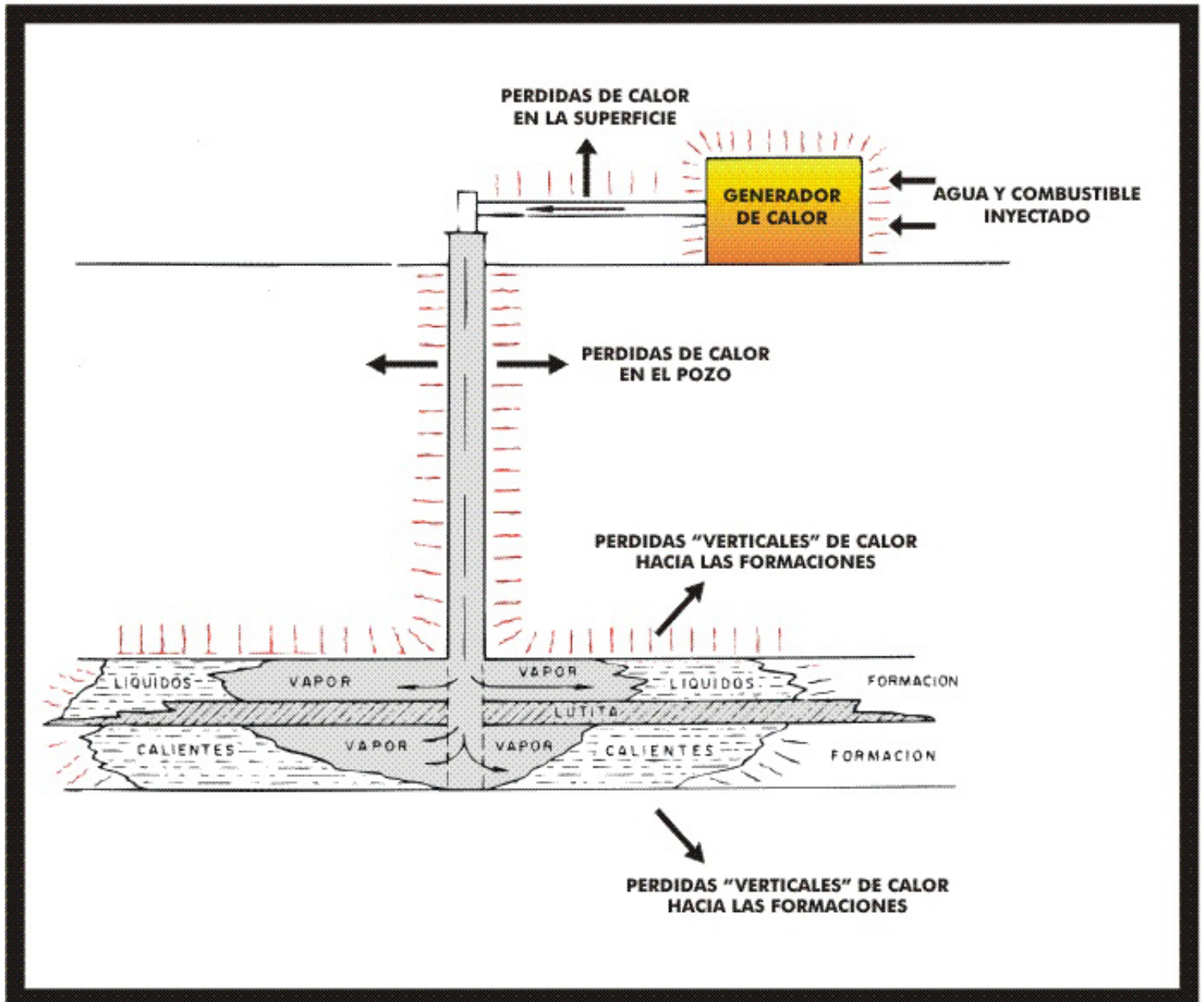


Recuperación Térmica de Petróleo

Por:
Douglas A. Alvarado
Carlos Banzér S.



Re-editado y corregido por:
Dr. Adafel C. Rincón Mora

CONTENIDO

CONTENIDO.....	Página
NOMENCLATURA.....	II
UNIDADES EMPLEADAS EN CÁLCULOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA.....	VII
	XII

CAPÍTULO I RECUPERACIÓN TÉRMICA

1.1.- DEFINICIÓN.....	1
1.2.- HISTORIA.....	1
1.3.- PROCESOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA.....	4
1.3.1.- INYECCIÓN DE VAPOR.....	5
1.3.2.- INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE.....	6
1.3.3.- COMBUSTION IN SITU.....	7
1.3.3.1.- COMBUSTIÓN CONVENCIONAL.....	7
1.3.3.2.- COMBUSTIÓN HÚMEDA.....	9
1.3.3.3.- COMBUSTIÓN EN REVERSO.....	11
1.4.- IMPORTANCIA DE LOS PROCESOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA.....	12
1.5.- CONSIDERACIONES GENERALES.....	17
1.5.1.- PROFUNDIDAD.....	18
1.5.2.- PETRÓLEO IN SITU.....	18
1.5.3.- POROSIDAD.....	19
1.5.4.- SATURACIÓN DE AGUA.....	19
1.5.5.- SEGREGACIÓN.....	19
1.5.6.- HETEROGENEIDAD DEL YACIMIENTO.....	20
1.5.7.- ESPESOR DE ARENA.....	21
1.5.8.- MOVILIDAD DEL PETRÓLEO.....	21
1.6.- REFERENCIAS.....	22

CAPÍTULO II PROPIEDADES TÉRMICAS DE ROCAS Y FLUIDOS

2.1.- VISCOSIDAD DE LOS LÍQUIDOS.....	25
2.1.1.- MÉTODO DE SAUDER.....	26
2.1.2.- MÉTODO DE THOMAS.....	27
2.2.- VISCOSIDAD DEL PETRÓLEO.....	28
2.2.A.- ECUACIÓN DE ANDRADE.....	29
2.2.B.- TÉCNICA DE UN SOLO PUNTO.....	30
2.2.C.- CARTA ASTM DE VISCOSIDAD-TEMPERATURA.....	31
2.3.- VISCOSIDAD DE MEZCLAS LÍQUIDAS.....	36
2.4.- VISCOSIDAD DEL AGUA Y DEL VAPOR.....	38
2.5.- EFECTO DEL GAS EN SOLUCIÓN SOBRE LA VISCOSIDAD DEL PETRÓLEO.....	40

2.6.-	OTRAS UNIDADES DE VISCOSIDAD.....	43
2.7.-	DENSIDAD DEL PETRÓLEO.....	45
2.8.-	DENSIDAD DEL AGUA.....	45
2.9.-	CALOR ESPECÍFICO.....	46
	2.9.A.- HIDROCARBUROS LÍQUIDOS Y PETRÓLEOS.....	46
	2.9.B.- HIDROCARBUROS GASEOSOS.....	46
	2.9.C.- AGUA SATURADA.....	46
	2.9.D.- ROCAS.....	47
2.10.-	CAPACIDAD CALORÍFICA DE ROCAS SATURADAS.....	47
2.11.-	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (K_H).....	48
	2.11.1.- CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE LÍQUIDOS Y GASES.....	49
	1.11.2.- CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE ROCAS.....	51
2.12.-	DIFUSIVIDAD TÉRMICA.....	53
2.13.-	SATURACIÓN RESIDUAL DE PETRÓLEO.....	55
2.14.-	REFERENCIAS.....	57

CAPÍTULO III

PROPIEDADES TÉRMICAS DEL AGUA Y DEL VAPOR

3.1.-	TEMPERATURA DE SATURACIÓN DEL AGUA.....	59
3.2.-	CALOR ESPECÍFICO DEL AGUA Y DEL VAPOR.....	60
3.3.-	CALOR SENSIBLE DEL AGUA.....	61
3.4.-	CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN.....	62
3.5.-	CALOR TOTAL O ENTALPÍA DEL VAPOR SECO Y SATURADO.....	63
3.6.-	CALIDAD DEL VAPOR Y VAPOR HÚMEDO.....	63
3.7.-	ENTALPÍA DISPONIBLE.....	65
3.8.-	VOLUMEN ESPECIFICO.....	65
3.9.-	DENSIDAD DEL VAPOR.....	67
3.10.-	VAPOR SOBRECALENTADO.....	67
3.11.-	CORRELACIONES DE EJIUGU Y FIORY.....	68
3.12.-	DIAGRAMA TEMPERATURA-ENTALPÍA PARA EL AGUA.....	70
3.13.-	DETERMINACIÓN DE LA CALIDAD DEL VAPOR.....	73
	3.13.1.- MÉTODO DEL SEPARADOR.....	73
	3.13.2.- MÉTODO DE LOS CLORUROS.....	73
	3.13.3.- MÉTODO DE LA CONDUCTIVIDAD.....	74
	3.13.4.- MÉTODO DEL MEDIDOR DE ORIFICIO.....	75
3.14.-	MEDICIÓN DEL FLUJO DEL VAPOR.....	77
3.15.-	DISTRIBUCIÓN DEL VAPOR.....	82
3.16.-	TABLAS DE VAPOR.....	82
3.17.-	PROBLEMAS.....	85
3.17.-	REFERENCIAS.....	86

CAPÍTULO IV

PÉRDIDAS DE CALOR DURANTE LA TRANSMISIÓN DE FLUIDOS CALIENTES

4.1.- MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	89
4.1.a.- CONDUCCIÓN.....	91
4.1.b.- RADIACIÓN.....	94
4.1.c.- CONVECCIÓN.....	95
4.2.- EFICIENCIA TÉRMICA DEL GENERADOR.....	96
4.3.- PÉRDIDAS DE CALOR EN LÍNEAS DE SUPERFICIE.....	98
4.4.- CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR EN LÍNEAS DE SUPERFICIE.....	98
4.4.1.- PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA PÉRDIDAS DE CALOR.....	111
4.4.1a.- PROCEDIMIENTO MATEMÁTICO.....	113
4.4.1b.- PROCEDIMIENTOS GRÁFICOS.....	117
4.5.- CALIDAD DEL VAPOR EN EL CABEZAL DEL POZO.....	125
4.6.- CAÍDA DE PRESIÓN EN LÍNEAS DE SUPERFICIE.....	127
4.7.- PÉRDIDAS DE CALOR EN EL POZO.....	130
4.8.- CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR EN EL POZO.....	130
4.8.1.- MÉTODO DE WILLHITE.....	130
4.8.2.- PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO.....	138
4.8.2a.- TUBERÍA DE INYECCIÓN SIN AISLANTE.....	138
4.8.2b.- TUBERÍA DE INYECCIÓN CON AISLANTE.....	140
4.8.3.- MÉTODO DE RAMEY.....	147
4.8.4.- MÉTODO DE SATTER.....	148
4.8.5.- MÉTODO DE PACHECO Y FAROUQ ALI.....	149
4.8.6.- MÉTODO DE SUGIURA Y FAROUQ ALI.....	150
4.9.- CALIDAD DEL VAPOR EN EL POZO.....	150
4.10.- CAÍDAS DE PRESIÓN EN EL POZO.....	151
4.11.- PÉRDIDAS DE CALOR DURANTE LA INYECCIÓN DE UN FLUIDO CALIENTE MONOFÁSICO.....	154
4.12.- PROBLEMAS.....	156
4.13.- REFERENCIAS.....	157

CAPÍTULO V

CALENTAMIENTO DE LA FORMACIÓN POR INYECCIÓN DE FLUIDOS CALIENTES

5.1.- MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA FORMACIÓN.....	161
5.2.- CALENTAMIENTO DE LA FORMACIÓN POR INYECCIÓN DE VAPOR.....	163
5.3.- MODELO DE MARX Y LANGENHEIM.....	163
5.4.- MODIFICACIÓN DE MANDL Y VOLEK.....	176

5.5.- CALENTAMIENTO DE LA FORMACIÓN POR INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE.....	182
5.6.- MODELO DE LAUWERIER.....	182
5.7.- MODELO DE SPILLETTE.....	186
5.8.- INYECCIÓN A TASAS VARIABLES.....	187
5.9.- REFERENCIAS.....	187

CAPÍTULO VI

INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

6.1.- MECANISMOS DE RECUPERACIÓN EN INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE.....	189
6.2.- CÁLCULO DE LA RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO POR INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE.....	191
6.3.- VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE.....	196
6.4.- ESTIMULACIÓN CON AGUA CALIENTE.....	197
6.5.- REFERENCIAS.....	198

CAPÍTULO VII

INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR

7.1.- MECANISMOS DE RECUPERACIÓN EN INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR.....	204
7.2.- CÁLCULO DE LA RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO EN INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR.....	206
7.3.- MODELO DE BOBERG Y LANTZ.....	209
7.4.- MODELO DE BOBERG Y TOWSON.....	219
7.5.- OTROS MODELOS PARA PREDECIR LA RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO EN INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR.....	222
7.5.1.- MODELOS DE DAVIDSON, MILLER Y MUELLER, Y DE MARTIN.....	222
7.5.2.- MODELOS DE SEBA Y PERRY, Y DE KUO, SHAIN Y PHOCAS.....	222
7.5.3.- MODELO DE CLOSMANN, RATLIFF Y TRUITT.....	222
7.5.4.- MODELO DE SWAAN.....	222
7.6.- CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA SELECCIÓN DEL YACIMIENTO EN UN PROYECTO DE INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR.....	222
7.7.- DESVENTAJAS DE LA ESTIMULACIÓN CON VAPOR.....	225
7.6.- OTROS PROCESOS DE ESTIMULACIÓN.....	227
7.9.- REFERENCIAS.....	227

CAPÍTULO VIII

INYECCIÓN CONTINUA DE VAPOR

8.1.-	MECANISMOS DE RECUPERACIÓN EN INYECCIÓN CONTINUA DE VAPOR.....	231
8.1.-	CÁLCULO DE LA RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO POR INYECCIÓN CONTINUA DE VAPOR.....	235
8.2.1.-	MÉTODO DE MYHILL Y STEGEMEIER.....	240
8.2.2.-	MÉTODO DE GOMAA.....	244
8.2.3.-	MÉTODO DE FAIRFIELD.....	248
8.2.4.-	MÉTODO DE VAN LOOKEREN.....	248
8.3.-	OTROS MODELOS PARA CALCULAR LA RECUPERACIÓN DE PÉTROLEO EN LA INYECCIÓN CONTINUA DE VAPOR.....	251
8.3.1.-	MODELO DE DAVIES, SILBERBERG Y CAUDLE.....	251
8.3.2.-	MODELOS DE SHUTLER.....	251
8.3.3.-	MODELO DE ABDALLA Y COATS.....	252
8.3.4.-	MODELO DE VINSOME.....	252
8.3.5.-	MODELO DE COATS, GEORGE, CHU Y MARCUM.....	252
8.3.6.-	MODELO DE COATS.....	252
8.3.7.-	MODELO DE RINCON, DÍAZ MUÑOZ Y FAROUQ ALI.....	253
8.3.8.-	MODELO DE FERRER Y FAROUQ ALI.....	253
8.4.-	CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA INYECCIÓN CONTINUA DE VAPOR.....	253
8.5.-	REFERENCIAS.....	255

CAPÍTULO IX

COMBUSTIÓN IN SITU

9.1.-	COMBUSTIÓN CONVENCIONAL.....	259
9.2.-	CONTENIDO DE COMBUSTIBLE.....	262
9.3.-	REQUERIMIENTOS DE AIRE.....	268
9.4.-	VELOCIDAD DEL FRENTE DE COMBUSTIÓN.....	269
9.5.-	CALOR DE COMBUSTIÓN.....	271
9.6.-	CANTIDAD DE AGUA FORMADA POR LA COMBUSTIÓN.....	271
9.7.-	IGNICIÓN.....	274
9.7.1.-	IGNICIÓN ESPONTÁNEA.....	274
9.7.2.-	IGNICIÓN ARTIFICIAL.....	277
9.8.-	TASA DE INYECCIÓN DE AIRE.....	278
9.9.-	RADIO DE EXTINCIÓN.....	279
9.10.-	EFICIENCIA AREAL Y VERTICAL.....	283
9.11.-	DISEÑO DE UN PROYECTO DE COMBUSTION IN SITU CONVENCIONAL.....	284
9.12.-	COMBUSTIÓN EN REVERSO.....	286
9.13.-	VARIACIONES DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN CONVENCIONAL	288
9.13.1.-	COMBUSTIÓN HÚMEDA.....	289
9.14.-	CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DEL YACIMIENTO EN UN PROCESO DE COMBUSTIÓN IN SITU.....	291
9.15.-	MODELOS MATEMÁTICOS.....	293

9.15.1.- MODELO DE RAMEY.....	293
9.15.2.- MODELO DE BAILEY Y LARKIN.....	294
9.15.3.- MODELO DE THOMAS, SELIG Y COUCH.....	294
9.15.4.- MODELO DE CHU.....	295
9.15.5.- MODELO DE KUO.....	295
9.15.6.- MODELO DE GOTTFRIED.....	294
9.15.7.- MODELO DE SMITH Y FAROUQ ALI.....	295
9.16.- REFERENCIAS.....	295

CAPÍTULO X

RECUPERACIÓN TÉRMICA EMPLEANDO POZOS HORIZONTALES

RECUPERACIÓN TÉRMICA EMPLEANDO POZOS HORIZONTALE..	301
10.1- DRENAJE GRAVITACIONAL AYUDADO POR VAPOR	304
10.1.1.- CONCEPTO Y MECANISMO	305
10.1.2.- PREDICCCIONES TEÓRICAS DE LA TASA DEL PROCESO SAGD.....	308
10.1.3.-PROFUNDIDAD DE LA PENETRACIÓN DEL CALOR	319
10.1.4.-PERMEABILIDAD RELATIVA PROMEDIO PARA EL FLUJO DEL PETRÓLEO	323
10.1.5.-COMPARACIONES DE LAS TASA DE DRENAJE PREDICHAS PARA CRUDOS TÍPICOS.....	325
10.1.6.-SAGD EN PETRÓLEOS PESADOS CONVENCIONALES ...	327
10.1.7.-EFECTO DE LAS HETEROGENEIDADES DEL YACIMIENTO	329
10.2.- INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR USANDO POZOS HORIZONTALES HCS	331
10.3.- COMBINACIÓN DE INYECCIÓN ALTERNADA Y CONTINUA DE VAPOR USANDO POZOS HORIZONTALES, HASD.....	332
10.3.1- COMPORTAMIENTO DE UN PROYECTO HASD EN PRESENCIA DE ACUÍFEROS	333
10.4.- REFERENCIAS.....	334

NOMENCLATURA

- a : coeficiente de expansión lineal, F^{-1}
- a : gradiente geotérmico, $\frac{F}{pie}$
- a : requerimiento de aire, $\frac{PCN}{pie^3}$
- A : área, pie^2
- b : ancho, espesor, pie
- B : factor volumétrico de formación, BY/BN
- c : compresibilidad, lpc^{-1}
- c : calor específico, $\frac{BTU}{lb - F}$
- C_m : contenido de combustible, lb/pie^3
- d : diámetro, pie
- d_e : distancia entre el pozo inyector y el pozo productor, pie
- d_h : diámetro exterior, pie
- d_h : diámetro del hoyo, pie
- D : profundidad, pie
- erf(x) : función error
- erfc(x) : función error complementaria
- E : eficiencia, fracción
- E : módulo de elasticidad de Young, lpc
- f : factor de fricción adimensional
- f(t) : función transitoria de calor, adimensional
- F : factor de corrección adimensional
- F_{aF} : relación aire/combustible, PCN/lb
- F_{ao} : relación aire/petróleo, PCN/lb
- g : constante de aceleración debida a la gravedad, $\frac{pie}{seg^2}$.
- g_c : factor de conversión $(32,17 \frac{lbm - pie}{lbf - seg^2})$

- G : velocidad de masa o flujo de masa, $\frac{lb}{h - pie}$.
- h : espesor, pie
- h_h : espesor afectado por el vapor, pie
- h_n : espesor neto, pie
- h_t : espesor total, pie
- h_c : coeficiente de transferencia de calor por convección, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$
- h_{cr} : coeficiente de transferencia de calor por convección y radiación,
 $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$
- h_f : coeficiente de película ("film coefficient") de transferencia de calor o
coeficiente de condensación, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$
- h_r : coeficiente de transferencia de calor por radiación, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$
- H_f : tasa de calor removida por los fluidos producidos, BTU/D
- H_l : factor "hola-up" del líquido, adimensional
- H_r : entalpía disponible, BTU/lb
- H_w : entalpía del agua saturada, BTU/lb
- H_s : entalpía del vapor seco y saturado, BTU/lb
- i_a : tasa de inyección de aire, PCN/D
- i_{st} : tasa de inyección de vapor, B/D
- k : permeabilidad absoluta, darcy
- k_g : permeabilidad efectiva al gas, darcy
- k_o : permeabilidad efectiva al petróleo, darcy
- k_w : permeabilidad efectiva al agua, darcy
- K : tasa de oxidación, $\frac{lbdeoxígeno}{lbdepetróleo - d}$
- K_h : conductividad térmica $\frac{BTU}{h - pie - F}$
- L : distancia, longitud, pie

- L_v : calor latente de vaporización, BTU/lb
 m : masa, lb
 m : razón de moléculas de CO_2 a moléculas de CO
 M : capacidad calorífica, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$
 M : peso molecular, $\frac{lb}{lb - mol}$
 n : razón de átomos de hidrógeno a átomos de carbono
 N_p : producción acumulada de petróleo, bl
OSR : razón petróleo producido / vapor inyectado, acumulada, fracción
OSR(t) : razón petróleo producido/vapor inyectado, instantánea, fracción
 p : presión lpca
 p_e : presión en el límite exterior, lpca
 p_i : presión del pozo de inyección, lpca
 p_s : presión de saturación, lpca
 p_w : presión del pozo de producción, lpca
 q : tasa de flujo, tasa de producción, B/D
 q_o : tasa de producción de petróleo, B/D
 q_{oc} : tasa de producción de petróleo antes de la estimulación, B/D
 q_{oh} : tasa de producción de petróleo después de la estimulación, B/D
 q_w : tasa de producción de agua, B/D
 Q : tasa de flujo de calor o tasa de inyección de calor, BTU/D
 Q : tasa de pérdidas de calor, BTU/h
 r : radio, pie
 r_d : radio de drenaje, pie
 r_e : radio externo, pie
 r_h : radio de la zona calentada, pie
 R_e : número de Reynolds, adimensional
 R_g : razón gas-petróleo, PCN/BN
 R_s : razón gas en solución-petróleo, PCN/BN
 R_w : razón agua-petróleo, BN/BN

- S : efecto de daño, adimensional
- S : saturación, fracción
- S_l : saturación de líquido, fracción
- S_{or} : saturación residual de petróleo, fracción
- S_{orst} : saturación residual de petróleo en la zona de vapor, fracción
- t : tiempo, d
- t_D : tiempo adimensional
- t_i : tiempo de ignición, d
- T : temperatura, F
- T^* : temperatura absoluta, R
- T_a : temperatura ambiente, F
- T_{avg} : temperatura promedio, F
- T_b : temperatura de ebullición, F
- T_c : temperatura de ignición, F
- T_e : temperatura de la tierra, F
- T_r : temperatura del yacimiento, F
- T_s : temperatura de saturación, F
- T_{surf} : temperatura superficial, F
- u : flujo o tasa de flujo por unidad de área, $\frac{PCN}{pie^2 - d}$
- u_a : flujo local de aire, $\frac{PCN}{pie^2 - d}$
- U_{min} : tasa mínima de flujo de aire, $\frac{PCN}{pie^2 - d}$
- U : variable usada en combustión in situ, pie^2/d
- U : coeficiente de transferencia de calor total, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$
- v : volumen específico, pie^3/lb
- v_a : velocidad del aire (viento), milla/h
- v_b : velocidad de la zona de combustión, milla/h
- v_r : solución unitaria

- v_z : solución unitaria
 V : volumen, pie³
 V_b : volumen de arena empacada en el tubo de combustión, pie³
 V_p : volumen poroso, pie³
 V_s : volumen de la zona de vapor, pie³
 w : tasa másica de flujo, lb/d
 X_D : distancia adimensional
 Y : fracción de oxígeno utilizado
 Z : factor de compresibilidad, adimensional
 α : difusividad térmica, pie²/h
 β : coeficiente de expansión volumétrica, F⁻¹
 γ : gravedad específica, adimensional
 ΔH : calor de combustión, BTU/lb
 Δp : caída de presión, lpcá
 Δr : distancia radial, pie
 Δt : incremento de tiempo, d
 λ : movilidad (k/μ), darcy/cp
 ε : emisividad, adimensional
 δ : pérdidas de calor debida a los fluidos producidos, adimensional
 σ : constante de Stefan-Boltzmann, $\frac{BTU}{h - pie^2 - R^4}$
 μ : viscosidad, cp
 μ_{oc} : viscosidad del petróleo antes de la estimulación, cp
 μ_{oh} : viscosidad del petróleo después de la estimulación, cp
 ν : flujo de aire adimensional usado en combustión
 ν : viscosidad cinemática, cts
 ρ : densidad, lb/pie³
 ρ_F : densidad del combustible, lb/pie³
 ρ_{osc} : densidad del petróleo a condiciones normales, lb/pie³
 ϕ : porosidad, fracción

UNIDADES EMPLEADAS EN CÁLCULOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA

<u>SIMBOLO</u>	<u>NOMBRE</u>	<u>UNIDADES DE USO COMÚN</u>	<u>UNIDADES MÉTRICAS</u>	<u>CONVERSIÓN UNIDADES DE USO COMÚN A MÉTRICAS</u>
a	Requerimientos de aire	$\frac{MPCN}{pie^3}$	$\frac{m^3 N}{m^3}$	1,0113 E+00
A	área	pie^2	m^2	9,2903 E-02
B	Factor volumétrico de formación	$\frac{BY}{BN}$	$\frac{m^3 Y}{m^3 N}$	1,0000 E+00
c	calor específico	$\frac{BTU}{lb - F}$	$\frac{kJ}{kg - C}$	4,1865 E+00
c	compresibilidad	lpc^{-1}	kPa^{-1}	1,4504 E-01
F _{ao}	relación aire/petróleo	$\frac{MPCN}{bl}$	$\frac{m^3 N}{m^3}$	1,8012 E+02
F _{wa}	relación agua/aire	$\frac{Bl}{MPCN}$	$\frac{m^3}{m^3 N}$	5,5519 E-03
g	aceleración debida a la gravedad	$32,17 \frac{pie}{s^2}$	$9,81 \frac{m}{s^2}$	3,0480 E-01
h	coeficiente de transferencia de calor	$\frac{BTU}{pie^2 - d - F}$	$\frac{kJ}{d - m^2 - C}$	2,0442 E+00
H	entalpía	$\frac{BTU}{lb}$	$\frac{kJ}{kg}$	2,3260 E+00
i _a	tasa de inyección de aire	$\frac{MPCN}{d}$	$\frac{m^3 N}{d}$	2,8636 E-02
i _{st}	tasa de inyección de vapor	$\frac{Bl}{d}$	$\frac{m^3}{d}$	1,5899 E-01
k	permeabilidad	md	μm^2	9,8692 E-04
K _h	conductividad térmica	$\frac{BTU}{pie - d - F}$	$\frac{kJ}{m - d - K}$	6,2307 E+00
K	tasa de oxidación	$\frac{lb}{lb - d}$	$\frac{kg}{kg - d}$	1,0000 E+00

L_v	calor latente de vaporización	$\frac{BTU}{lb}$	$\frac{kJ}{kg}$	2,326 0 E+00
m	masa	lb	kg	4,5359 E-01
M	capacidad calorífica	$\frac{BTU}{pie^3 - F}$	$\frac{kJ}{m^3 - K}$	6,7066 E+01
p	presión	lpc	kPa	6,8946 E+00
q	tasa de flujo	$\frac{Bl}{d}$	$\frac{m^3}{d}$	1,5899 E-01
Q	tasa de flujo de calor	$\frac{BTU}{d}$	$\frac{kJ}{d}$	1,0551 E+00
r	radio	pie	m	3,0480 E-01
t	tiempo	h	s	3,6000 E-03
T	temperatura	F	C	$\frac{5(F - 32)}{9}$
u_{min}	flujo mínimo de aire	$\frac{PCN}{pie^2 - d}$	$\frac{m^3 N}{m^2 - d}$	3,0824 E-01
U	coeficiente de transferencia de calor total	$\frac{BTU}{pie^2 - d - F}$	$\frac{kJ}{m^2 - d - K}$	2,0442E01
v_a	velocidad del aire	$\frac{milla}{h}$	$\frac{Km}{h}$	1,6093 E+00
v_b	velocidad del frente de combustión	$\frac{pie}{d}$	$\frac{m}{d}$	3,0480 E-01
v	volumen específico	$\frac{pie^3}{lb}$	$\frac{m^3}{kg}$	6,2428 E-02
V	volumen	pie^3	m^3	2,8317 E-02
V_s	volumen de la zona de vapor	$acre - pie$	m^3	1,2335 E+03
w	tasa másica	$\frac{lb}{d}$	$\frac{kg}{d}$	4,5359 E-01
ΔH	calor de combustión	$\frac{BTU}{lb}$	$\frac{kJ}{kg}$	2,3260 E+02
α	difusividad térmica	$\frac{pie^2}{d}$	$\frac{m^2}{d}$	9,2903 E-02

β	coeficiente de expansión térmica	F^{-1}	K^{-1}	1,8000 E+00
μ	viscosidad dinámica	cp	$Paxseg$	1,0000 E-03
ν	viscosidad cinemática	cts	$\frac{m^2}{s}$	1,0000 E-06
ρ	densidad	$\frac{lb}{pie^3}$	$\frac{kg}{m^3}$	1,6019 E+01
λ	movilidad	$\frac{md}{cp}$	$\frac{\mu m^2}{mPa-s}$	9,8692 E-04
σ	coeficiente de Stefan-Boltzmann	$4,13 \times 10^{-8}$	$\frac{BTU}{pie-d-R^4}$	
			$1,5 \times 10^{-6}$	$\frac{kJ}{m-d-K^4}$
				3,6336 E+01

CAPÍTULO I

RECUPERACIÓN TÉRMICA

1.1.- DEFINICIÓN

Recuperación Térmica se define como el proceso por el cual intencionalmente se introduce calor dentro de las acumulaciones subterráneas de compuestos orgánicos con el propósito de producir combustibles por medio de los pozos¹.

Por múltiples razones se utilizan los métodos térmicos en lugar de otros métodos de extracción. En el caso de petróleos viscosos, los cuales actualmente son los de mayor interés para la aplicación de estos procesos, se utiliza calor para mejorar la eficiencia del desplazamiento y de la extracción. La reducción de viscosidad del petróleo que acompaña al incremento de temperatura, permite no sólo que el petróleo fluya más fácilmente sino que también resulte una razón de movilidad más favorable.

1.2.- HISTORIA

Desde 1865 se han publicado numerosos trabajos y artículos referentes a la introducción de calor en los yacimientos petrolíferos para mejorar o acelerar la extracción de petróleo. El método más antiguo conocido para introducir calor en los yacimiento es el de los calentadores de fondo. Una de las primeras referencias de esta práctica está en una patente otorgada a Perry y Warner² en 1865. El propósito primario de los calentadores de fondo, es reducir la viscosidad y con esto, incrementar la tasa de producción de crudos pesados, aunque ocasionalmente los calentadores de fondo se utilizan para mantener el crudo por encima del punto de fluidez (Pour point) durante su movimiento hasta la superficie, y para remover o inhibir la formación y depositación de sólidos orgánicos, tales como parafinas y asfaltenos. Como con el uso de calentadores en el fondo del hoyo y los sistemas equivalentes que utilizan la circulación de fluidos calientes

desde la superficie, solamente se afecta la parte productora del hoyo y su vecindad inmediata, en la práctica, tales aplicaciones están consideradas como tratamientos de estimulación y prevención. En algunas partes del mundo se han usado diferentes formas de calentamiento hoyo abajo por medio de quemadores y de calentadores eléctricos, mediante inyección intermitente de fluidos calientes en los pozos productores o por la simple circulación de fluidos calientes, pero estas aplicaciones han disminuido en épocas recientes, en comparación con el énfasis inicial dado a los calentadores de fondo, según el informe presentado por Nelson y McNiel³ y por la publicación del API, "History of Petroleum Engineering"⁴.

La Combustión In Situ en yacimientos petrolíferos, probablemente ocurrió durante la ejecución de proyectos de inyección de aire usados a principios de siglo para mejorar la extracción de petróleo. En 1920, Wolcott⁵ y Howard⁶ consideraron algunos elementos claves de los procesos de combustión subterránea para yacimientos petrolíferos, incluyendo la inyección de aire para quemar parte del crudo, a fin de generar calor y reducir la viscosidad y proporcionarle al mismo tiempo una fuerza de desplazamiento al crudo. Estos mismos aspectos fueron reconocidos por patentes emitidas en 1923.

La primera publicación sobre una operación de campo del proceso de Combustión Subterránea a gran escala corresponde a las llevadas a cabo en Rusia, en 1933⁷, las cuales fueron realizadas en vetas de carbón. Este proceso se conoce como proceso In Situ para gasificación de carbón (In Situ Coal Gasification Process). El primer intento de aplicación de este proceso a yacimientos petrolíferos ocurrió también en ese mismo país en 1934⁸.

En EE.UU, las primeras aplicaciones de campo documentadas del proceso de combustión fueron promovidas probablemente por E.W. Hatman⁹ a partir de 1942.

La Combustión In Situ, tal como es conocida en la actualidad, se desarrolló rápidamente en EE.UU, a partir de las investigaciones de laboratorio de Kuhn y

Koch¹⁰ publicados en 1953 y las de Grant y SAS¹¹, publicados al año siguiente. Estos investigadores visualizaron una onda de calor móvil (i.e el calor dejado atrás en la zona quemada sería llevado corriente abajo por el aire inyectado a temperatura ambiente). Inmediatamente, una sucesión de artículos técnicos siguió a estas primeras publicaciones. De los últimos artículos, el de Wilson¹² introdujo el concepto de zonas secuenciales de petróleo y vapor y el de Dietz y Weijdema¹³, muestra cómo los aspectos de recuperación de calor de la Combustión In Situ reconocidos por Grant y SAS¹¹, podrían ser mejorados significativamente añadiendo agua al aire.

El uso de la Inyección Continua de Vapor comienza entre los años 1931 – 1932, cuando se inyectó vapor por 235 días en una arena de 18 pies de espesor, a una profundidad de 380 pies, en la parcela de Wilson y Swain, cerca de Woodson, Texas, EE.UU. No hay registro aparente de la Inyección de Vapor en los siguientes 20 años, hasta el proyecto piloto que funcionó en Yorba Linda, California, EE.UU¹⁴.

Los primeros proyectos de Inyección Continua de Vapor en gran escala se realizaron en Schoonebeek, Holanda¹⁵ y Tía Juana, Estado Zulia, en Venezuela¹⁶.

La Inyección Alternada de Vapor se descubrió accidentalmente en 1959, durante la prueba piloto de Inyección Continua de Vapor que se estaba llevando a cabo en Mene Grande, Estado Zulia, en Venezuela¹⁷. Hoy en día, la Inyección Alternada de Vapor (también conocida como Inyección Cíclica de Vapor, Remojo con Vapor, Estimulación con Vapor) es un método de recuperación térmica muy utilizado.

La utilización de las Reglas de Escalamiento¹⁸ y de los Modelos Físicos a Escala¹⁹ ha desempeñado un papel importante en el desarrollo de los procesos de Inyección Continua y de Inyección Alternada de Vapor.

El primer registro de un proceso de Inyección de Gas Caliente en un yacimiento petrolífero lo cubre el propuesto por Lindsly²⁰ en 1928. Lindsly reconoció que el crudo se podía someter a pirólisis y los compuestos livianos del crudo podían ser despojados preferencialmente y al condensarse, aumentarían la gravedad API y disminuirían la viscosidad de los crudos. La primera prueba de campo reseñada tuvo lugar en una formación en el municipio Chusov, Rusia, en 1935²¹.

1.3.- PROCESOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA

Los procesos térmicos de extracción utilizados hasta el presente se clasifican en dos tipos: aquellos que implican la inyección de un fluido caliente en el yacimiento y los que utilizan la generación de calor en el propio yacimiento. A estos últimos se les conoce como “Procesos In Situ”, entre los cuales, cabe mencionar el proceso de Combustión In Situ. También se pueden clasificar como Desplazamientos Térmicos o Tratamientos de Estimulación Térmica.

En los Desplazamientos Térmicos, el fluido se inyecta continuamente en un número de pozos inyectoras, para desplazar el petróleo y obtener producción por otros pozos. La presión requerida para mantener la inyección del fluido también aumenta las fuerzas impelentes en el yacimiento, aumentando así el flujo de crudo. En consecuencia, el desplazamiento térmico no solamente reduce la resistencia al flujo, sino que además, añade una fuerza que aumenta las tasas de flujo.

En los Tratamientos de Estimulación Térmica, solamente se calienta la parte del yacimiento cercana a los pozos productores. Aquellas fuerzas impelentes en el yacimiento, como la gravedad, el gas en solución y el desplazamiento por agua natural, afectan las tasas mejoradas de extracción, una vez que se reduce la resistencia al flujo. En este tipo de tratamientos, la reducción de la resistencia al flujo, también puede resultar en la remoción de sólidos orgánicos o de otro tipo, de

los orificios del revestidor, del forro ranurado o de la malla de alambre y aún de poros de la roca que forma el yacimiento.

Los Tratamientos de Estimulación también pueden ser combinados con los Desplazamientos Térmicos y en este caso, las fuerzas impelentes son ambas: naturales e impuestas.

A continuación se presenta una breve descripción de los procesos térmicos de extracción más comúnmente utilizados.

1.3.1.- INYECCIÓN DE VAPOR

Es un proceso mediante el cual se suministra energía térmica al yacimiento inyectando vapor de agua. El proceso de inyección puede ser en forma continua o alternada.

En la Inyección Continua de Vapor, el vapor es inyectado a través de un cierto número de pozos, mientras el petróleo es producido a través de pozos adyacentes.

Los principales mecanismos que contribuyen al desplazamiento del petróleo de este tipo de proceso son: la expansión térmica de fluidos del yacimiento, la reducción de la viscosidad del petróleo y la destilación con vapor, siendo este último es quizás el más significativo. Además de estos mecanismos, también se han notado efectos por empuje por gas y por extracción de solventes.

Uno de los procesos de inyección de vapor más utilizados en la actualidad, es el de la Inyección Alternada de Vapor (también conocida como Inyección Cíclica de Vapor, Remojo con Vapor, estimulación con Vapor). Esta técnica consiste en inyectar vapor a una formación productora a través de un pozo productor por un periodo determinado, luego del cual el pozo es cerrado por un tiempo (para

permitir la suficiente distribución de calor inyectado). Después de esto, el pozo es puesto nuevamente a producción.

Los principales mecanismos que contribuyen a la recuperación de petróleo mediante la Inyección Cíclica de Vapor son: disminución de la viscosidad del petróleo, expansión térmica de los fluidos de la formación, compactación de la roca – yacimiento en caso de existir, etc.

1.3.2.- INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

La Inyección de Agua Caliente al igual que la Inyección Continua de Vapor, es un proceso de desplazamiento. El proceso consiste en inyectar agua caliente a través de un cierto número de pozos y producir petróleo por otros. Los pozos de inyección y producción se perforan en arreglos, tal como en la Inyección Continua de Vapor.

En su forma más sencilla, la Inyección de Agua Caliente involucra solamente el flujo de dos fases: agua y petróleo, mientras que en los procesos de vapor y los de combustión envuelvan una tercera fase: gas. En este sentido, los elementos de la inyección de agua caliente son relativamente fáciles de describir, ya que se tratan básicamente de un proceso de desplazamiento en el cual el petróleo es desplazado inmisciblemente tanto por agua caliente como por fría.

Exceptuando los efectos de temperatura y el hecho de que generalmente se aplican a crudos relativamente viscosos, la Inyección de Agua Caliente tiene varios elementos comunes con la Inyección Convencional de Agua. Los principales mecanismos que contribuyen al desplazamiento del petróleo en la Inyección de Agua Caliente básicamente son: reducción de la viscosidad del petróleo y la expansión térmica de los fluidos de la formación.

1.3.3.- COMBUSTIÓN IN SITU

La Combustión In Situ implica la inyección de aire al yacimiento, el cual mediante ignición espontánea o inducida, origina un frente de combustión que propaga calor dentro del mismo. La energía térmica generada por este método da a lugar a una serie de reacciones químicas tales como oxidación, desintegración catalítica, destilación y polimerización, que contribuyen simultáneamente con otros mecanismos tales como empuje por gas, desplazamientos miscibles, condensación, empuje por vapor y vaporización, a mover el petróleo desde la zona de combustión hacia los pozos productores. Se conocen dos modalidades para llevar a cabo la Combustión in Situ en un yacimiento, denominadas: Combustión Convencional o Hacia Delante ("Forward Combustion") y Combustión en Reverso o Contracorriente ("Reverse Combustion"). En la primera de ellas se puede añadir la variante de inyectar agua alternada o simultáneamente con el aire, originándose la denominada Combustión Húmeda, la cual a su vez puede subdividirse dependiendo de la relación agua / aire inyectado, en: Húmeda Normal, Incompleta y Superhúmeda. Las mismas persiguen lograr una mejor utilización del calor generado por la combustión dentro del yacimiento, reduciendo así los costos del proceso.

1.3.3.1.- COMBUSTIÓN CONVENCIONAL

En este proceso, los fluidos inyectados y el frente de combustión se mueven en el mismo sentido, es decir, del pozo inyector hacia los pozos productores. Durante este proceso se forman dentro del yacimiento varias zonas perfectamente diferenciables²², las cuales se indican en detalle en la Figura 1.1. Estas zonas se originan por las altas temperaturas generadas dentro del medio poroso, el cual se encuentra saturado inicialmente con agua, petróleo y gas.

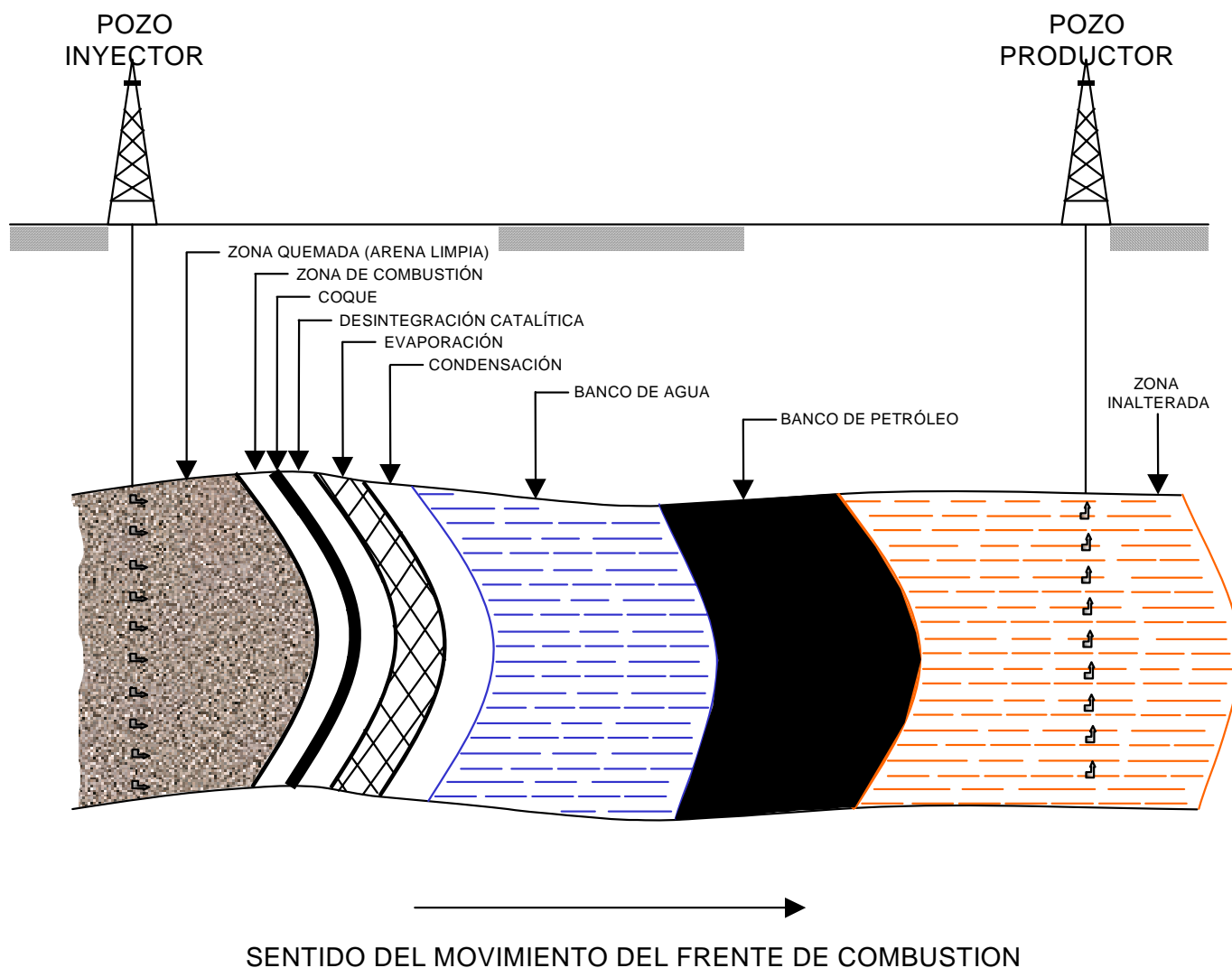


Figura 1.1. Diferentes zonas formadas durante la Combustión Convencional²².

Los mecanismos que actúan durante este proceso son muy variados, destacándose el empuje por gas, el desplazamiento miscible, la vaporización y la condensación. Tales mecanismos son auxiliados por reacciones y procesos físico-químicos importantes tales como oxidación, destilación, desintegración catalítica y polimerización, las cuales ocurren simultáneamente en las zonas de combustión, de coque y de desintegración catalítica indicadas en la Figura 1.1. En

estas zonas ocurre también un incremento en la presión debido principalmente al aumento del volumen de fluidos por expansión térmica, la cual produce un aumento de la tasa de flujo hacia los pozos productores.

1.3.3.2.- COMBUSTIÓN HÚMEDA

Esta variante de la Combustión Convencional se genera al inyectar agua, alternada o simultáneamente con el aire, una vez que se ha logrado la ignición del crudo in situ. Su clasificación en Normal, Incompleta o Superhúmeda, ha sido propuesta en base a las características de los perfiles de temperatura y saturación originados durante el proceso, los cuales se indican en la Figura 1.2.

En el caso de Combustión Húmeda en sus variantes Normal o Incompleta, el agua inyectada al ponerse en contacto con la zona quemada, se evapora y fluye a través del frente de combustión como parte de la fase gaseosa, ya que la máxima temperatura del frente de combustión es en este caso, mayor que la temperatura de vaporización del agua a la presión del sistema. El proceso se denomina Húmeda Normal cuando el coque depositado se consume completamente. Por el contrario, cuando el agua inyectada hace que el combustible depositado no se quemara por completo, entonces se denomina Combustión Húmeda Incompleta.

La Combustión Superhúmeda se logra cuando la cantidad de calor disponible en la zona quemada no es suficiente para vaporizar toda el agua inyectada al sistema. En este proceso, la máxima temperatura de combustión desaparece, y la zona de vaporización – condensación se esparce por todo el medio poroso. Este proceso ha sido denominado también “Combustión Parcialmente Apagada”.

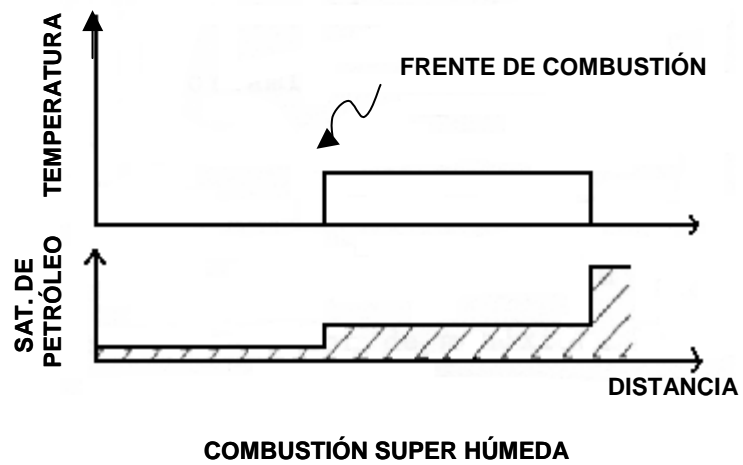
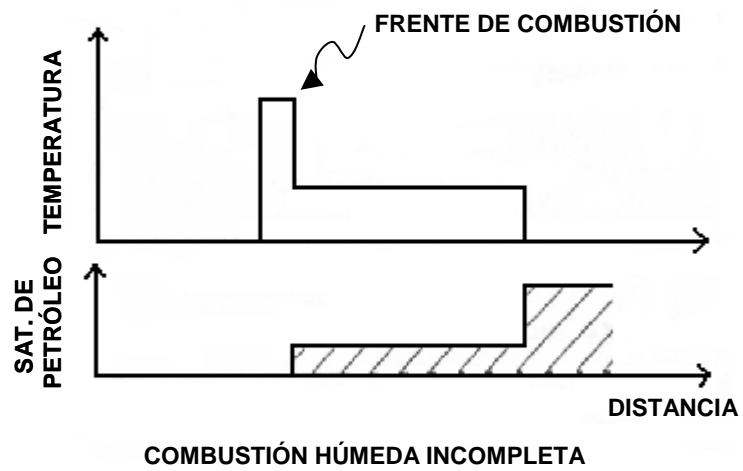
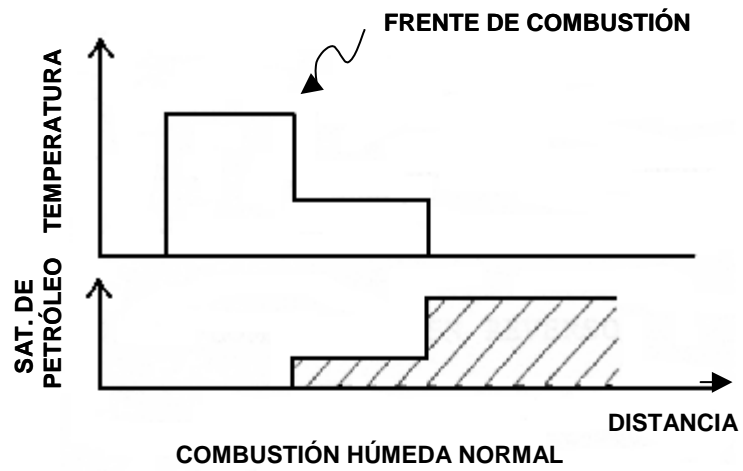


Figura 1.2. Diferentes tipos de Combustión Húmeda²⁴

1.3.3.3.- COMBUSTIÓN EN REVERSO

En este caso, el frente de combustión se mueve en dirección opuesta al flujo de aire, induciéndose la ignición del crudo en el pozo productor. La Figura 1.3. presenta un esquema simplificado de este proceso, indicándose las zonas formadas dentro del yacimiento.

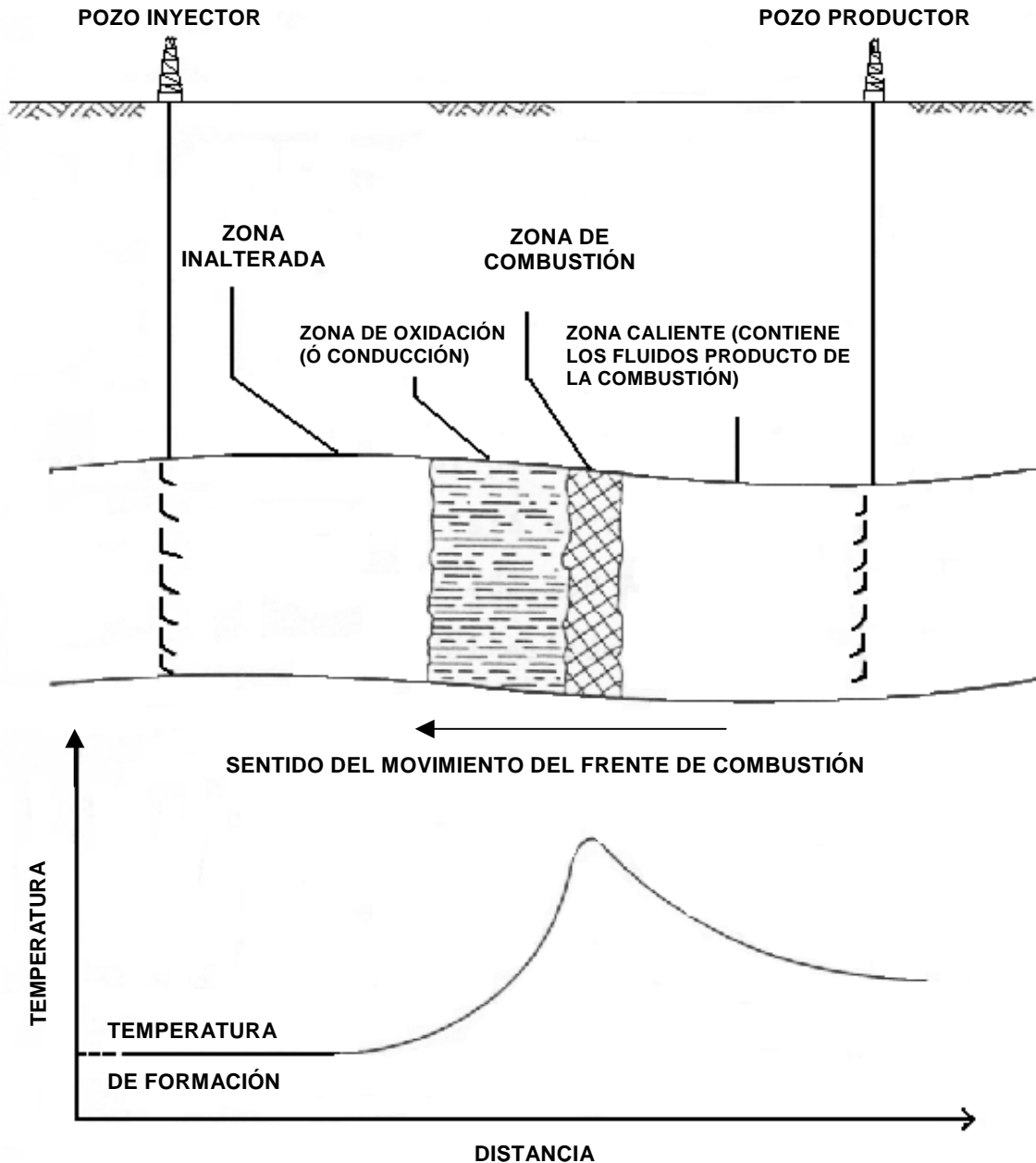


Figura 1.3. Diferentes zonas formadas durante la Combustión en Reverso y perfil de temperaturas²²

El movimiento del frente de combustión es hacia las zonas de mayor concentración de oxígeno y los fluidos desplazados atraviesan dicho frente de combustión como parte de la corriente de gas, siendo transportados a través de la zona caliente hacia los pozos productores por drenaje por gravedad y por empuje por gas. El comportamiento de este proceso es muy diferente al convencional, pues la zona de combustión no consume todo el combustible depositado delante de ella, pero sí parte de los componentes medianos y livianos del petróleo in situ. Casi ni existe producción de Monóxido o Bióxido de Carbono y las principales reacciones ocurridas durante la oxidación del crudo originan compuestos oxigenados tales como aldehídos, ácidos peróxidos y otros.

1.4. - IMPORTANCIA DE LOS PROCESOS DE RECUPERACIÓN TÉRMICA

Una de las maneras de apreciar la importancia de los procesos térmicos es examinando las estadísticas de producción y el número de operaciones de campo, no solo comparándolos con los otros procesos de extracción mejorada (excluyendo Inyección de Agua), si no también en un sentido absoluto.

Las únicas estadísticas completas, conocidas y disponibles sobre operaciones térmicas de extracción de petróleo de una región limitada son de California^{25,26}. La Figura 1.4 muestra el aumento total de la producción de petróleo en California debido a la extracción del mismo por procesos térmicos. Mucho del petróleo producido en California está entre 10° y 20° API. La producción térmica total en 1984 fue de 432 MBNPD, la cual correspondió al 38% de la producción total del Estado y se ha mantenido en sostenido crecimiento desde 1964.

La Tabla 1.1 muestra que las tasas de producción obtenidas mediante la aplicación de procesos térmicos de extracción y de otros tipos de extracción mejorada de los EE.UU aumentan en el periodo 1980 – 1986. De los 605 MBNPD obtenidos en ese país durante 1986 mediante métodos de extracción mejorada, un 79% (480 MBNPD) se produjo por métodos térmicos.

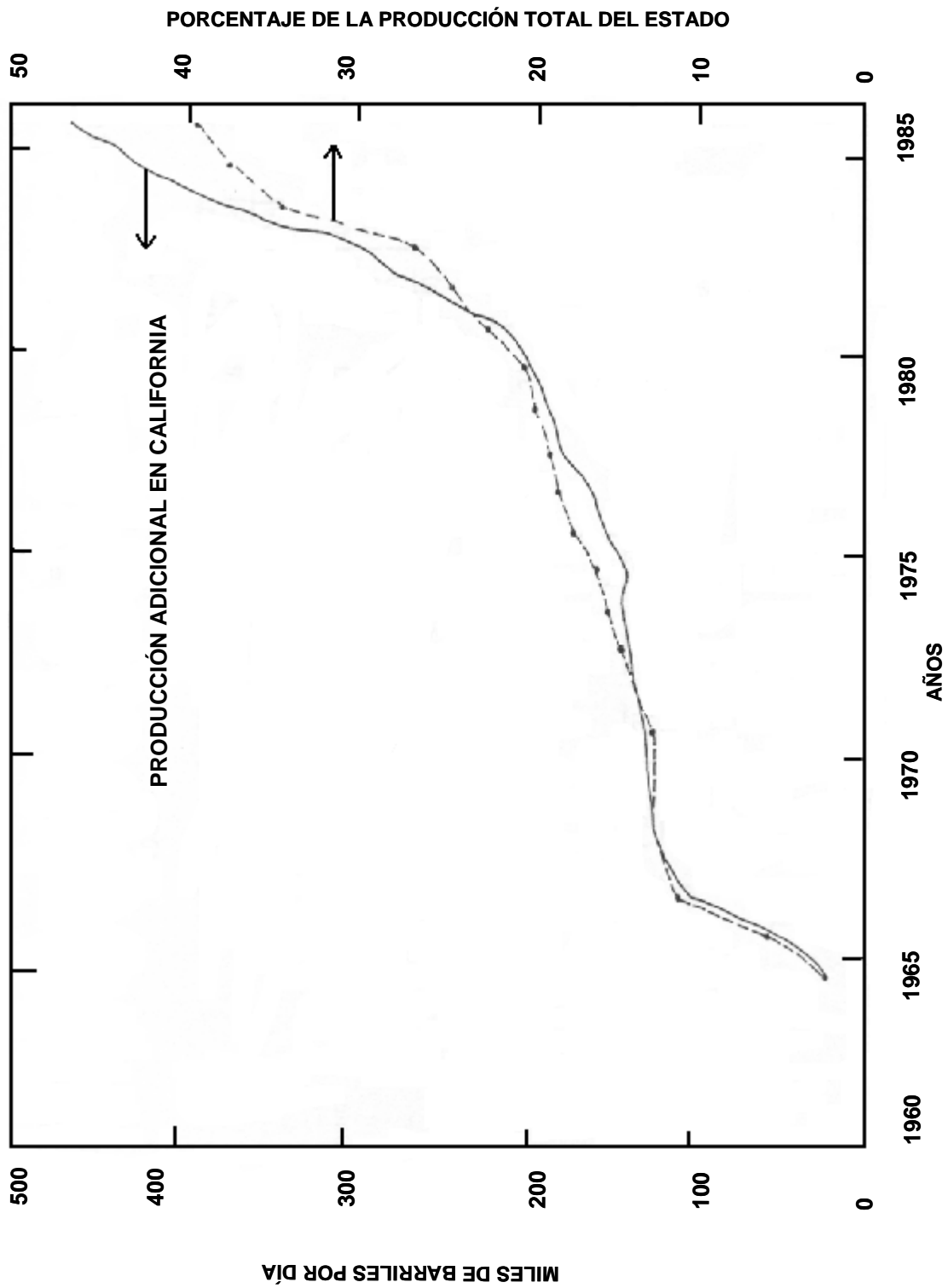


Figura 1.4. Aumento de la producción total de California mediante los Procesos de Recuperación Térmica

Tabla 1.1. Producción por proyectos activos de extracción Mejorada en EE.UU [29], [30]
Producción de petróleo en 1000 BNPD (Nº de proyectos) [Producción promedio por proyectos]

	1980			1982			1984			1986		
TÉRMICA												
Vapor	243	[133]	[1,8]	288	[118]	[2,4]	358	[133]	[2,7]	469	[181]	[2,6]
Combustión	12	[17]	[0,7]	10	[21]	[0,5]	6	[18]	[0,4]	10	[17]	[0,6]
TOTAL	256	[150]	[-1,7]	298	[139]	[2,1]	365	[151]	[2,4]	480	[201]	[2,4]a
QUÍMICA												
Miscelar - Polímero	1	[14]	[0,1]	1	[20]	[0,0]	3	[21]	[0,1]	1	[20]	[0,1]
Polímero	1	[22]	[0,0]	3	[55]	[0,1]	10	[106]	[0,1]	15	[178]	[0,1]
Caústica	1	[6]	[0,1]	1	[10]	[0,1]	0	[11]	[0,0]	0	[8]	[0,0]
TOTAL	2	[42]	[0,1]	4	[85]	[0,1]	13	[138]	[0,1]	17	[207]	[0,1]b
GASES												
Hidrocarburos	*	[9]	*	*	[12]	*	14	[16]	[0,9]	34	[26]	[1,3]
CO2 (m)	22	[17]	[1,3]	22	[28]	[0,8]	31	[40]	[0,8]	28	[38]	[0,7]
CO2 (im)	*	*	*	*	*	*	1	[18]	[0,0]	1	[28]	[0,0]
N2	*	*	*	*	*	*	7	[7]	[1,0]	19	*	[2,1]
Gas en Combustión (m o im)	*	[8]	*	*	[10]	*	29	[3]	[9,8]	26	[3]	[8,7]
TOTAL	75	[34]	[2,2]	72	[50]	[1,4]	83	[84]	[1,0]	108	[104]	[1,0]
TOTAL GENERAL	333	[226]	[1,5]	375	[274]	[1,4]	461	[373]	[1,2]	605	[512]	[1,2]
TÉRMICO COMO UN % DE												
TODOS LOS PROYECTOS EOR												
Vapor	73,2	[59]	[124]	76,9	[43]	[179]	77,7	[36]	[218]	77,5	[35]	[219]
Combustión	3,6	[8]	[48]	2,7	[8]	[36]	1,4	[5]	[29]	1,7	[2]	[51]
TOTAL	76,8	[66]	[115]	79,6	[51]	[157]	79,1	[41]	[195]	79,3	[39]	[202]

a. Incluye la producción de petróleo de 700 BNPD provenientes de tres proyectos de inyección de agua caliente

b. Incluye un proyecto de inyección de agua carbonatada

Tal como se muestra en la Tabla 1.1, la tasa promedio de producción por proyecto es significativamente mayor en el caso de procesos térmicos que cualquier otra categoría. Sin embargo, la tasa de producción más alta por proyecto corresponde a la subcategoría de inyección de gas de combustión, para lo cual sólo se presentan tres proyectos.

La Tabla 1.2 contiene datos, de principios del año de 1986, de algunos de los mayores proyectos activos de inyección de vapor en el mundo a esa fecha. El más grande de estos, el proyecto de Texaco en Kern River, tenía una producción diaria de 95 MBNPD, mayor que todos los procesos no térmicos juntos. El proyecto de Duri en Indonesia, para ese entonces, producía 59 MBNPD extra, está programado para producir unos 300 MBNPD para principios de este siglo²⁷.

Tabla 1.2. - Los Mayores Proyectos de Inyección de Vapor Activos en 1986^{27,29}

OPERADOR	CAMPO	PROMEDIO DE LA TASA DE PETRÓLEO EXTRA (BNPD)
Texaco	Kern River, CA	98.460
Shell	Belridge, CA	89.000
Caltex	Duri, Indonesia	59.000
Maraven	Bachaquero, Venezuela (HH -8)	48.000
Mobil	South Belridge, CA	22.400
Maraven	Tía Juana Este, Venezuela (M -6)	20.000

La falta de información estadística sobre el tema no implica que la extracción térmica no se haya desarrollado en otros países del mundo. Todo lo contrario, como ejemplo se puede citar que Venezuela ha producido más de 150 MBNPD por inyección de vapor por varios años consecutivos y que Canadá tiene

numerosos proyectos de extracción térmica aunque las tasas de producción no sean altas.

Dado que históricamente los procesos térmicos de extracción sólo se han aplicado a crudos viscosos, esta dirección natural ha sido debido a que no existe ningún otro método práctico in situ para extraer crudos viscosos. Sin embargo, los métodos de extracción térmica usualmente se pueden aplicar a cualquier tipo de crudo. No obstante, ellos deben ser de aplicación técnica factible en el yacimiento escogido y ser competitivamente económicos respecto a métodos alternos, especialmente en el caso de crudos de baja viscosidad.

Además de crudos viscosos, el carbón y las lutitas petrolíferas son los prospectos más indicados para la aplicación de los procesos térmicos de extracción.

Existen varios depósitos de crudos viscosos, bitumen, carbón y lutitas petrolíferas en el mundo. En EE.UU hay una concentración de petróleos pesados en California, donde ya se ha sentido el impacto de los procesos térmicos de extracción. En Canadá y Venezuela existen grandes yacimientos de petróleo pesado, los cuales son susceptibles a la aplicación de métodos térmicos. En la parte occidental de EE.UU hay extensas áreas de lutitas petrolíferas y carbón, muchas de las cuales probablemente tendrán que ser sometidas de alguna manera a procesos térmicos.

La Tabla 1.3 presenta ejemplos escogidos de varios tipos de acumulación que actualmente parecen requerir en alguna forma la aplicación in situ de los procesos térmicos, para ser desarrollada apropiadamente. Considerando que éstos son solamente ejemplos escogidos que no representan todas las fuentes energéticas del mundo, se ve claramente que la posibilidad de aplicación in situ de los métodos térmicos para la extracción de petróleo es muy grande y prometedora.

**Tabla 1.3.- Tipo de Acumulación para Posible Aplicación IN
SITU de Métodos Térmicos de Extracción²⁵**

TIPO DE ACUMULACIÓN	Volumen de la fuente *	
		Petróleo equivalente (10 ⁹ bl)
Arenas petrolíferas de Alberta		700
Faja petrolífera del Orinoco		1.000
Cuenca Powder River, vetas de carbón de más de 50 pies de espesor y una prof. de más de 1.000 pies	1,9 x 10 ¹¹ ton	900 **
Cuenca Piceance Creek, lutitas petrolíferas con rendimiento por encima de 25 Gal / Ton		450

* El volumen del tipo de acumulación es generalmente mayor que la cantidad que se puede extraer.

** El valor calorífico supuesto del combustible es 14.000 Btu / lbm de carbón.

Nota: La energía total consumida en el mundo en 1.980 fue equivalente, aproximadamente a 49 x 10⁹ barriles de petróleo.

1.5.- CONSIDERACIONES GENERALES²⁸

En recuperación térmica, se debe tener presente una serie de consideraciones respecto a las variables básicas del yacimiento, tales como profundidad, porosidad, saturación de agua, etc. A continuación se presentan algunas consideraciones generales sobre las variables básicas del yacimiento. Consideraciones específicas a cada uno de los diferentes procesos, se presentarán a medida que dichos procesos se vayan discutiendo a lo largo de estas notas.

1.5.1.- PROFUNDIDAD

Esta es una consideración primordial. A medida que la profundidad aumenta, la presión de inyección requerida normalmente aumenta. Para vapor, esto se traduce en la necesidad de generadores de mayor capacidad y de mejor calidad del agua de alimentación. Para aire, se traduce en un mayor número de etapas de compresión.

Por el lado favorable, un aumento de la profundidad significa que se puede aplicar una mayor caída de presión a los pozos productores, lo cual resultará en mayores tasas de producción para un crudo dado en una formación específica. Cuando los yacimientos son poco profundos y la presión de los mismos es baja, los fluidos inyectados pueden fluir hacia la superficie a través de caminos de flujo que no conduzcan hacia los pozos productores. Si esto ocurre, es poco lo que se puede hacer para evitarlo.

La mayoría de los procesos térmicos existentes se realizan en yacimientos a profundidades menores a 2500 pies. Sin embargo, existen proyectos exitosos a mayores profundidades.

1.5.2.- PETRÓLEO IN SITU

El petróleo in situ al momento en el cual el proyecto térmico es iniciado, es otra consideración importante. El petróleo residual dejado por una inundación con vapor y el petróleo consumido como combustible en la Combustión In Situ, en general, se consideran independientes de la saturación original de petróleo. En combustión, esto es cierto siempre y cuando la saturación inicial exceda un cierto valor mínimo.

Una de las preguntas más frecuentes es cuánto petróleo debe existir en sitio para iniciar un proyecto de recuperación térmica. No existe aún una respuesta sencilla

a esta pregunta. Sin embargo, como regla práctica, la cual tiene muchas excepciones, se considera que no es recomendable iniciar un proyecto térmico en una formación que contenga menos de 1000 BY/acre-pie de petróleo in situ.

1.5.3.- POROSIDAD

Además de su influencia en la cantidad de petróleo in situ, la porosidad tiene un papel importante en recuperación térmica. A medida que la porosidad aumenta, mayor es el volumen de petróleo y menor el volumen de roca que se calientan.

La porosidad es particularmente importante en un proceso de combustión. Se considera que un proceso de combustión en yacimientos con porosidad menor de 18% - 20% tiene pocas posibilidades de éxito.

1.5.4.- SATURACIÓN DE AGUA

En yacimientos donde se haya efectuado una inyección de agua exitosa, son pocas las probabilidades de que un proyecto térmico sea también exitoso. Sin embargo, existen muchas excepciones a esta regla, especialmente si el precio del crudo es alto. Se piensa que muchos yacimientos agotados por empuje hidráulico natural podrían ser buenos candidatos para recuperación térmica, cuando la viscosidad del petróleo es tan alta que la recuperación primaria es baja. Así por ejemplo, si en un yacimiento de petróleo pesado que produce por empuje hidráulico, la recuperación es solo del 7% del petróleo in situ, éste se podría considerar como un candidato para recuperación térmica.

1.5.5.- SEGREGACIÓN

Yacimientos producidos por empuje por gas en solución donde haya ocurrido segregación gravitacional, pueden presentar problemas cuando son sometidos a procesos térmicos. Así por ejemplo, si un yacimiento con estas características es

sometido a Combustión in Situ, la cantidad de petróleo quemada como combustible puede resultar muy alta o puede que el aire inyectado se canalice por la zona de gas. Si se inyecta vapor, el vapor puede canalizarse por el tope de la arena, resultando una ruptura temprana del vapor inyectado. Aunque las situaciones de este tipo no son ideales, ellas pueden ser toleradas y en algunos casos puede sacarse ventaja de las mismas. Por ejemplo, la inyección de vapor en la zona de gas de un yacimiento segregado puede ser aprovechada para calentar y recuperar parte del petróleo existente.

1.5.6.- HETEROGENEIDAD DEL YACIMIENTO

La estratificación y/o lenticularidad severa en un yacimiento hace difícil correlacionar propiedades de pozo a pozo. Esto puede resultar en cálculos erróneos del petróleo in situ, al mismo tiempo que dificulta la predicción de la eficiencia areal y vertical.

Una capa de lutita de 1 a 2 pies de espesor puede evitar la comunicación de presión aún después que la roca debajo de ella haya sido quemada. Si se inyecta en una sección que contenga una de estas capas de lutitas, el fluido inyectado puede confinarse a la zona de la sección debajo de la lutita, reduciendo así la eficiencia vertical. Esta situación puede resultar ventajosa en algunos casos. Así por ejemplo, en un yacimiento con varias arenas separadas por capas de lutitas, la inyección de energía térmica en una de las arenas del centro, puede resultar en aprovechamiento del calor perdido hacia las zonas o arenas adyacentes, produciendo el petróleo existente en ellas por expansión térmica y por reducción de viscosidad. Además, se podría hacer inyección selectiva.

Cuando la estratificación y la lenticularidad están presentes en grado extremo, se pierde confianza en las predicciones que se realicen del comportamiento del proceso térmico que se realicen. Estas variables, aunque difíciles de estimar, no se deben ignorar.

1.5.7.- ESPESOR DE ARENA

Este es un parámetro importante en todos los procesos térmicos. Para inyección de vapor o de agua caliente, es conveniente tener espesores moderadamente altos, ya que de esta manera las pérdidas de calor hacia las formaciones adyacentes son bajas.

Para arenas de poco espesor, las pérdidas verticales de calor pueden dominar los procesos de inyección de vapor y de agua caliente. Una arena con menos de 50 pies de espesor se considera de poco espesor para inyección de vapor y de agua caliente. Esto no quiere decir que tales procesos no puedan aplicarse en arenas de menos de 50 pies, sino que deben considerarse otros parámetros que pueden ser importantes para el tipo de formación. Así por ejemplo, una arena de 500 md y 25 pies de espesor puede resultar inadecuada. Sin embargo, una arena de 25 pies puede resultar un buen prospecto si su permeabilidad es de 2500 md.

La conformación vertical en un proceso de Combustión Convencional disminuye a medida que el espesor aumenta. Esto ocurre debido a la tendencia del aire inyectado a fluir en la parte más alta de la estructura, debido a su baja densidad. Probablemente existe un espesor ideal para lograr una conformación vertical máxima en una Combustión Convencional. Cuál es este valor, es difícil establecerlo. Sin, embargo, se puede decir que una arena de 200 pies tendrá baja conformación vertical, mientras que una arena de 20 pies tendrá una conformación vertical excelente.

1.5.8.- MOVILIDAD DEL PETRÓLEO

En algunos yacimientos, el petróleo en sitio es esencialmente inmóvil . Cuando esto ocurre, es difícil, sino imposible, el iniciar un frente móvil de petróleo y la única forma de calentar un área considerable del yacimiento es creando una

fractura. El incremento de temperatura resultante hace que el petróleo se haga móvil en otras áreas del yacimiento.

En otros yacimientos, el petróleo tiene alguna movilidad, pero no la suficiente para permitir tasas de producción de la magnitud de las alcanzadas en procesos térmicos. En este caso, los pozos productores requieren alguna forma de estimulación.

1.6.-REFERENCIAS

1. Prats, M.: **“Thermal Recovery”**. Henry L. Doherty Series. Vol. 7. AIME . 1982.
2. Perry, G.T and Warner, W.S.: **“Heating Oil Wells by Electricity”**. U.S. Patent N° 45584. Jul 4, 1865.
3. Nelson, T.W and McNiel, J.S Jr. :**“Past, Present and Future Development in Oil Recovery by Thermal Methods”**. Pet. Eng. Part I. Feb, 1959 B27, Part II. March, 1959 B75.
4. API Division of Production.: **“History of Petroleum Engineering”**. Dallas, 1961.
5. Walcott, E.R: **“Method of Increasing the Yield of Oil Wells”**. U.S. Patent N° 1457479. Archivado Ene 4, 1920. Emitida Jun, 1923.
6. Howard, F.A: **“Method of Operating Oil Wells”**. U.S. Patent N° 1473348. Archivado Ago 9, 1920, Emitida Nov. 6, 1923.
7. Elder, J.L: **“The Underground Gasification of Coal”**. Chemistry of Coal Utilization, Supplementary Volume, H.H. Lowry(ed), John Wiley and Sons Inc. New York, 1963 Págs, 1203 – 1040.
8. Sheinman, A.B., Malofeev, G.E., and Sergeev, A.I.: **“The Effect of Heat on Underground Formations for the Recovery of Crude. Oil – Thermal Recovery Methods of Oil Production”**. Nedra, Moscú, 1969. Traducido en 1973 por Marathon Oil Co.
9. Gibbon, A.: **“Thermal Principle Applied to Secondary Oil Recovery”**. Oil Weekly. Nov 6, 1944. Págs. 170-172.

10. Kuhn, C.S and Koch, R.L.: **“In Situ Combustion Newest Method of Increasing Oil Recovery”**. Oil and Gas Journal. Ago 10, 1953. Págs. 52, 92 – 96, 113 – 114.
11. Grant, B.R and Szass, S.E.: **“Development of Underground Heat Wave for Oil Recovery”**. Trans. AIME, (1954) 201, 108 – 118.
12. Wilson, L.A, Wygal, R.J, Reed, D.W, Gergins, R.L and Herdenson, J.R.: **“Fluid Dynamics During an Underground Combustion Process”**. Trans. AIME, (1958) 213, 146 – 154.
13. Dietz, D.N and Weijdema, J.: **“Wet and Partially Quenched Combustion”**. Journal of Petroleum Technology. Abr, 1968. Págs. 411 – 413 y Trans. AIME, (243)..
14. Stokes, D.D and Dossier, T.M.: **“Shell Makes a Success of Steam Flood at Yorba Linda”**. Oil and Gas Journal. Sep 2, 1974. Págs. 71 – 76.
15. Van Dijk, C.: **“Steam – Drive Project in the Schoonebeek Field, The Netherlands”**. Journal of Petroleum Technology. Mar, 1968. Págs. 295 – 302 y Trans. AIME, 243.
16. De Hann, H.J and Schenk, L.: **“Performance and Analysis of a Major Steam Drive Project in the Tía Juana Field, Western Venezuela”**. Journal of Petroleum Technology. Ene, 1969. Págs. 111 – 119 y Trans. AIME, 246.
17. Giusti, L.E.: **“CSV Makes Steam Work in Venezuela Field”**. Oil and Gas Journal. Nov 4, 1974. Págs. 88 – 93.
18. Geerstma, J, Croes, G.A and Schwartz, N.: **“Theory of Dimensionally Scaled Models of Petroleum Reservoirs”**. Trans. AIME, (1956) 207, 118 – 123.
19. Stegemeier, G.L, Laumbach, D.D and Volek, C.W.: **“Representing Steam Processes with Vacuum Models”**. Society of Petroleum Engineering Journal. Jun, 1980. Págs. 151 – 174.
20. Lindsly, B.E.: **“Recovery by Use of Heated Gas”**. Oil and Gas Journal. Dic 20, 1928. Pág. 27.
21. Dubrovai, K.K., Sheinman, A.B, Sorokin, N.A, Sacks, C.L, Pronin, V.I and Charuigin, M.M.: **“Experiments on Thermal Recovery in the Chusovsk Town”**. Petroleum Economy. Nov 5, 1936.

22. Wu, C.H and Foulton, P.F.: **“Experimental Simulation of the Zones Preceding the Combustion Front of an In Situ Combustion Process”**. Society Petroleum Engineering Journal. Mar, 1971. Vol II. Nº 1. Págs. 38 – 46.
23. D’Orazio, F y Ferrer, J.: **“Pruebas Experimentales de Combustión In Situ”**. Petróleo y Tecnología. Vol II. Nº 2. Parte I. Marzo – Abril, 1978. Págs. 7 – 11.
24. Dietz, D.N and Weijdemá, J.: **“Wet and Partially Quenched Combustion”**. Journal of Petroleum Technology. Abr, 1968. Págs. 411 – 415.
25. Annual Review of California Oil and Gas Production. Conservation Committee of California Oil Producers. Los Ángeles, hasta 1979.
26. Summary of Operations of California Oil Fields. California Division of oil and Gas. San Francisco, anualmente desde 1915.
27. Anon: **“Caltex to Expand Grant Duri Steamflood in Indonesia”**. Enhanced Recovery Week. Ago 25, 1986.
28. Finol, A.: **“Notas sobre Recuperación Térmica”**. Universidad del Zulia. Escuela de Petróleo. Ene, 1978.

CAPITULO II

PROPIEDADES TERMICAS DE ROCAS Y FLUIDOS

Ciertas propiedades térmicas de las rocas y fluidos se requieren a la hora de hacer cálculos para estudiar la inyección de vapor y/o agua caliente, o la combustión en sitio, en un yacimiento. A pesar que estas propiedades se consideran constantes para muchos de estos cálculos, realmente la mayoría de ellas varía con la temperatura.

Entre las propiedades térmicas de las rocas se incluyen: el calor específico, la conductividad térmica y la capacidad calorífica tanto para rocas secas como para rocas saturadas con agua, petróleo y/o gas. Las propiedades térmicas más importantes de los fluidos desde el punto de vista de recuperación térmica son: la viscosidad, la densidad, el calor específico y la conductividad térmica, esta última en menor grado.

El objetivo de este capítulo, es discutir estas propiedades y el efecto de la temperatura sobre ellas. También se listan valores y correlaciones de uso común para su estimación.

2.1.- VISCOSIDAD DE LOS LIQUIDOS

La viscosidad se define como la resistencia interna de los líquidos al flujo y es afectada por tres factores fundamentales: la temperatura, el gas que contenga en solución y la presión. La viscosidad tiene importancia primordial en los procesos de recuperación térmica, ya que ella determina la movilidad del fluido.

La viscosidad es probablemente la propiedad de los líquidos que ha sido más investigada y sobre este tópico se han publicado cientos de artículos. No obstante, al día de hoy no hay una sola teoría que permita calcular la viscosidad de un líquido a cualquier presión y temperatura. Por el contrario, hay cientos de “teorías

de viscosidad”, cada una con una fórmula empírica. No hay ni siquiera acuerdo entre investigadores sobre si la viscosidad se debe a fuerzas atractivas o a fuerzas repelentes. Si bien es cierto que en la viscosidad están envueltas fuerzas interatómicas, se desconoce la naturaleza de estas fuerzas. Estudiaremos, por considerarlo de interés, dos métodos para predecir la viscosidad:

2.1.1.- METODO DE SAUDER

El trabajo de Sauder fue publicado en 1.938 en el Journal of American Chemical Society. Sauder presentó la siguiente ecuación:

$$\log_{10} \mu = 10^{m\rho-2,9} - 1 \quad (2.1)$$

donde:

μ = viscosidad, en cp

ρ = densidad del líquido a la temperatura de interés, en gr/cm³

m = constante = I/M

M = peso molecular del líquido

I = constante, calculada a partir de unas constantes que reflejan la

Estructura atómica, de acuerdo a la siguiente tabla:

H	2,7
C	50,2
O	29,7
OH	57,1
Doble enlace	-15,5
Anillo de 6 C	-21,0
$\begin{array}{c} \text{R} \\ \uparrow \\ \text{R} \leftarrow \text{C} \rightarrow \text{R} \\ \downarrow \\ \text{R} \end{array}$	13,0
	R = grupo de alquilos

EJEMPLO 2.1

Estimar la viscosidad del heptano normal a 20 C, sabiendo que la densidad del heptano normal a esta temperatura es 0,68376 gr/cm³. Comparar con el valor experimental de la viscosidad del heptano normal a esta temperatura, la cual es de 0,418 cp.

SOLUCION:

Heptano normal = C₇H₁₆

Entonces $I = 7 \times C + 16 \times H = 7 \times 50,2 + 16 \times 2,7 = 394,6$

$M = 7 \times 12 + 16 \times 1 = 100$

De donde resulta $m = I/M = 3,946$

y, en consecuencia $m \rho^{-2,9} = 3,946 \times 0,68376^{-2,9} = -0,202$

y por tanto, $\log_{10} \mu = 10^{-0,202} - 1 = -0,3719$

y finalmente, $\mu = 0,425 \text{ cp}$

lo cual, al compararlo con el valor experimental da un error de 1,7%.

2.1.2- METODO DE THOMAS

Publicado en 1.946 en el Journal of American Chemical Society y es válido si

$$\frac{T}{T_c} \leq 0,7$$

Usa la siguiente ecuación:

$$\mu = 0,1167 \rho^{0,5} 10^a \quad (2.2)$$

donde:

μ = viscosidad, en cp

ρ = densidad del líquido a la temperatura de interés, en gr/cm³

$$a = \frac{B(1 - T_r)}{T_r}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

T = temperatura absoluta, K

T_c = temperatura crítica, K

B = constante calculada según la tabla siguiente:

H	0,249
C	-0,462
O	0,054
Doble enlace	0,478

EJEMPLO 2.2

Calcular la viscosidad del Heptano normal a 20 C usando el método de Thomas y comparar con el valor experimental.

SOLUCION:

Para el Heptano normal la temperatura crítica, T_c , es de 267,13 C ó 540,1 K.

Entonces,
$$T_r = \frac{20 + 273}{540,1} = 0,5425$$

Por otro lado,
$$B = 7xC + 16xH = 7x(-0,462) + 16x0,249 = 0,750$$

De donde resulta
$$a = \frac{0,75x(1 - 0,5425)}{0,5425} = 0,6325$$

Y, finalmente,
$$\mu = 0,1167x0,68376^{0,5}x10^{0,6325} = 0,414$$

Al comparar este valor con el experimental, se obtiene un error del 1%

Nota: El error normal que se obtiene con estos dos métodos aquí presentados, es generalmente mayor que los aquí calculados. Además, hay el problema que se requiere la determinación exacta de la densidad del líquido a la temperatura de interés, lo cual no siempre está disponible.

2.2.- VISCOSIDAD DEL PETROLEO

En general, la viscosidad del petróleo disminuye con aumento de temperatura. La reducción es mayor cuanto más viscoso sea el petróleo considerado. En operaciones de recuperación térmica, existen tres métodos de uso común para correlacionar viscosidad y temperatura de petróleos crudos.

2.2.A.- ECUACION DE ANDRADE

Basándose en la relación lineal observada entre la viscosidad y el recíproco de temperatura, Andrade propuso la siguiente ecuación:

$$\mu = ae^{b/T^*} \quad (2.3)$$

$$\text{ó} \quad \ln \mu = \ln a + \frac{b}{T^*} \quad (2.4)$$

Donde:

μ = viscosidad, en cp

T^* = temperatura, en grados absolutos, R(F+460) ó K(C+273,1)

a y b son constantes.

Dados dos valores de viscosidad, μ_1 y μ_2 a dos temperaturas T_1 y T_2 , las constantes a y b pueden ser determinadas, las cuales sustituidas en la ecuación (2.3) o (2.4) resulta en una ecuación de la viscosidad en función de la temperatura, para el petróleo considerado. La ecuación obtenida permite estimar μ en función de T en el rango de temperaturas entre el punto normal de ebullición y el punto de congelamiento del petróleo considerado. Si hay disponibles más de dos juegos de valores de μ - T , las constantes a y b pueden ser calculadas mediante ajuste por mínimos cuadrados. Un gráfico de μ vs. $1/T^*$, sería una línea recta en coordenadas semilogarítmicas.

A continuación se presenta el siguiente ejemplo para ilustrar el uso de la ecuación de Andrade.

EJEMPLO 2.3

La viscosidad de un petróleo es 1.700 cp a 60 F y de 180 cp a 200 F. Estimar la viscosidad del mismo a 400 F.

SOLUCION

Ecuación de Andrade:

$$\ln \mu = \ln a + \frac{b}{T^*}$$

$$\ln(1.700) = \ln a + \frac{b}{60 + 460} \quad (1)$$

$$\ln(180) = \ln a + \frac{b}{200 + 460} \quad (2)$$

de la ecuación (2):

$$\ln a = \ln(180) - \frac{b}{660} \quad (3)$$

sustituyendo (3) en (1) y efectuando operaciones, se tiene que

$$b = 5.504,5$$

sustituyendo el valor de b en (3):

$$\ln a = -3,1472$$

entonces,

$$\ln \mu = -3,1472 + \frac{5.504,5}{T^*}$$

de donde, la viscosidad a 400 °F (860 °R) es:

$$\ln \mu = -3,1472 + \frac{5.504,5}{860}$$

O sea,

$$\mu = 25,878 \text{ cp}$$

2.2.B.- TECNICA DE UN SOLO PUNTO:

A menudo es necesario estimar la viscosidad de un petróleo a una alta temperatura teniendo solamente un valor de viscosidad a baja temperatura. Una de las pocas técnicas disponibles bajo estas condiciones es la de Lewis y Squires³, la cual envuelve el uso de la grafica presentada en la figura 2.1, denominada correlación generalizada de viscosidad- temperatura. La gráfica de la figura 2.1, se basa en datos de diferentes líquidos orgánicos incluyendo agua, y su desviación en la predicción de μ vs. T es generalmente menor de 20%.

EJEMPLO 2.4

Las flechas en la Figura 2.1 ilustran un ejemplo de cálculo, donde se conoce $\mu = 4,38$ cp a 72 F y se requiere conocer μ a 255 F.

SOLUCION:

Se ubica el punto correspondiente a 4,38 cp en la escala de la viscosidad y se procede horizontalmente hacia la curva. Luego se procede verticalmente hacia abajo hasta la línea base, se mide una distancia que represente la diferencia entre 255 F y 72 F en grados centígrados, esto es,

$$(255 - 72) \times \frac{5}{9} = 101,6 \text{ C}$$

(Nótese que cada división mayor en la línea base representa 100 C). Luego se procede verticalmente hacia arriba hasta la curva y se lee la viscosidad correspondiente. Esta resultó ser 0,67 cp. El valor experimental a 255 F resultó ser 0,836 cp, lo cual representa un error de -20%.

2.2.C.- CARTA ASTM DE VISCOSIDAD-TEMPERATURA:

La carta ASTM D 341-43 es aplicable para productos líquidos de petróleo crudo. Esta carta se basa en la ecuación doblemente exponencial de Walther⁴;

$$\log\{\log(\nu + 0,8)\} = -n \log\left(\frac{T^*}{T_1^*}\right) + \log\{\log(\nu_1 + 0,8)\} \quad (2.5)$$

la cual proviene de :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = (\nu_1 + 0,8)^{10^{-n}} - 0,8 \quad (2.6)$$

$$y \quad n = \frac{\log\left(\frac{T}{T_1}\right)}{\log\left(\frac{T_2}{T_1}\right)} \{\log[\log(\nu_1 + 0,8)] - \log[\log(\nu_2 + 0,8)]\} \quad (2.7)$$

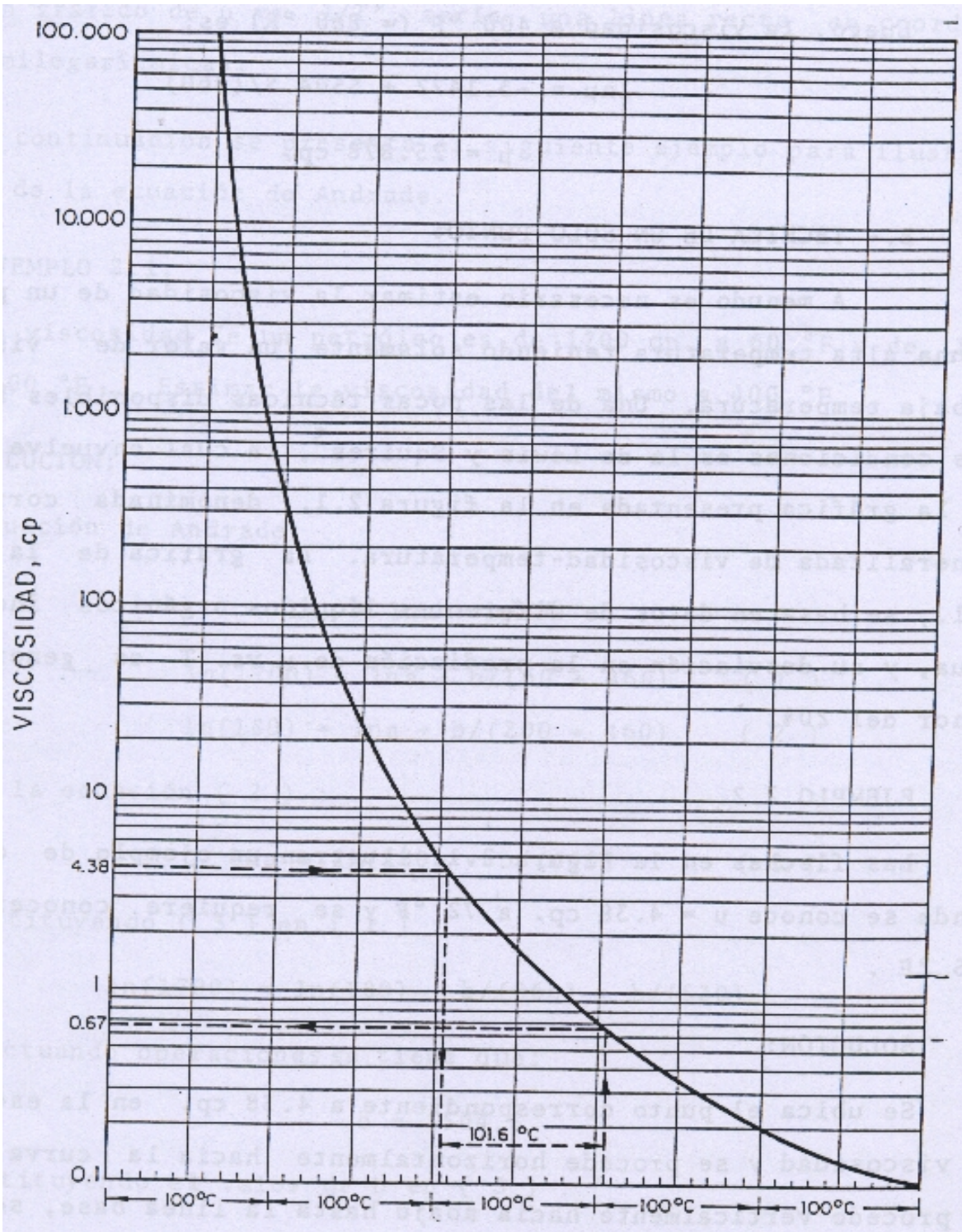


Fig.2.1.- Correlación generalizada de viscosidad-temperatura³

donde :

ν = viscosidad cinemática a la temperatura T^* , en centistokes

ν_1 y ν_2 = viscosidades cinemáticas a las temperaturas T_1^* y T_2^* , respectivamente, en centistokes

n = constante a determinar

Conociendo los valores de ν a las temperaturas T_1^* y T_2^* , se puede determinar el valor de la constante n , obteniéndose así una expresión matemática para predecir ν en función de T^* . Si se dispone de un conjunto de valores de $\nu - T^*$, el valor de la constante n puede ser determinada mediante ajuste por mínimos cuadrados.

Basada en la ecuación (2.7), la carta ASTM de viscosidad-temperatura da una línea recta, la cual puede extrapolarse para obtener viscosidades a altas temperaturas. Así, si se prefiere se puede utilizar la carta en vez de la ecuación (2.7) siempre que se disponga de dos valores de ν vs T^* . La Figura 2.2, ilustra las viscosidades de algunos petróleos en esta carta.

La viscosidad cinemática ν , en centistokes, se relaciona a μ (viscosidad dinámica) en cp por medio de la siguiente ecuación (ya indicada en la ecuación 2.6):

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.8)$$

donde ρ es la densidad del petróleo en gr/cm^3 . La ecuación (2.8) requiere el conocimiento de la densidad como función de temperatura, la cual podría ser obtenida experimentalmente. Un procedimiento alternativo aproximado es usar la correlación dada más adelante en este capítulo.

A continuación se presenta un ejemplo ilustrativo utilizando la ecuación de Walther⁴.

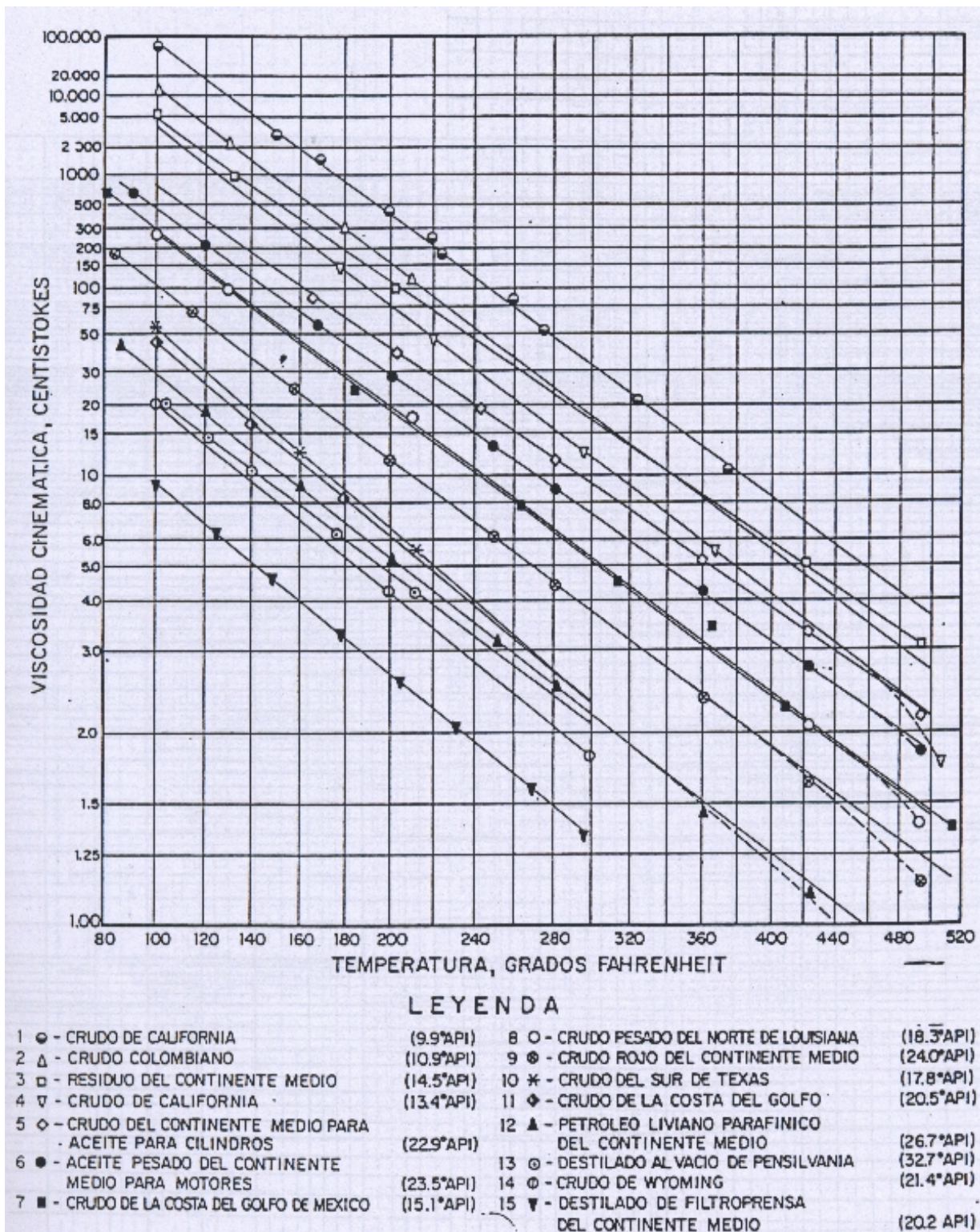


Fig. 2.2.- Viscosidad de petróleos libres de gas vs. temperatura²⁰

EJEMPLO 2.5

La viscosidad de un petróleo es de 1.700 cp a 60 F y de 180 cp a 200 F. La gravedad API del petróleo medida a 60 F es de 25 °API. Estimar la viscosidad a 400 F.

SOLUCION:

1.- Determinación de la gravedad específica del petróleo γ_o

$$\gamma_o = \frac{141,5}{\text{°API} + 131,5} = \frac{141,1}{25 + 131,5} = 0,9042$$

2.- Determinación de la densidad del petróleo a 200 y 400 F (Ec. 2.18)

ya que

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \longrightarrow \rho_o = \gamma_o \cdot \rho_w$$

$$\rho_{osc} = 0,9042 \times 1 \frac{gr}{cm^3} = 0,9042 \frac{gr}{cm^3}$$

y aplicando la ecuación 2.18

$$\rho_o = \frac{\rho_{osc}}{1 + \frac{T - 68}{1.885}}$$

$$\rho_o(200 \text{ F}) = 0,845 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\rho_o(400 \text{ F}) = 0,769 \frac{gr}{cm^3}$$

3.- Determinación de las viscosidades cinemáticas a 60 F y 200 F (Ec. 2.8), ν_1 y

ν_2 , respectivamente:

$$\nu_1 = \frac{1.700}{0,9042} = 1.880 \text{ cst} \quad \text{y} \quad \nu_2 = \frac{180}{0,845} = 213 \text{ cst}$$

4.- Aplicación de la ecuación de Walter (2.7)

$$n = \frac{\log\left(\frac{T^*}{T_1}\right)}{\log\left(\frac{T^*}{T_1}\right)} \{ \log[\log(\nu_1 + 0,8)] - \log[\log(\nu_2 + 0,8)] \}$$

$$T_1 = 520 \text{ R} \rightarrow \nu_1 = 1.880 \text{ cst}$$

$$T_2 = 660 \text{ R} \rightarrow \nu_2 = 213 \text{ cst}$$

$$T = 860 \text{ R} \rightarrow \nu = ?$$

$$n = \frac{\log(860/520)}{\log(660/520)} \{ \log[\log(1.880 + 0,8)] - \log[\log(213 + 0,8)] \} = 0,3118$$

y como :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = (\nu_1 + 0,8)^{10^{-n}} - 0,8$$

resulta:

$$\nu = (1.880 + 0,8)^{10^{-0,3118}} - 0,8 = 39,543 - 0,8 = 38,74 \text{ cst}$$

y, en consecuencia:

$$\mu = \rho \cdot 38,74 = 0,769 \times 38,74 = 29,79 \text{ cp}$$

Si se conoce solamente un punto de la viscosidad del crudo pesado medida, es factible hacer la predicción, usando la técnica de Walter, si se dispone de la pendiente de la línea de viscosidad. Para estos casos, especialmente para crudos pesados de Estados Unidos, Canadá y América del Sur, Butler usando crudos representativos de estas regiones preparó una correlación que se muestra en la Figura 2.3., con lo cual, la ecuación 2.5 se puede escribir como:

$$\log\{\log(\nu + 0,7)\} = m \log T + b \quad 2.9$$

donde: b es una constante para un petróleo pesado particular y

$$m \text{ está dada por } m = 0,3249 - 0,4106b$$

EJEMPLO 2.6

La viscosidad de un petróleo del Canadá es de 120 cp a 100 °C . La densidad del mismo, petróleo medida a 100 °C es de 0,94 gr/cm³. Estimar la viscosidad cinemática de este crudo a 210 °C.

SOLUCIÓN:

La viscosidad cinemática es:
$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{120}{0,94} = 127,7 \text{ cs}$$

Aplicando la ecuación 2.9:

$$\log[\log(127,7 + 0,7)] = m \log(100 + 273) + b$$

$$m = 0,3249 - 0,4106b$$

de donde: $m = -3,4294$ y $b = 9,1435$

Con lo cual se puede escribir:

$$\nu = 10^{10^{[9,1435 - 3,4294 \log(T+273)]}} - 0,7$$

En consecuencia, para 210 °C, $\nu_s = 6,7cs$

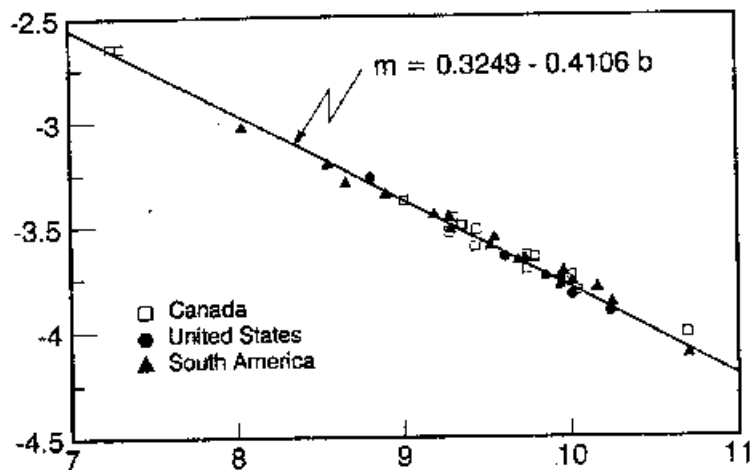


Figura 2.3- Correlación entre parámetros de la Ecuación de Walther para crudos pesados de USA, Canadá y América del Sur.

2.3.- VISCOSIDAD DE MEZCLAS LIQUIDAS:

Muchos métodos han sido propuestos para estimar la viscosidad de una mezcla de líquidos. Quizás el más satisfactorio de estos (especialmente si los líquidos considerados tienen viscosidades ampliamente diferentes) es el método de Cragoe⁶, el cual propone la combinación de las "licuicidades" respectivas de los líquidos a mezclar, de acuerdo a la razón de sus fracciones de peso f . La licuicidad L , se define como sigue, en términos de viscosidad μ , en cp:

$$L = \frac{2.995,73}{\ln \mu + 7,6009} \quad (2.10)$$

Así, si la mezcla de dos líquidos 1 y 2, contienen una fracción en peso f_1 del líquido 1, entonces la licuicidad de la mezcla, L_m , esta dada por:

$$L_m = f_1 L_1 + (1 - f_1) \cdot L_2 \quad (2.11)$$

Donde L_1 y L_2 son las licuicidades de los líquidos. Una vez estimado el valor de L_m , la viscosidad de la mezcla μ_m puede ser calculada por medio de la ecuación (2.10).

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para ilustrar el método Cragoe.

EJEMPLO 2.6

a.- ¿Cuál será la viscosidad de una mezcla de 30% en peso de un bitumen de 1.000.000 cp y un solvente de 0,6 cp?

b.- Se desea mezclar 30% en peso del bitumen anterior (1.000.000 cp) con un solvente para obtener una mezcla de 3.558 cp ¿Cuál será la viscosidad del solvente?

SOLUCION:

Parte a:

1. Cálculo de las licuicidades, L_1 y L_2 (Ec. 2.10)

$$\mu_1 = 1.000.000 \text{ cp} \qquad \qquad \qquad \text{y} \qquad \qquad \qquad \mu_2 = 0,6 \text{ cp}$$

$$L_1 = \frac{2.995,73}{\ln(1.000.000 + 7,6009)} = 139,88$$

$$L_2 = \frac{2.995,73}{\ln(0,6 + 7,6009)} = 422,52$$

2. Cálculo de L_m (Ec. 2.11)

$$L_m = f_1 L_1 + (1 - f_1) \cdot L_2 = (0,3) (139,88) + 0,7 (422,52) = 337,73$$

3.- Cálculo de μ_m (despejando μ_m de la Ec. 2.10)

$$\ln \mu_m = \frac{2.995,73}{L_m} - 7,6009$$

Entonces:

$$\ln \mu_m = \frac{2.995,73}{337,73} - 7,6009 = 1,269$$

de donde, finalmente, se obtiene:

$$\mu_m = 3,558$$

Parte b:

1.- Cálculo de las licuicidades L_m y L_1 (Ec. 2.10)

$$\mu_m = 3,558 \text{ cp} \quad \text{y} \quad \mu_1 = 1.000.000 \text{ cp}$$

$$L_m = \frac{2.995,73}{\ln(3,558) + 7,6009} = 337,73$$

$$L_1 = \frac{2.995,73}{\ln(1.000.000) + 7,6009} = 139,88$$

2. Cálculo de L_2 (despejando L_2 de la Ec. 2.11):

$$L_2 = \frac{L_m - f_1 L_1}{1 - f_1} = \frac{337,73 - 0,3 \times 139,88}{1 - 0,3} = 422,25$$

3. Cálculo de μ_2 (Ec. 2.10)

$$\ln \mu_2 = \frac{2.995,73}{422,25} - 7,6009 = -0,506$$

y entonces, $\mu_2 = 0,6 \text{ cp}$

2.4.-VISCOSIDAD DEL AGUA Y DEL VAPOR:

La viscosidad del agua y del vapor en función de temperatura puede estimarse mediante las siguientes ecuaciones presentadas por Gottfried⁷:

$$\mu_w = \frac{1.776 - T_s}{26,5T_s - 89} \quad (2.12)$$

Donde: μ_w = viscosidad del agua, en cp

T_s = temperatura de saturación, en °F.

Para vapor seco y saturado, la viscosidad está dada por

$$\mu_s = (0,2T_s + 81,97) \times 10^{-4} \quad (2.13)$$

donde:

μ_s = viscosidad del vapor seco y saturado, en cp

Para vapor húmedo, la viscosidad se puede estimar mediante:

$$\mu_{ws} = X_{st} \mu_s + (1 - X_{st}) \mu_w \quad (2.14)$$

ó
$$\mu_{ws} = \mu_w - X_{st} (\mu_w - \mu_s) \quad (2.14.1)$$

Donde, μ_{ws} es la viscosidad del vapor húmedo en cp, y X_{st} es la calidad del vapor en fracción.

La tabla 2.1 presenta variaciones de la viscosidad del agua con la temperatura².

Tabla 2.1 –Variación de la Viscosidad del Agua con la Temperatura²

TEMPERATURA (°F)	VISCOSIDAD (cp)
50	1,308
60	1,124
70	0,978
80	0,861
90	0,764
100	0,684
150	0,432
160	0,400
170	0,372
180	0,347
190	0,325
200	0,305
210	0,287
220	0,271
248	0,232
284	0,196
302	0,184
320	0,174

2.5.- EFECTO DEL GAS EN SOLUCION SOBRE LA VISCOSIDAD DEL PETROLEO

El volumen del gas en solución en petróleos pesados es usualmente pequeño, quizás menos de 100 pie^3/bl en el caso de petróleos moderadamente pesados, y de 20-50 pie^3/bl en el caso de petróleos muy pesados (≈ 15 °API). La viscosidad del petróleo a cualquier temperatura puede ser corregida por gas en solución, usando las curvas de la Figura 2.4.

La solubilidad de un gas en un líquido decrece con un incremento en temperatura, y crece con un incremento en presión. Por tanto, se necesita data referente al gas en solución como función de temperatura, para usar la Figura 2.4.

La solubilidad de un gas en agua es baja, aproximadamente de 4 a 10 pie^3/bl a 500-1500 lpca . Por lo tanto, una corrección en la viscosidad del agua a menudo no es necesaria, en vista de la baja viscosidad del agua y de la pequeña cantidad de gas en solución.

EJEMPLO 2.7

Las flechas en la Figura 2.4, ilustran un ejemplo de cálculo donde se desea estimar la viscosidad de un petróleo crudo saturado de gas, cuya relación gas/petróleo en solución es 600 PCN/BN y la viscosidad del petróleo muerto es 1,50 cp, en ambos casos a la misma temperatura.

SOLUCION

Se ubica 1,50 cp en la escala de la viscosidad del petróleo muerto (abscisa), se procede verticalmente hasta la línea de RGP = 600 PCN/BN; luego se procede horizontalmente hasta la izquierda para obtener la respuesta, 0,58 cp, en la escala del petróleo saturado de gas (ordenada). La viscosidad del petróleo muerto puede estimarse de datos de laboratorio o mediante la Figura 2.5.

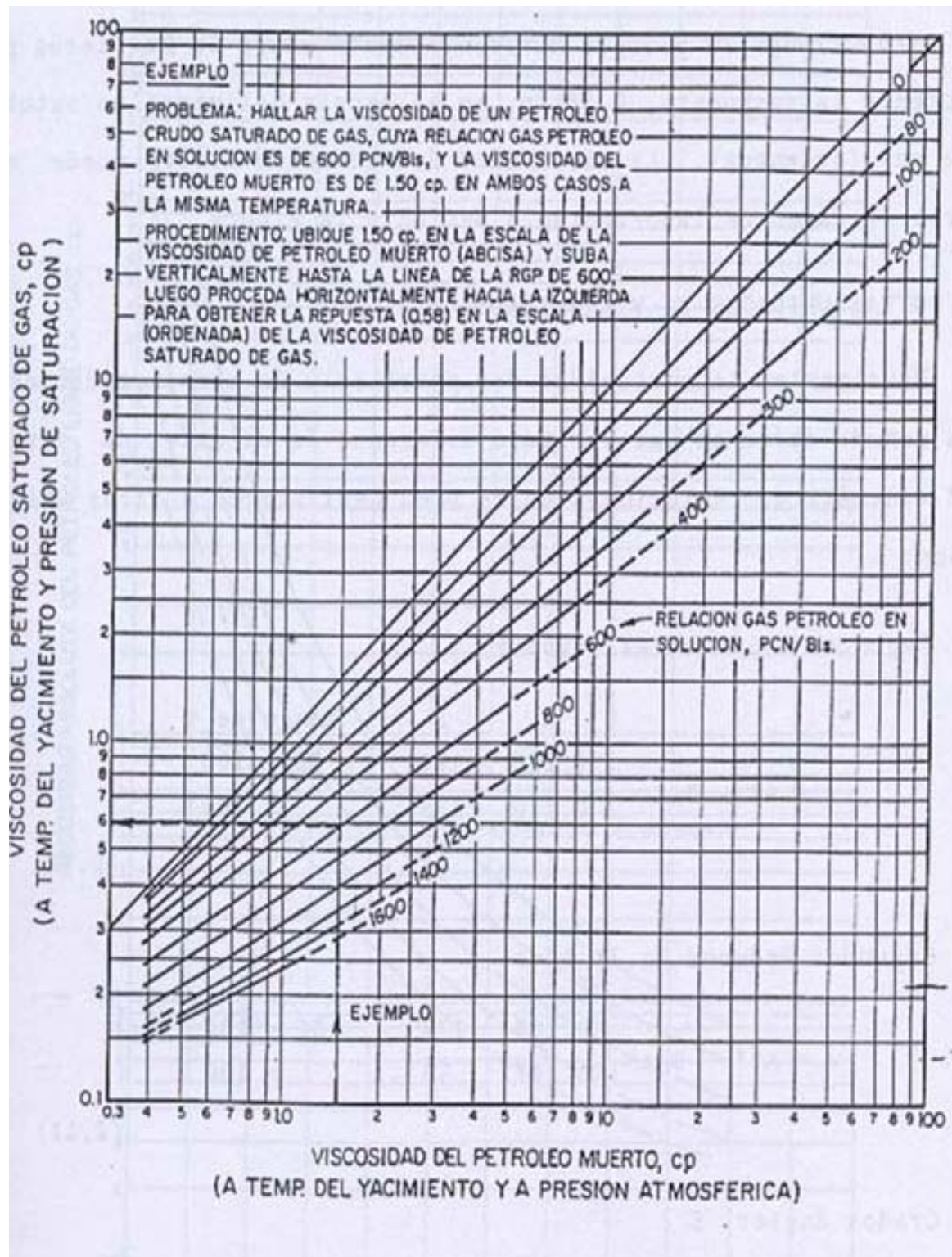


Figura 2.4.- Viscosidad del petróleo crudo saturado de gas, a presión y temperatura del yacimiento

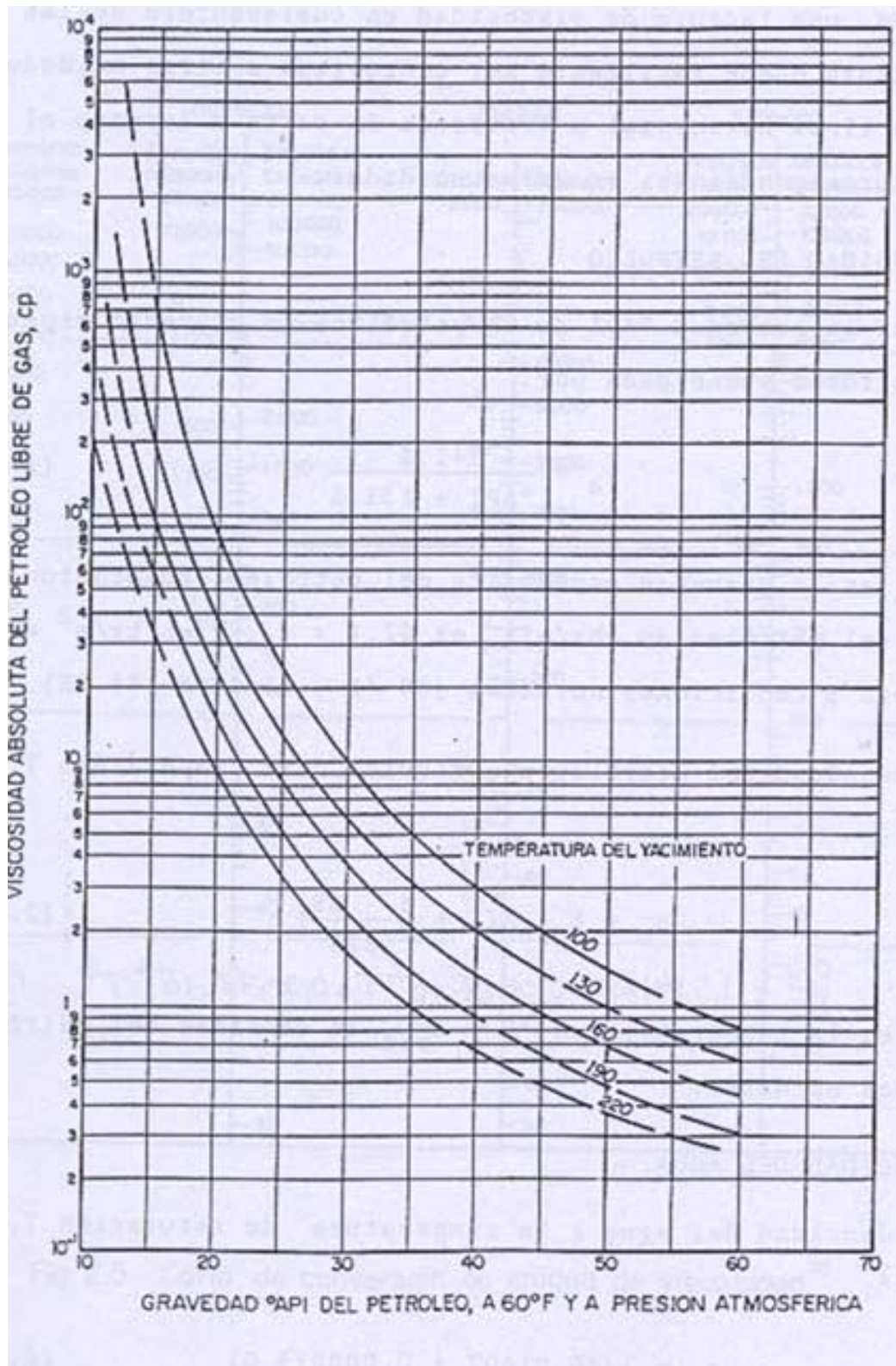


Figura 2.5.- Viscosidad del petróleo muerto a presión atmosférica y temperatura del yacimiento

2.6.- OTRAS UNIDADES DE VISCOSIDAD

Usualmente la viscosidad del petróleo y de otros productos, son a menudo dados en una variedad diferente de unidades de viscosidad cinemática. Relaciones entre μ en centistokes y otras unidades son:

Segundos Saybolt Universal, t:

$$\nu = At - \frac{B}{t} \quad (2.15)$$

donde los valores de las constantes A y B se usan de acuerdo al siguiente rango:

A	B	Rango de t
0,226	195	32 - 100
0,220	135	> 100

Segundos Redwood N° 1, t*:

$$\nu = At^* - \frac{B}{t^*} \quad (2.16)$$

Igualmente, en este caso los valores de las constantes A y B tienen rango, de acuerdo a :

A	B	Rango de t
0,260	179	34 - 100
0,247	50	> 100

Grados Engler, E:

$$\nu = E(7,6)^{\left(1 - \frac{1}{E^3}\right)} \quad (2.17)$$

La Figura 2,6, presenta una carta para convertir valores de viscosidad a otras unidades. El uso de la Figura 2.6 es de fácil aplicación: una lectura de viscosidad en cualquiera de las unidades indicadas puede fácilmente ser convertida a otras unidades trazando una línea horizontal a través de la carta y leyendo el o los valores correspondientes en otras unidades.

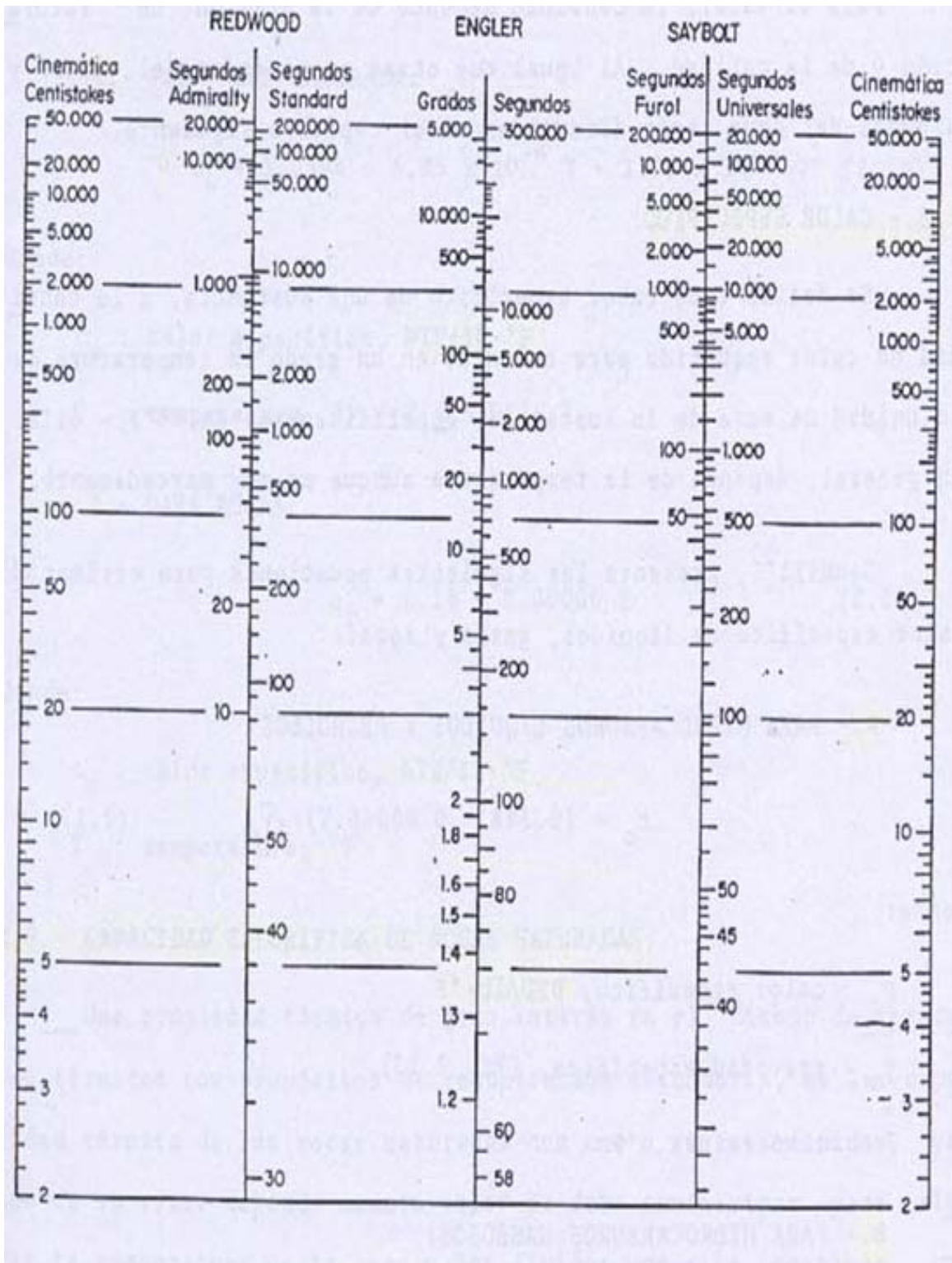


Figura 2.6.- Carta de Conversión de unidades de viscosidades

2.7.- DENSIDAD DEL PETROLEO

Dada la gravedad °API de un petróleo, la gravedad específica del petróleo, γ_o , viene dada por:

$$\gamma_o = \frac{141,5}{API + 131,5} \quad (2.18)$$

donde, γ_o es la gravedad específica del petróleo, adimensional. La densidad del petróleo en $\frac{lb}{pie^3}$ es $62,4 \times \gamma_o$, y en $\frac{kg}{m^3}$ es $1000 \times \gamma_o$, ambas a condiciones normales (60 F, 15 C o 288 K).

La densidad del petróleo a cualquier otra temperatura T, está dada por⁷:

$$\rho_o = \frac{\rho_{osc}}{1 + \frac{T - 68}{1.885}} \quad (2.19)$$

o:

$$\frac{\rho}{\rho_{osc}} = 1,034125 - 0,0565 \times 10^{-2} T + 0,2375 \times 10^{-6} T^2 \quad (2.20)$$

donde, T es la temperatura en F y ρ_{osc} la densidad del petróleo a condiciones normales.

2.8.- DENSIDAD DEL AGUA:

La densidad del agua a la temperatura de saturación T, esta dada por¹¹:

$$\rho_w = \frac{1}{0,01602 + 0,000023G} \quad (2.21)$$

Con:

$$G = - 6,6 + 0,0325 T + 0,000657 T^2 \quad (2.22)$$

Donde, ρ_w está en $\frac{lb}{pie^3}$ y T en °F.

Para el vapor, la densidad depende de la presión de saturación y de la calidad. Al igual que otras propiedades del vapor y algunas del agua serán discutidas en el capítulo siguiente.

2.9.- CALOR ESPECÍFICO

Se define como calor específico de una sustancia, a la cantidad de calor requerida para aumentar en un grado la temperatura de la unidad de masa de la sustancia, específicamente de 60 °F – 61 °F. En general, depende de la temperatura aunque no muy marcadamente.

Gambill¹², presenta las siguientes ecuaciones para estimar el calor específico de líquidos, gases y rocas.

2.9.A.- HIDROCARBUROS LIQUIDOS Y PETROLEOS

$$c_o = \frac{0,388 + 0,00045T}{\sqrt{\gamma_o}} \quad (2.23)$$

Donde:

c_o : calor específico, $\frac{BTU}{lb - F}$

γ_o : gravedad específica del petróleo,

T : temperatura, F

2.9.B.- HIDROCARBUROS GASEOSOS

$$c_g = 4 + 1,30 n + 0,012 n T (n \geq 3) \quad (2.24)$$

Donde:

c_g : calor específico, $\frac{BTU}{lb - mol - F}$

n : numero de átomos de carbono/mol

T : temperatura, K

2.9.C.- AGUA SATURADA

$$c_w = 1,0504 - 6,05 \times 10^{-4} + 1,79 \times 10^{-6} T^2 \quad (2.25)$$

Donde: c_w : calor específico, $\frac{BTU}{lb - F}$

T : temperatura, F (T ≤ 500 F)

2.9.D.- ROCAS:

$$c_r = 0,18 + 0,00006 T \quad (2.26)$$

Donde: c_r : calor específico, $\frac{BTU}{lb - F}$

T : temperatura, F

2.10.- CAPACIDAD CALORIFICA DE ROCAS SATURADAS

Una propiedad térmica de gran interés en el diseño de procesos térmicos con propósitos de recuperación secundaria, es la capacidad térmica de las rocas saturadas con uno o varios fluidos, ya que de su valor depende cuanto calor se debe suministrar para elevar la temperatura de la roca y los fluidos que ella contiene, en un determinado incremento.

La capacidad calorífica de una roca saturada con petróleo, agua y gas, está dada por:

$$M = (1 - \phi) \rho_r c_r + \phi (S_o \rho_o c_o + S_w \rho_w c_w + S_g \rho_g c_g) \quad (2.27)$$

Donde:

M : capacidad calorífica, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

S : saturación de fluidos, fracción

c : calor específico, $\frac{BTU}{lb - F}$

ρ : densidad, $\frac{lb}{pie^3}$

o, w, r, g : subíndices referentes a petróleo, agua, roca y gas respectivamente.

EJEMPLO 2.8

Como ejemplo ilustrativo, considérese una roca de porosidad 20% y saturaciones de petróleo, agua y gas de 40%, 40% y 20% respectivamente. Utilizando valores

aproximados de $c_o = 0,5$, $c_w = 1,0$, $c_g = 0,5$, $c_r = 0,21$, $\rho_o = 50$, $\rho_w = 62,4$, $\rho_g = 0,1$ y $\rho_r = 164$ en las unidades respectivas, se tiene:

$$M = (1 - 0,20) \times 164 \times 0,21 + 0,20(0,4 \times 50 \times 0,5 + 0,4 \times 62,4 \times 1,0 + 0,20 \times 0,1 \times 0,5)$$

$$M = 27,55 + 2,0 + 5,0 + 0,002 = 34,57 \text{ BTU/pie}^3 - F$$

Los sumandos 27,55; 2,0; 5,0 y 0,002 representan la cantidad de calor requerido para aumentar en 1 F la temperatura del petróleo, agua, gas y parte sólida contenida en 1 pie³ de roca. Obsérvese que la mayor parte del calor requerido se debe a la parte sólida de la roca.

2.11.- CONDUCTIVIDAD TERMICA (K_h)

La conductividad térmica, K_h , es una propiedad del material que indica la cantidad de calor transferido, por unidad de área transversal normal a un gradiente unitario de temperatura, bajo condiciones de estado estacionario y en la ausencia de cualquier movimiento de fluido o partículas. En general, la conductividad térmica varía con la presión y temperatura. Se expresa por la Ley de Fourier, la cual establece que:

$$\frac{Q_c}{A} = -K_h \frac{\partial T}{\partial x} \quad (2.28)$$

donde:

$$\frac{Q_c}{A} = \text{tasa de transferencia de calor, en } \frac{BTU}{pie^2}$$

$$K_h = \text{conductividad térmica, en } \frac{BTU}{h - pie - F}$$

$$\frac{\partial T}{\partial x} = \text{gradiente de temperatura, en } F/pie$$

Como puede observarse, la ley de Fourier es semejante a la ley de Darcy:

$$\frac{q}{A} = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial P}{\partial x} \quad (2.29)$$

Comparando estas dos leyes puede observarse que la conductividad térmica en la ley de Fourier, hace el mismo rol que la movilidad, $(\frac{k}{\mu})$, en la ley de Darcy.

Téngase en cuenta que :

$$1 \frac{\text{milicaloría}}{\text{seg} - \text{cm} - \text{C}} = 4,13 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} - \text{pie} - \text{F}}$$

2.11.1.- CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LIQUIDOS Y GASES

La conductividad térmica de la mayoría de los líquidos, especialmente líquidos orgánicos, varía entre 0,05 y 0,2 BTU/hr.pie.°F y normalmente su valor disminuye con aumento de temperatura, siendo 0,08 un buen promedio. El agua es una excepción: la conductividad térmica sube al subir la temperatura, hasta 130 C (valor máximo = $0,398 \frac{\text{milicalorías}}{\text{seg} - \text{cm} - \text{K}}$)

Para el agua, puede usarse la siguiente ecuación:

$$K_w = 0,004 T + 0,228 \quad (10 \text{ C} \leq T \leq 80 \text{ C}) \quad (2.30)$$

donde, T es la temperatura, en K.

Una de las siguientes relaciones se puede utilizar para el cálculo de la conductividad térmica de líquidos ^{13,14}:

$$K_h = 0,5778 [0,0984 + 0,109 (1 - \frac{T}{T_b})] \quad (2.31)$$

$$\text{ó,} \quad K_h = 41,2 c_p \left(\frac{\gamma_o}{M}\right)^{1,33} \frac{T_b}{L_v} \quad (2.32)$$

donde:

$$K_h : \text{conductividad térmica, } \frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$$

$$c_p : \text{calor específico, } \frac{\text{BTU}}{\text{lb} - \text{F}}$$

γ_o : gravedad específica del petróleo

T_b : temperatura de ebullición, K

L_v : calor latente de vaporización a T_b , $\frac{BTU}{lb}$

M : peso molecular, $\frac{lb}{lb - mol}$

Para fracciones de petróleo y mezclas de hidrocarburos en general, Cragoe⁶ propone la siguiente relación:

$$K_h = \frac{0,0677[1,0 - 0,0003(T - 32)]}{\sqrt{\gamma_o}} \quad (2.33)$$

donde:

K_h : conductividad térmica, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

T : temperatura, F

γ_o : gravedad específica del petróleo

Para gases a condiciones ordinarias de presión y temperatura, la conductividad térmica varia entre 0,002 y 0,025 $\frac{BTU}{h - pie - F}$, siendo 0,007 a 0,008 un buen promedio.

Gambill¹², recomienda la siguiente relación para calcular la conductividad térmica de gases:

$$K_h = \mu \left(c_p + \frac{2,48}{M} \right) \quad (2.34)$$

donde:

μ : viscosidad del gas, $\frac{lb}{pie - h} \text{ hr}$ (1 cp = 2,4191 $\frac{lb}{pie - h}$)

M : peso molecular, $\frac{lb}{lb - mol}$

Para vapor a altas temperaturas, se recomienda la siguiente relación¹⁵:

$$K_h = 0,5778 \times 10^{-4} (176 + 0,587 T + 1,04 \times 10^{-3} T^2 - 4,51 \times 10^{-7} T^3) \quad (2.35)$$

donde:

$$K_h : \text{conductividad térmica, } \frac{BTU}{h - pie - F}$$

T : temperatura, F

2.11.2.- CONDUCTIVIDAD TERMICA DE ROCAS

La conductividad térmica de un medio poroso depende de un gran número de factores, algunos de los cuales son: densidad, porosidad, temperatura, saturación de fluidos, tipos de fluidos y movimiento de los fluidos en la roca. Es una propiedad difícil de medir y se ha observado que disminuye con temperatura, mientras que aumenta con saturación de agua, densidad de la roca, presión y conductividad térmica del fluido saturante.

Entre las relaciones existentes para estimar la conductividad térmica de rocas, se tienen las siguientes ecuaciones:

a.- Ecuación de Tikhomirov¹⁶ para considerar el efecto de la temperatura:

$$K_h = 0,047 K_{h20C}^{4,98} T^{(0,17 \ln T - 1,61 \ln K_{h20C} + 0,12)} \quad (2.36)$$

Donde :

$$K_h : \text{conductividad térmica de la roca a la temperatura } T, \frac{\text{milicalorías}}{\text{s} - \text{cm} - \text{K}},$$

$$\left(\text{multiplicar por } 0,24175 \text{ para convertir a } \frac{BTU}{h - pie - F} \right)$$

T : temperatura, K

K_{h20C} : conductividad térmica a 20 C

b- Ecuación de Tikhomirov¹⁶ para considerar el efecto de la densidad de la roca:

$$K_{h20C} = e^{\left(\frac{\rho_r - 1,60}{1,53} \right)} \quad (2.37)$$

donde, ρ_r es la densidad de la roca en $\frac{gr}{cm^3}$ y K_{h20C} ya fue definida.

c- Ecuación de Assad¹⁷ para considerar el efecto de la saturación de fluido y tipo de fluido saturante:

$$K_h = K_1 \left(\frac{K_2}{K_1} \right)^m \quad (2.38)$$

donde:

K_h : conductividad térmica de la roca saturada de fluido, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

K_1 : conductividad térmica de la roca seca, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

K_2 : conductividad térmica del fluido saturante, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

m : $\approx C \times \phi$

C : factor de correlación, (Tabla 2.2)

ϕ : porosidad, fracción.

Tabla 2.2.-Correlación de Valores Calculados¹⁷

ROCA	ϕ	K_1	m	C
Arenisca	0,196	5,7	0,460	2,3
Arenisca	0,400	2,2	0,395	1,0
Arena cienosa	0,430	2,3	0,385	0,9
Limonita	0,360	2,2	0,410	1,1
Caliza	0,186	4,8	0,325	1,7
Arena (Fina)	0,380	5,4	0,445	1,2
Arena (Gruesa)	0,340	5,4	0,410	1,2

d- Ecuación de Tikhomirov¹⁶ para considerar el efecto combinado de la densidad, saturación de fluidos y temperatura

$$K_h = \frac{26,31}{T^{0,55}} e^{0,6(\rho_r + S_w)} \quad (2.39)$$

donde:

K_h : conductividad térmica de la roca parcialmente saturada de agua a la temperatura T , $\frac{\text{milicalorías}}{\text{s} - \text{cm} - \text{K}}$ (multiplicar por 0,24175 para convertir a $\frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$)

T : temperatura, K.

e- Ecuación de Tikhomirov¹⁶ para considerar el efecto combinado de porosidad de la roca, saturación de líquido y temperatura:

$$K_h = \frac{6,36e^{0,6[2,65(1-\phi)+S_l]}}{(0,556T + 255,3)^{0,55}} \quad (2.40)$$

donde:

K_h : conductividad térmica de la roca, $\frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$

S_l : saturación total de líquido, fracción

T : temperatura, K.

ϕ : porosidad, fracción

Valores típicos de conductividad térmica y otras propiedades de las rocas se muestran en la Tabla 2.3

2.12.- DIFUSIVIDAD TERMICA

En la mayoría de las ecuaciones de transferencia de calor se utiliza más comúnmente el término de difusividad térmica que el de conductividad térmica. Por tanto, es conveniente definir la difusividad térmica y usarla donde sea posible. La difusividad térmica se designa con la letra α y se define como:

$$\alpha = \frac{K_h}{M} \quad (2.41)$$

Donde

α : difusividad térmica, $\frac{\text{pie}^2}{\text{h}}$

K_h : conductividad térmica, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

M : capacidad calorífica $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

Tabla 2.3- Propiedades Térmicas de las Rocas¹⁸

ROCA	DENSIDAD $\frac{lb}{pie^3}$	CALOR ESPECIFICO $\frac{BTU}{lb - F}$	COND. TERMICA $\frac{BTU}{h - pie - F}$	DIF. TERMICA $\frac{pie^2}{h}$
Rocas secas				
Arenisca	130	0,183	0,507	0,0213
Arena cienosa	119	0,202	(0,400)	(0,0167)
Limolita	120	0,204	0,396	0,0162
Lutita	145	0,192	0,603	0,0216
Caliza	137	0,202	0,983	0,0355
Arena (Fina)	102	0,183	0,362	0,0194
Arena (Gruesa)	109	0,183	0,322	0,0161
Rocas saturadas de agua				
Arenisca	142	0,252	1,592	0,0445
Arena cienosa	132	0,288	(1,500)	(0,0394)
Limolita	132	0,276	(1,510)	(0,0414)
Lutita	149	0,213	0,975	0,0307
Caliza	149	0,266	2,050	0,0517
Arena (fina)	126	0,339	1,590	0,0372
Arena (gruesa)	130	0,315	1,775	0,0433

(los valores entre paréntesis son estimados)

2.13.- SATURACION RESIDUAL DE PETROLEO:

La saturación residual de petróleo remanente en la zona de vapor, después del paso del vapor, $S_{or_{st}}$, es frecuentemente usada en cálculos de recuperación térmica. Esta es principalmente una función de la viscosidad original del petróleo μ_o y de la temperatura prevaleciente T. Bursell¹⁹, da los siguientes valores para $S_{or_{st}}$, los cuales son bastantes representativos de petróleos pesados.

VISCOSIDAD DEL PETROLEO A LA TEMPERATURA DEL YACIMIENTO, μ_o , cp.	SATURACION RESIDUAL DEL PETROLEO $S_{or_{st}}$ A LA TEMPERATURA DEL VAPOR, F		
	240 F	300 F	400 F
460	0,13	0,10	0,05
2.000	0,15	0,11	0,06
18.000	0,18	0,13	0,08

Estos valores pueden ser ajustados por medio de la siguiente ecuación para interpolar:

$$S_{or_{st}} = \frac{1,0}{T} 54,0 + 0,01004787 \ln \mu_o - 0,14881 \quad (2.42)$$

El siguiente ejemplo, ilustrará el cálculo de las propiedades de líquidos y rocas saturadas de líquidos como función de temperatura.

EJEMPLO 2.9

Una roca contiene una saturación de 0,5 de petróleo y 0,5 de agua, la gravedad °API del petróleo es 25. La viscosidad del petróleo a la temperatura original del yacimiento es 18.000 cp y la porosidad de la roca es 0,25. Calcular la capacidad calorífica, la conductividad térmica, la difusividad térmica, el calor específico y las densidades de los fluidos, a 300 F. Calcular también la saturación residual de petróleo a 300 F. Suponer que la densidad de la roca, ρ_r , es igual a 165 lb/pie³, y el calor específico de la roca, c_r , es 0,23 BTU/lb-F.

SOLUCION:

1.- Calor específico del petróleo (Ec. 2.23)

$$\gamma_o = \frac{141,5}{25 + 131,5} = 0,90415$$

$$c_o = \frac{0,388 + 0,00045 \times 300}{\sqrt{0,90415}} = 0,55002 \frac{BTU}{lb - F}$$

2.- Calor específico del agua (Ec. 2.25)

$$c_w = 1,0504 - 6,05 \times 10^{-4} \times 300 + 1,79 \times 10^{-6} \times 300^2 = 1,03 \frac{BTU}{lb - F}$$

3.- Conductividad térmica (Ec. 2.40)

$$S_l = S_o + S_w = 0,5 + 0,5 = 1,0$$

$$K_h = \frac{6,36e^{0,6[2,65(1,0-0,25)+1]}}{(0,556 \times 300 + 255,3)^{0,55}} = 1,37 \frac{BTU}{hr - pie - F}$$

4.- Densidad del petróleo (Ec. 2.20)

$$\rho_{osc} = 0,90415 \times 62,4 \frac{lb}{pie^3} = 56,419 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\rho_o = \frac{56,419}{1 + \frac{300 - 68}{1,885}} = 50,24 \frac{lb}{pie^3}$$

5.- Densidad del agua (Ec. 2.23y 2.22)

$$G = -6,6 + 0,0325 \times 300 + 0,000657 \times 300^2 = 62,28$$

$$\rho_w = \frac{1}{0,01602 + 0,000023 \times 62,28} = 57,30 \frac{lb}{pie^3}$$

6.- Capacidad calorífica (Ec. 2.27)

$$M = (1 - 0,25) \times 165 \times 0,23 + 0,25(0,5 \times 50,24 \times 0,55 + 0,5 \times 57,30 \times 1,03) = 39,29 \frac{lb}{pie^3 F}$$

7.- Difusividad térmica (Ec. 2.41)

$$\alpha = \frac{1,37413}{39,29} = 0,035 \frac{pie^2}{hr}$$

8.- Saturación residual del petróleo (Ec. 2.42)

$$Sor_{st} = \frac{1}{300} \times 54 + 0,01004787 \ln 18.000 - 0,14881 = 0,13$$

2.14.-REFERENCIAS

1. Andrade, E.N. da C. : Nature, 125, 309 (1930).
2. Farouq Ali, S.M.: **"Oil Recovery by Steam Injection"** Producers Publishing Company, Inc., Bradford, Pennsylvania, (1970).
3. Lewis, W.K., and Squires, L.: Oil & Gas Journal, 92 (November 15, 1934).
4. Walther, C.: Proc, World Petroleum Congress, (London), 2, 419 (1933).
5. Buckles, R.S.: **"Steam Stimulation Heavy Oil Recovery at Cold Lake, Alberta"**, SPE 7994, presented at the California Regional Meeting, Ventura, California (April 18-20, 1979).
6. Cragoe, C.S.: **"Changes in the Viscosity of Liquids with Temperature, Pressure, and Composition"**, Proc. World Pet. Congress, 2 (1933), 529-541.
7. Gottfried, B.S.: **"A Mathematical Model of Thermal Oil Recovery in Linear Systems"**, SPE J. (Sept. 1965), 196.
8. Chew, Ju-Nam, and Connally, Carl A. Jr.: **"A Viscosity Correlation for Gas-Saturated Crude Oils"**, Trans. AIME (1959) 216,264-272.
9. Beal, C.: **"The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil, and Its Associated Gases at Oil-Field Temperatures and Pressure"**, Trans. AIME (1946) 165, 94-115.
10. White, P.D., and Moss, J.T.: **"Thermal Recovery Methods"**, Penn-Well Publishing Company, Tulsa, Oklahoma (1983).
11. Farouq Ali S.M., and Meldau, R.F.: **"Practical Heavy Oil Recovery Course"**, University of Alberta, Canada (1987).
12. Gambill, W.R.: **"You Can Predict Heat Capacities"**, Chemical Engineering (June, 1957).
13. Mukhamedzyanov, G.K., and Usmanov, A.G.: **"Thermal Conductivity Of Higher Saturated Hydrocarbons"**, (Teploprovodnost Vysshikh Predelnykh Uglevodorodov), Neft i Gaz, No. 4, 78 (1967).
14. Palmer, G.: **"Thermal Conductivity of Liquids"**, Ind. and Eng. Chem., 40: 89 (1948).
15. Vargaftik, N.B., and Ziminia, N.K.: **"Thermal Conductivity of Steam at High Temperatures"**, Teploenergetika, 11 (12): 84 (1964).
16. Tikhomirov, V.M.: **"Thermal Conductivity of Rock Samples, and Its Relation to Liquid Saturation, Density, and Temperature"**, (in Russian), Neftyanoe Khozaistvo, 46 (4): 36 (April, 1968).
17. Asaad, V.: **"A Study of the Thermal Conductivity of Fluid Bearing Porous Rocks"**, Ph.D. Thesis, U. of California (1955).
18. Somerton, W.H.: **"Some Thermal Characteristics of Porous Rocks"**, Trans. AIME, 213 (1958) 375.
19. Bursell, C.G., and Pittman, G.M.: **"Performance of Stem Displacement in the Kern River Field"**, Trans. AIME, 259 (1957), 997.

20. Braden, W.B.: **“A Viscosity-Temperature Correlation at Atmospheric Pressure for Gas Free Oils”** J. Pet. Tech. (Nov. 1966) 1487-1490; Trans., AIME, 237.Z

CAPITULO III

PROPIEDADES TERMICAS DEL AGUA Y DEL VAPOR

El gran interés en el uso del agua caliente y del vapor en los procesos de recuperación térmica de petróleo, radica en las excelentes propiedades térmicas del agua, bien sea en su estado líquido o de vapor y en la abundancia de ella sobre la tierra. Un cabal entendimiento de las propiedades térmicas del agua, es por tanto, básico para la eficiente utilización de la energía calorífica en tales operaciones.

A continuación, se discutirán brevemente las propiedades del agua y del vapor y se presentarán, además, algunas correlaciones para su estimación.

3.1 – TEMPERATURA DE SATURACION DEL AGUA

Es la temperatura a la cual se produce la ebullición (vaporización) del agua a una determinada presión. También se le denomina punto de ebullición y aumenta al aumentar la presión, tal como se muestra en la Figura 3.1

Al igual que otras propiedades térmicas del agua, la temperatura de saturación puede obtenerse de valores tabulados en tablas de uso común, como la presentada en la sección 3.16 de este capítulo. Sin embargo, en muchas ocasiones es más práctico el uso de ecuaciones sencillas para su estimación. Farouq Ali¹ derivó la siguiente ecuación:

$$T_s = 115,1 p_s^{0,225} \quad (3.1)$$

donde:

T_s : temperatura de saturación, °F

p_s : presión de saturación, lpca

El error de aproximación de la ecuación (3.1) es menor de 1 % para presiones comprendidas entre 10 y 3.000 lpca.

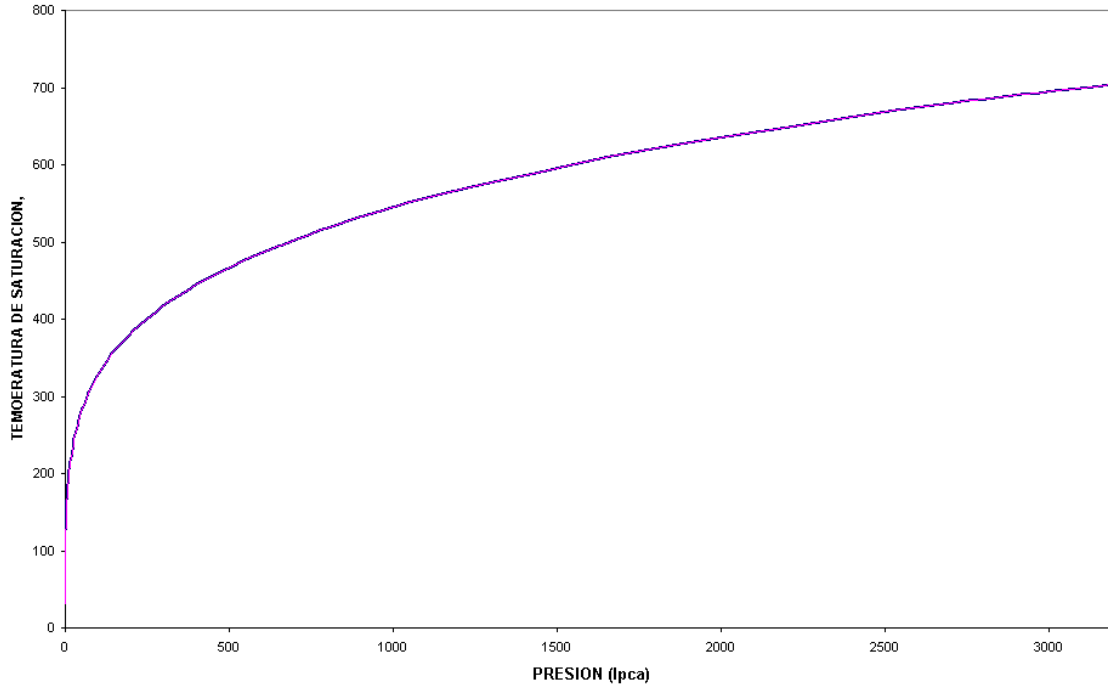


Figura 3.1 – Temperatura de Saturación del Agua a Diferentes Presiones.

Si se usa el sistema internacional de unidades se puede usar la correlación de Sanford y Moss (1.903), válida entre $0,1 \text{ MPa} < p_s < 6 \text{ MPa}$:

$$T_s = \frac{326,57}{\sqrt{9,8809 - \log p_s} - 2,42223} - 273,15 \quad (3.2)$$

donde T_s viene en °C.

3.2 – CALOR ESPECIFICO DEL AGUA Y DEL VAPOR

Se define por calor específico a la capacidad que tiene una sustancia para absorber calor y se mide como el número de *BTU* necesarios para aumentar la temperatura de *una libra* de sustancia en 1°F . Es evidente que entre mayor sea el calor específico de una sustancia, mayor será la cantidad de calor que debe absorber para que se produzca un determinado aumento de temperatura y por lo tanto mayor será la cantidad de calor liberado al enfriarse. En general, el calor específico de una sustancia no es constante, al contrario depende de la temperatura a la cual se mide.

Excepto por el amoníaco líquido, el agua es el líquido con mayor calor específico ($1 \frac{BTU}{lb-F}$ a 14,7 lpcá y 60 °F). Así, el agua es capaz de contener y transportar más calor que cualquier otro líquido a la misma temperatura. Para el vapor, el calor específico es mucho menor, del orden de $0,56 \frac{BTU}{lb-F}$, y al igual que el del agua, varía muy poco con la temperatura, por lo que para propósitos prácticos puede considerarse constante³.

3.3 – CALOR SENSIBLE DEL AGUA

Es el calor necesario para aumentar la temperatura del líquido hasta alcanzar la temperatura de saturación correspondiente a una presión dada. Cuando un líquido se lleva a condiciones de saturación, se encuentra en su máxima capacidad energética en esa fase. Esta forma de energía aumenta con la presión, es decir, a mayor presión del sistema, la energía de un líquido saturado es mayor³.

Considerando la entalpía (contenido de calor) del agua igual a cero a 32 °F (0°C) y suponiendo que el calor específico del agua no varía con la temperatura, el calor sensible puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$H_w = c_w (T_s - 32) \quad (3.3)$$

Donde :

H_w : entalpía del agua saturada o calor sensible, en $\frac{BTU}{lb}$,

T_s : temperatura de saturación, en °F

c_w : calor específico del agua, $1,0 \frac{BTU}{lb-F}$.

Puesto que la temperatura de saturación es función de la presión, es evidente que el calor sensible también lo será. La Figura 3.2 muestra esta variación.

El valor del calor sensible se puede leer en las tablas de vapor o estimar mediante la ecuación:

$$H_w = 91,0p^{0,2574} \quad (3.4)$$

El error al usar esta ecuación se estima inferior al 0,3 % en el rango de presiones entre 15 a 1.000 *lpca*.

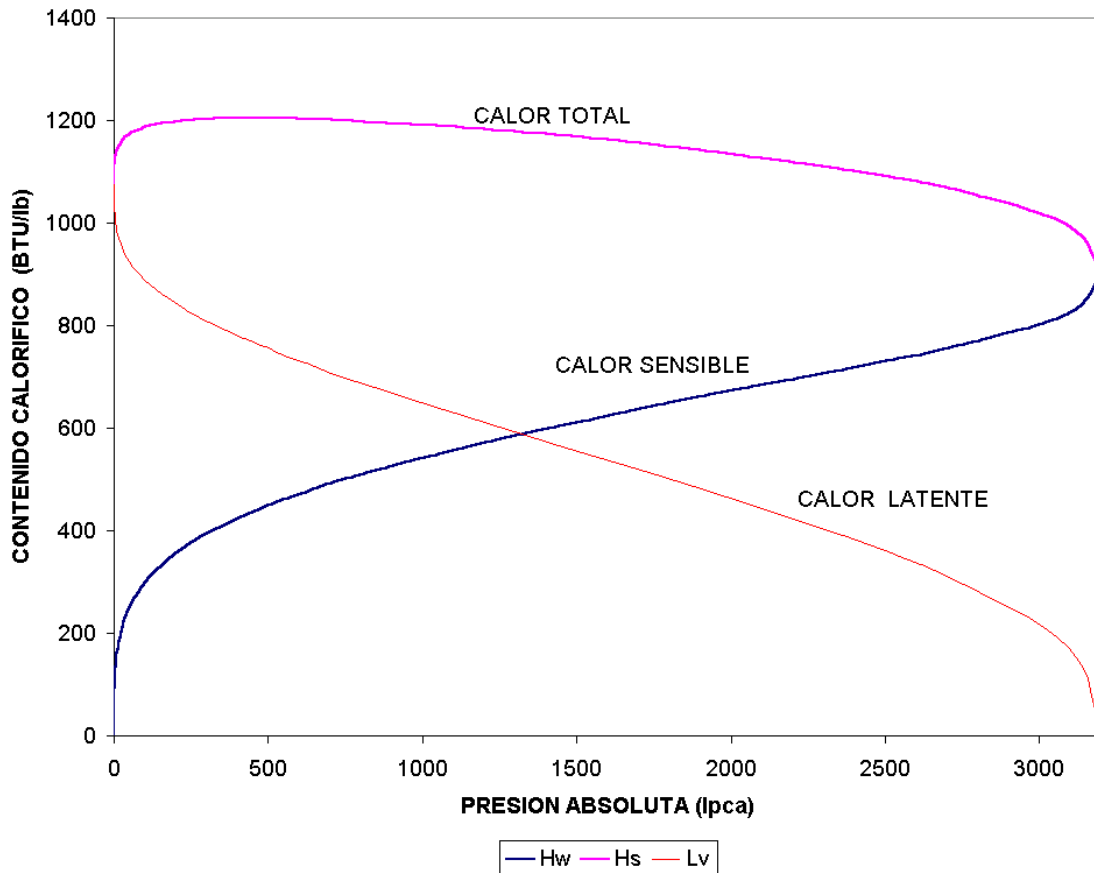


Figura 3.2 – Calor Sensible, Calor Latente de Vaporización y Entalpía Del Vapor Seco y Saturado en Función de la Presión de Saturación.

3.4– CALOR LATENTE DE VAPORIZACION

Es la cantidad de calor que debe suministrársele a una libra de un líquido a la temperatura de saturación para pasar al estado de vapor. Es el calor que lleva el vapor, y esta forma de energía disminuye con la presión, es decir, a mayor presión

del sistema la energía del vapor saturado es menor³. La Figura 3.2 muestra la variación del calor latente de vaporización del agua en función de la presión.

El calor latente de vaporización del agua puede leerse de tablas de vapor o determinarse mediante la siguiente ecuación¹:

$$L_v = 1318 p_s^{-0.08774} \quad (3.5)$$

Donde:

$$L_v : \text{calor latente de vaporización, en } \frac{BTU}{lb - F}.$$

El error al usar esta ecuación se estima inferior al 1,9% en el rango de 15 a 1.000 *lpca*.

3.5- CALOR TOTAL O ENTALPIA DEL VAPOR SECO Y SATURADO

Es la suma del calor sensible del agua saturada y del calor latente de vaporización del agua, es decir, que es la cantidad de calor contenido en una libra de vapor seco a la temperatura de saturación³ (constituye la entalpía del vapor seco y saturado). Dado que la entalpía del vapor seco y saturado depende del calor sensible y del calor latente de vaporización, entonces el calor total también depende de la presión tal como se muestra en la Figura 3.2. y viene dado por la ecuación siguiente:

$$H_s = H_w + L_v \quad (3.6)$$

donde:

$$H_s : \text{entalpía del vapor seco y saturado, en } \frac{BTU}{lb}.$$

La entalpía del vapor seco y saturado puede leerse de tablas de vapor o estimarse mediante la siguiente ecuación¹

$$H_s = 1119 p_s^{0.01267} \quad (3.7)$$

El error al usar esta ecuación se estima inferior al 0,3% en el rango de 15 a 1.000 *lpca*.

3.6-CALIDAD DEL VAPOR Y VAPOR HÚMEDO

A la temperatura de saturación, el agua puede coexistir en estado líquido y en estado de vapor, dependiendo de su contenido de calor, es decir, de su entalpía. La mezcla de vapor y agua coexistentes a la temperatura de saturación, se denomina Vapor Húmedo y se caracteriza por el contenido de vapor en la mezcla, expresado como fracción del peso total, es decir, por su calidad.

Así, el vapor seco y saturado tiene una calidad de *100%* puesto que no existe agua en estado líquido; mientras que el agua saturada puede considerarse como vapor húmedo con calidad igual a *0%*. Al vapor con calidades entre estos extremos se le denomina simplemente, vapor húmedo.

La entalpía o contenido de calor del vapor húmedo depende fuertemente de la calidad, especialmente a baja presiones, donde la entalpía del agua saturada es baja. Dado que la entalpía del vapor húmedo es intermedia entre la del agua saturada y la del vapor seco y saturado, esta viene dada por la relación:

$$H_{ws} = H_w + X L_v \quad (3.8)$$

donde:

H_{ws} : Calor Total o Entalpía del vapor húmedo, en $\frac{BTU}{lb}$

H_w : Calor Sensible del Agua o Entalpía del agua saturada, en $\frac{BTU}{lb}$.

L_v : Calor del Vapor o Calor Latente de Vaporización, en $\frac{BTU}{lb}$

X : Calidad del Vapor, *fracción*

Con la reducción de la calidad, la contribución del calor latente al contenido de calor del vapor húmedo se reduce.

Normalmente, el vapor que se utiliza en los procesos de inyección de vapor es húmedo, ya que puede transportar más calor que el agua caliente y además es

capaz de mantener en solución las impurezas sólidas que de otra manera se depositarían en las calderas o en cualquier otro equipo del sistema de generación de vapor, reduciendo así su eficiencia y vida útil.

Una calidad del vapor entre 80 y 90%, expresada en porcentaje, es el valor promedio que normalmente se utiliza en inyección de vapor. Sin embargo, tales cifras pueden variar de acuerdo a las propiedades del agua usada y al tratamiento al cual ha sido sometida³.

3.7 - ENTALPIA DISPONIBLE

Si el vapor a una presión p_s (temperatura T_s) es inyectado a un yacimiento de temperatura T_r , entonces la entalpía disponible para calentar el yacimiento viene dada por:

$$H_r = H_s - c_w (T_r - 32) \quad (3.9)$$

Donde: H_r : entalpía disponible, en $\frac{BTU}{lb}$

c_w : calor específico promedio del agua, en el rango de temperatura considerado, en $\frac{BTU}{lb - F}$

T_r : temperatura del yacimiento, en °F

3.8- VOLUMEN ESPECIFICO

Se refiere al volumen ocupado por la unidad de masa de una sustancia a determinadas condiciones de presión y temperatura. El volumen específico del vapor húmedo se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$v_{ws} = v_s \cdot X + (1-X) \cdot v_w = X(v_s - v_w) + v_w \quad (3.10)$$

donde: v_{ws} : volumen específico del vapor húmedo, en $\frac{pie^3}{lb}$.

v_s : volumen específico del vapor seco y saturado, en $\frac{pie^3}{lb}$

v_w : volumen específico del agua saturada, en $\frac{pie^3}{lb}$

A bajas presiones, el volumen específico del agua saturada es despreciable en comparación con el volumen del vapor seco y saturado, por lo cual la ecuación 3.10 se aproxima a:

$$v_{ws} = X \cdot v_s \quad (3.11)$$

Farouq Ali¹ determinó expresiones que permiten hallar el volumen específico del vapor seco y saturado y del agua saturada para presiones comprendidas entre 15 y 1.000 *lpca*, con un error máximo del 1,2%. Estas ecuaciones son:

$$v_s = 363,9 p_s^{-0,9588} \quad (3.12)$$

$$v_w = 0,01602 + 0,000023(-6,6 + 3,74075 p_s^{0,225} + 8,70394257 p_s^{0,45}) \quad (3.13)$$

donde p_s es la presión de saturación, en *lpca*.

En la Figura 3.3 se muestran los volúmenes específicos del vapor y del agua, contra la presión, en el rango de 500 a 1.500 *lpca*.

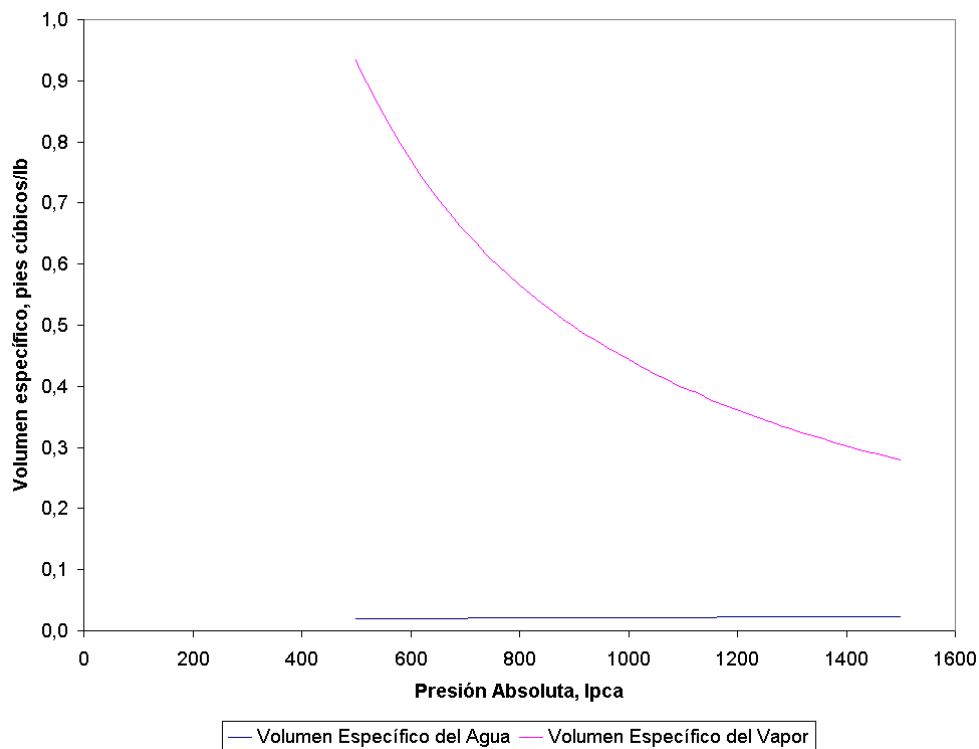


Figura 3.3- Volumen Específico del Agua y del Vapor en Función de la Presión de Saturación.

3.9- DENSIDAD DEL VAPOR

La densidad del vapor seco y saturado puede ser determinada de las tablas de vapor usando valores del volumen específico del vapor seco y saturado (considerando que la densidad en $\frac{gr}{cm^3} = 0,016018463/\text{volumen específico del vapor seco y saturado, en } \frac{pie^3}{lb}$). Para presiones de hasta 1.000 *lpca*, la densidad del vapor seco y saturado puede ser determinada mediante la siguiente ecuación derivada por Farouq Alí¹:

$$\rho_s = 0,0000440189 p_s^{0,9588} \quad (3.14)$$

donde:

$$\rho_s: \text{densidad del vapor seco y saturado, en } \frac{gr}{cm^3}.$$

3.10 – VAPOR SOBRECALENTADO

Se sabe que a una presión dada el vapor tiene una temperatura de saturación definida. Sin embargo, es posible aumentar su temperatura por encima de la de saturación, agregando calor al vapor seco y saturado. Bajo estas condiciones, el vapor se denomina **Vapor Sobrecalentado**.

En aplicaciones industriales el uso del vapor sobrecalentado es ventajoso; sin embargo, está en duda si tal tipo de vapor es de uso ventajoso en recuperación térmica, por lo menos mientras se utilicen los tipos de generadores disponibles en la actualidad.

Dado el bajo valor del calor específico del vapor sobrecalentado ($c_s \cong 0,56 \frac{BTU}{lb-F}$), la contribución al contenido total de calor de ciertos grados de sobrecalentamiento, no justifica el uso de vapor sobrecalentado en operaciones

térmicas petroleras. Sin embargo, el uso del vapor sobrecalentado en estas operaciones térmicas tiene sus ventajas si se consideran las pérdidas de calor a través del hoyo del pozo.

3.11 – CORRELACIONES DE EJIUGU Y FIORI

Ejiogu y Fiori², basados en los trabajos de Farouq Ali¹, Jones³, Cox y Chesnut⁴, desarrollaron un nuevo grupo de correlaciones para estimar las propiedades del agua y del vapor, para presiones comprendidas entre 500 y 2.500 *lpca*. Las constantes en estas ecuaciones fueron calculadas mediante análisis de regresión y los valores de las nuevas correlaciones fueron comparados con valores de las tablas de vapor de la ASME⁵. Para cada propiedad dada, se calculó la desviación estándar de cada correlación y se seleccionó la correlación con menor desviación. Estas correlaciones se muestran en la Tabla 3.1. A continuación se presenta el siguiente ejemplo utilizando las ecuaciones de Ejiogu y Fiori.

EJEMPLO 3.1

Se está inyectando vapor de 80% de calidad a una presión de 750 *lpca* en cierto yacimiento, a través de la tubería de revestimiento. Si la presión del vapor en el fondo del pozo es de 600 *lpca* y las pérdidas se estiman en un 46% del calor inyectado, calcular la calidad del vapor frente a la arena productora.

SOLUCION:

1.- Calor total en la superficie:

$$T_s = 116,79 (750)^{0,2229} \text{ } ^\circ\text{F} = 510,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$H_s = [1.204,8 - 0,000197697(750 - 453,23)^{1,73808}] \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 1.200,88 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$H_w = 77,036 (750)^{0,28302} \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 501,64 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$L_v = (1.200,88 - 501,64) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 699,24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

Tabla 3.1.- Correlaciones de EJIUGU Y FIORI

a) RANGO DE PRESION: 500 A 2.500 lpc

Propiedad del vapor	Correlación	Error (%)	
		Mínimo	Máximo
$T, ^\circ F$	$116,79p^{0,2229}$	0,0	-0,08
$L_v, BTU/lbm$	$H_s - H_w$	0,0	0,8
$H_s, BTU/lbm$	$1204,8 - 0,000197697(p - 453,23)^{1,73808}$	0,0	-0,24
$\mu_w, \frac{lbm}{pie - s}$	$1 \times 10^{-6} \{65,67 - 20,85 \tan[(\frac{T - 540}{250}) \frac{\pi}{2}] - 0,001(2.500 - p)\}$	0,08	0,4
$\mu_s, \frac{lbm}{pie - s}$	$(2,71096 + 0,01902T + 7,46 \times 10^{-9} p^{2,5077}) \times 10^{-6}$	0,4	4,0

b) RANGO DE PRESION: 500 a 1.500 lpc

Propiedad del vapor	Correlación	Error (%)		% diferencia a 10,2 MPa
		Mínimo	Máximo	
$v_s, \frac{pie^3}{lbm}$	$\frac{490,386}{p} - 0,04703$	0,0	0,7	0,3
$v_w, \frac{pie^3}{lbm}$	$3,7175 \times 10^{-6} p + 0,01789$	0,0	0,1	-0,2
$H_w, \frac{BTU}{lbm}$	$77,036p^{0,28302}$	0,0	-0,5	-0,2

c) RANGO DE PRESION: 1.500 a 2.500 lpc

Propiedad del vapor	Correlación	Error (%)	
		Mínimo	Máximo
$v_s, \frac{pie^3}{lbm}$	$\frac{551,74}{p} - 0,0887$	0,02	0,9
$v_w, \frac{pie^3}{lbm}$	$0,017529 \exp(1,9302 \times 10^{-4} p)$	0,0	-0,6
$H_w, \frac{BTU}{lbm}$	$0,12038p + 430,984$	0,0	0,1

$$H_{ws} = [501,64 + 0,8 \times 699,24] \frac{BTU}{lb} = 1.061,03 \frac{BTU}{lb}$$

2.- Pérdidas del calor inyectado:

$$Q = 1.061,03 \times 0,46 \frac{BTU}{lb} = 488,07 \frac{BTU}{lb}$$

3.- Calor en el fondo del pozo:

$$H_f = [1.061,03 - 488,07] \frac{BTU}{lb} = 572,96 \frac{BTU}{lb}$$

4.- Calidad del vapor frente a la arena productora:

$$T_s = 116,79 (600)^{0,2229} \text{ } ^\circ F = 486,02 \text{ } ^\circ F$$

$$H_s = [1.204,8 - 0,000197697(600 - 453,23)^{1,73808}] \frac{BTU}{lb} = 1.203,65 \frac{BTU}{lb}$$

$$H_w = 77,036 (600)^{0,28302} \frac{BTU}{lb} = 470,94 \frac{BTU}{lb}$$

$$L_v = (1.203,65 - 470,94) \frac{BTU}{lb} = 732,71 \frac{BTU}{lb}$$

$$H_f = H_w + X.L_v \Rightarrow 572,96 = 470,94 + X \cdot 732,71$$

$$X = \frac{572,96 - 470,94}{732,71} = 0,139 = 13,9\%$$

3.12 – DIAGRAMA TEMPERATURA – ENTALPIA PARA EL AGUA

El comportamiento de fases del agua descrito a través de las definiciones presentadas en las secciones anteriores, puede condensarse y presentarse gráficamente en un diagrama de Temperatura – Entalpía, tal como se muestra en la Figura 3.4, en donde puede observarse las relaciones existentes entre la presión, la temperatura y la entalpía (contenido de calor) del agua, con el estado físico en que ella se encuentre.

Comenzando con entalpía cero a 32 °F y a la presión correspondiente para que exista agua saturada (0,088 *lpca*), a medida que se suministra calor, la temperatura aumentará hasta alcanzar la temperatura de saturación T_s ,

correspondiente a la presión p_s a la cual se encuentra el sistema (punto B). La entalpía en el punto B es el calor sensible, H_w , del agua saturada a la presión p_s .

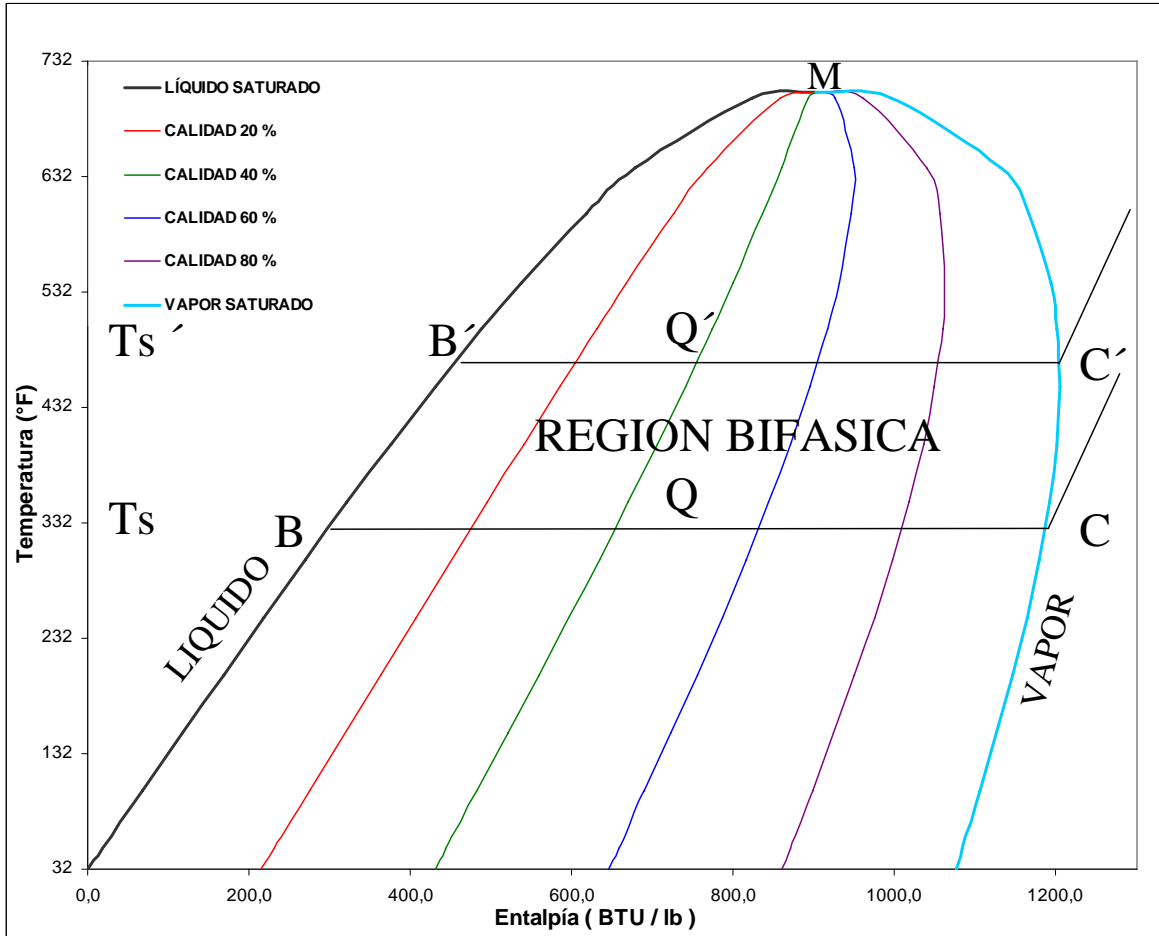


Figura 3.4 – Diagrama de Temperatura – Entalpía para el Agua.

Si se continúa con el suministro de calor, el agua comienza a vaporizarse y cuando haya alcanzado el punto C se tendrá vapor seco y saturado con contenido de calor $H_s = H_w + L_v$. Cualquier punto intermedio entre B y C, Q por ejemplo, representa estado bifásico (vapor húmedo), de entalpía $H_{ws} = H_w + XL_v$, siendo X la calidad del vapor, en fracción, representada en el diagrama por la distancia \overline{BQ} expresada como fracción de \overline{BC} , la cual representa el calor latente de vaporización L_v .

Si luego de llegar al punto C se continúa suministrando calor, la temperatura comenzará a aumentar de nuevo y se tendrá vapor sobrecalentado, con entalpía $H_{sh} = H_s + c_s (T_{sh} + T_s)$, siendo T_{sh} la temperatura de sobrecalentamiento y c_s el calor específico del vapor.

Si la presión del sistema aumenta a $p'_s > p_s$, se observará un desarrollo similar, solo que la trayectoria en este caso será: $A' \rightarrow B' \rightarrow Q' \rightarrow C' \rightarrow D'$, lo cual pone de manifiesto lo siguiente:

- a.- La temperatura de saturación T'_s será mayor que T_s , puesto que $p'_s > p_s$.
- b.- La entalpía H_w en B' será mayor que en B, debido a que $T'_s > T_s$.
- c.- El valor de L_v será menor a p'_s que a p_s puesto que $\overline{B'C'}$ es menor que \overline{BC} .
- d.- El valor de H_s a p'_s (punto C') puede ser menor o mayor que el valor de H_s a p_s (punto C), dependiendo del valor de p'_s . Si $p'_s < 460 \text{ lpca}$, el valor de H_s a p'_s será mayor que a p_s , pero si $p'_s > 460 \text{ lpca}$, el valor de H_s a p'_s será menor que a p_s (ver Figura 3.2).
- e.- El vapor sobrecalentado a p'_s tendrá menos entalpía que a p_s a una misma temperatura.

Continuando con el aumento de presión, se observará que T_s aumenta, H_w aumenta, L_v disminuye y H_s disminuye (por encima de 460 lpca), hasta alcanzar el punto crítico M ($705,4 \text{ }^\circ\text{F}$ y $3.206,2 \text{ lpca}$), en el cual $H_w = H_s$, puesto que $L_v = 0$.

La línea \overline{AM} representa estado líquido a la temperatura de saturación, la línea \overline{MN} representa estado de vapor a la temperatura de saturación, y la región entre ellas es la zona de dos fases, vapor y líquido. . Las líneas \overline{BCD} y $\overline{B'C'D'}$, representan presiones constantes.

3.13- DETERMINACION DE LA CALIDAD DEL VAPOR

La calidad del vapor es un valor difícil de determinar con exactitud. En la actualidad, existen varios métodos para medir la calidad del vapor, sin embargo, no existe ninguno que pueda considerarse simple y preciso. Entre los más utilizados se pueden mencionar los siguientes:

3.13.1 - METODO DEL SEPARADOR

Puede considerarse como el más simple y se basa en la definición de calidad. Se puede utilizar un recipiente cilíndrico, horizontal o vertical, aislado con el fin de separar la fase vapor de la fase líquida, tal como un separador de petróleo y gas. Las medidas de las tasas de flujo por peso de las dos fases cuando éstas dejan el separador, dan una indicación directa de la calidad.

Cualquier método para medir el flujo de las dos fases puede resultar aceptable. Algunas instalaciones utilizan medidores de orificio en ambas líneas, sin embargo, un medidor de desplazamiento positivo o un medidor de turbina en el lado del líquido puede resultar satisfactorio, si se realizan las correcciones por temperatura.

Para calcular la calidad del vapor, la tasa de flujo másica del vapor se divide entre la suma de las tasas de flujo másica de las corrientes de agua y vapor. Si la unidad generadora de vapor opera bajo condiciones de flujo continuo (como generalmente lo hacen), la calidad puede hallarse dividiendo la tasa másica de vapor en el separador por la tasa másica de agua entrante. Algunos generadores comerciales tienen separadores a fin de determinar la calidad.

3.13.2.- METODO DE LOS CLORUROS

Se ha mencionado que una de las razones por las cuales se usa vapor húmedo en recuperación térmica, es con el fin de prevenir la formación de escamas en las

calderas debido a la deposición de sólidos disueltos. Estos sólidos presentes en el agua de alimentación se concentran en la porción líquida de la descarga del generador y sirven para proveer una medida del porcentaje de la alimentación aún en fase líquida.

El ión cloruro Cl , constituye un instrumento conveniente para esta medición. Por medio de titulación química, la concentración del ión cloruro en la parte líquida del vapor se compara con la concentración del mismo ión en el agua de alimentación.

Luego, la calidad del vapor viene dada por:

$$X = 100 - (\%Cl \text{ en el agua de alimentación} / \%Cl \text{ en parte líquida}) \times 100 \quad (3.15)$$

3.13.3- METODO DE LA CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA

La conductividad eléctrica del agua depende de la concentración de sales disueltas en ella. Determinando el incremento de la conductividad entre el agua de alimentación y la parte líquida del vapor a la descarga de la caldera, se puede determinar la calidad del vapor mediante la ecuación:

$$X = 100 - (\sigma \text{ en agua de alimentación} / \sigma \text{ en la parte líquida del vapor}) \times 100 \quad (3.16)$$

donde σ es la conductividad eléctrica.

Este método es similar al método de la determinación de los cloruros, excepto que se toman en cuenta todas las sales disueltas, en lugar de solamente los cloruros. Sin embargo, el método de la conductividad no es correcto si el bicarbonato de sodio, $NaHCO_3$, está presente en el agua de alimentación. El bicarbonato de sodio se descompone en $NaCO_3$ ó $NaOH$, los cuales tienen conductividades diferentes. Este error se corrige neutralizando la solución⁶.

Dado que la comparación básica en este método radica en que las sales disueltas son concentradas en la fase líquida en proporción directa al volumen de agua vaporizado, el método es útil para el control y seguimiento continuo de la calidad ⁶.

3.13.4- METODO DEL MEDIDOR DE ORIFICIO

La calidad del vapor puede ser determinada por medio de un medidor de orificio si se conoce la tasa de flujo de vapor. Normalmente, las unidades generadoras de vapor son diseñadas para operar bajo condiciones de flujo continuo y la tasa de agua entrante puede determinarse por una simple medición.

La tasa de flujo q de un fluido de densidad ρ_f a través de una tubería de diámetro d y con un diferencial de presión h_w se puede calcular por medio de la ecuación:

$$q = \frac{\pi d^2}{4 \times 144} \times 18,288 \sqrt{\frac{h_w}{\rho_f}} = 0,0997 d^2 \sqrt{\frac{h_w}{\rho_f}} \quad (3.17)$$

donde,

q = tasa de flujo del líquido, en $\frac{pie^3}{s}$.

d = diámetro interno de la tubería, en *pulgadas*

h_w = diferencial de presión, en *pulgadas de agua*

ρ_f = densidad del fluido, en $\frac{lb}{pie^3}$.

De la ecuación (3.16) se puede obtener la fórmula para el cálculo de la tasa másica de flujo, W , multiplicando q por la densidad del fluido. Así:

$$W = 0,0997 d^2 \sqrt{\rho_f h_w} \quad (3.18)$$

donde, ahora:

W = tasa másica de flujo, en $\frac{lb}{s}$,

$$ó. \quad W = 3,9 d^2 \sqrt{\rho_f h_w} \quad (3.19)$$

si $W =$ tasa másica de flujo, en $\frac{ton}{d}$.

Esto sería la tasa “teórica”. Si se está circulando vapor seco por la tubería, la densidad del fluido sería ρ_s y en este caso se deben tener en cuenta varios factores adicionales al pasar el vapor por el orificio:

- el factor de expansión Y
- el coeficiente de descarga, K , que depende de la relación entre el diámetro del orificio y el de la tubería
- el factor del número de Reynolds, R

Considerando estos factores, Pryor⁸ aplicó dichos factores a la ecuación 3.17 para calcular la tasa de flujo equivalente de agua, si estuviera a 100% de calidad y obtuvo la fórmula:

$$q^* = C\sqrt{\rho_s}\sqrt{h_w} \quad (3.20)$$

donde:

q^* = tasa equivalente de de flujo de vapor a 100% de calidad, en $\frac{gal}{min}$.

C = constante del orificio (tabla 3.2)

También estableció que la calidad del vapor, en fracción, se puede determinar (si se conoce la tasa de flujo equivalente de agua), por medio de la siguiente ecuación:

$$\sqrt{X} = \frac{q^*}{q} \quad (3.21)$$

donde:

q = tasa de flujo equivalente de agua, en $\frac{gal}{min}$.

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo para ilustrar el método del medidor de orificio.

EJEMPLO 3.2

Vapor, a una tasa equivalente de agua de $800 \frac{B}{d}$, es medido en un medidor de orificio de 3 *pulg* de diámetro nominal (3,068 *pulg* de diámetro interno), con una placa de orificio de 2,000 *pulgadas* y una columna de agua de 200 *pulgadas*. La presión de descarga es de 680 *lpca* y el diferencial de presión a través del orificio es de 38,4 *pulgadas de agua*. Calcular la calidad del vapor.

SOLUCION:

1.- Cálculo de la densidad del vapor, ρ_s (Ec. 3.14)

$$\rho_s = 0,0000440189 \times (680)^{0,9588} = 0,0228 \frac{gr}{cm^3} = 1,428 \frac{lb}{pie^3}$$

2.- Cálculo de la tasa de flujo de vapor a 100 %, equivalente, q^* , (Ec. 3.19)

De la tabla 3.2, se tiene que para las condiciones de medición,

$$C = 2,788$$

Luego,

$$q^* = 2,788 \times \sqrt{1,428} \times \sqrt{38,4} = 20,62 \frac{gal}{min}$$

La tasa de flujo de agua, q , hay que convertirla también a $\frac{gal}{min}$. Por tanto:

$$q = \frac{800 \frac{B}{D} \times 42 \frac{gal}{B}}{1,440 \frac{min}{D}} = 23,33 \frac{gal}{min}$$

En consecuencia:

$$\begin{aligned} \sqrt{X} &= 20,62/23,33 \\ X &= 0,78 = 78\%. \end{aligned}$$

3.14- MEDICION DEL FLUJO DE VAPOR

La medición del flujo de vapor en aplicaciones de campo es complicada, dado que la medición debe ser realizada en la región bi-fásica. Existen correlaciones

adecuadas para medir el vapor saturado o sobrecalentado, pero que no se aplican cuando la calidad del vapor es inferior a 90%.

En tratamientos de un solo pozo, el volumen de vapor inyectado en el pozo es igual al volumen de agua que alimenta el generador. El volumen de agua de alimentación es fácil y exactamente medible. El vapor inyectado a un solo pozo se calcula midiendo la caída de presión diferencial a través de un orificio o boquilla (nozzle). La Figura 3.5 ilustra la conexión de la celda de presión diferencial a la línea de vapor. Sin embargo, cuando el vapor se divide ("split") para inyectarlo en varios pozos desde un generador o banco de generadores, es difícil determinar el flujo de vapor inyectado a cada pozo.

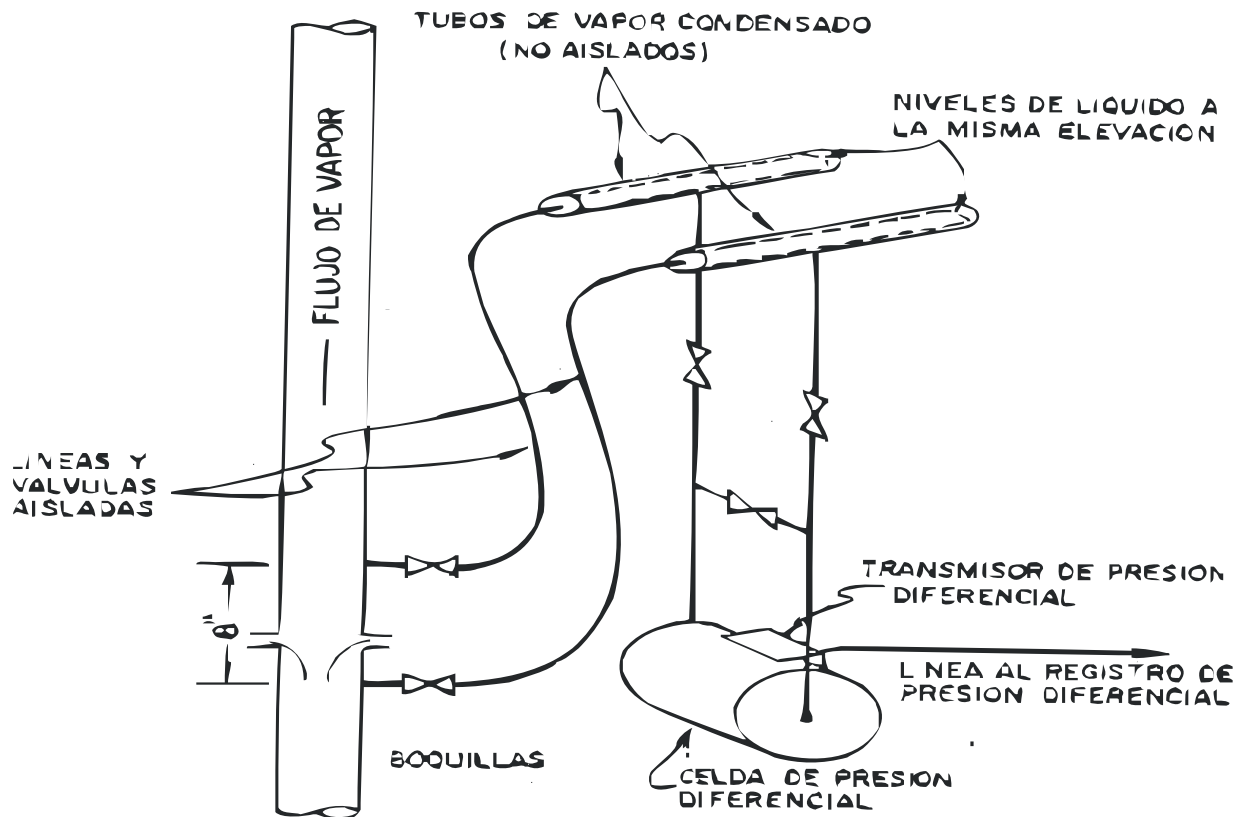


Figura 3.5 – Conexión típica de la celda de presión diferencial a la línea de flujo de vapor.

**Tabla 3.2.-Constantes del Medidor de Orificio⁸
(Medidor Tipo Fuelle)**

Diámetro del Orificio, pulg	Tubería del medidor de 2,626 pulg de DI		
	100 pulg agua	200 pulg agua	400 pulg agua
2,125	2,640	3,702	5,280
2,000	2,196	3,092	4,392
1,875	1,844	2,600	3,688
1,750	1,524	2,148	3,048
1,625	1,272	1,796	2,544
1,500	1,048	1,480	2,096
Diámetro del Orificio, pulg	Tubería del medidor de 3,068 pulg de DI		
2,375	3,144	4,440	6,288
2,250	2,692	3,800	5,384
2,125	2,312	3,260	4,624
2,000	1,980	2,788	3,960
1,875	1,688	2,380	3,376
1,750	1,424	2,004	2,848
1,625	1,208	1,704	2,416
1,500	1,016	1,432	2,032
1,375	0,844	1,192	1,688
1,250	0,692	0,976	1,384
Diámetro del Orificio, pulg	Tubería del medidor de 3,438 pulg de DI		
2,750	4,380	6,200	8,760
2,625	3,820	5,400	7,640
2,500	3,320	4,692	6,640
2,375	2,872	4,060	5,740
2,250	2,504	3,544	5,008
2,125	2,192	3,100	4,384
2,000	1,892	2,672	3,784
1,875	1,624	2,300	3,248
1,750	1,400	1,980	2,800
1,625	1,192	1,684	2,384
1,500	1,000	1,416	2,000
1,375	0,836	1,180	1,668
1,250	0,688	0,972	1,376
1,125	0,556	0,784	1,108
1,000	0,436	0,616	0,872
Diámetro del Orificio, pulg	Tubería del medidor de 4,026 pulg de DI		
3,000	4,840	6,860	9,680
2,875	4,320	6,116	8,640
2,750	3,828	5,420	7,652
2,625	3,400	4,808	6,800
2,500	3,008	4,260	6,012

Dependiendo del grado de exactitud deseado, se pueden tomar unas suposiciones simples, para facilitar la determinación de las tasas de vapor correspondientes a cada pozo. Así, si cada pozo es equipado con un medidor de orificio idéntico y la calidad del vapor es la misma en cada orificio, entonces, la tasa de flujo de vapor será proporcional a la caída de presión diferencial y a la presión de flujo corriente arriba. Así por ejemplo, para el caso de un solo generador de vapor y para dos pozos inyectores (ver diagrama esquemático en Figura 3.6), el flujo de vapor inyectado a cada pozo puede ser calculado mediante la siguiente ecuación:

$$W = C (\Delta p \times p)^{1/2} \quad (3.22)$$

donde:

W = tasa de flujo de vapor, $\frac{lb}{h}$

C = constante del medidor de orificio

Δp = presión diferencial, *pulgadas de agua*

p = presión absoluta, *lpca*

Luego, considerando las suposiciones establecidas, la relación entre los pozos 1 y 2, será:

$$\frac{W_1}{W_2} = \left(\frac{\Delta p_1 \times p_1}{\Delta p_2 \times p_2} \right)^{1/2} \quad (3.23)$$

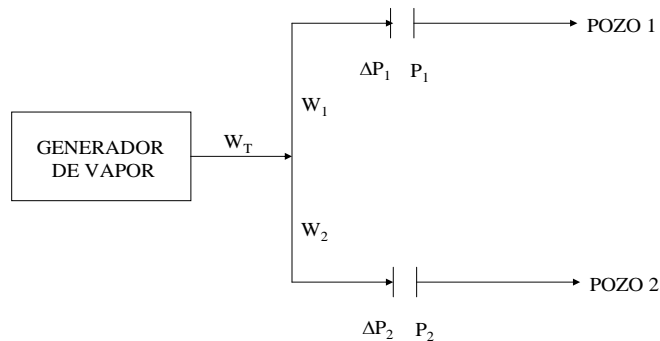


Figura 3.6 – Diagrama Esquemático de la Inyección de Vapor a dos Pozos

Con
$$W_t = W_1 + W_2 \quad (3.24)$$

El siguiente ejemplo ilustrará el uso de las ecuaciones anteriores, para el caso de inyección de vapor a dos pozos, por medio de un generador.

EJEMPLO 3.3

Vapor de un generador de 22 $\frac{MMBTU}{h}$ fluye a una tasa de 525.000 $\frac{lb}{d}$ y es inyectado en dos pozos. Los medidores en ambas líneas son idénticos y están localizados cerca de la "T" donde se divide el flujo. Por lo tanto, la calidad es la misma en ambas líneas. En el pozo 1, la caída de presión a través del orificio es de 160 *pulgadas de agua* y la presión de flujo, 850 *lpca*. En el pozo 2, estos valores son 110 *pulgadas de agua* y 870 *lpca*, respectivamente. Determinar el flujo de vapor para cada pozo.

SOLUCION

Cálculo de W_1 y W_2 (Ec. 3.23)

$$\frac{W_1}{W_2} = \left(\frac{160 \times 850}{110 \times 870} \right)^{1/2}$$

luego,

$$W_1 = 1,192 W_2$$

Al aplicar la Ec. 3.24 se tiene entonces:

$$W_T = 1,192 W_2 + W_2 = 2,192 W_2$$

de donde:

$$W_2 = \frac{W_t}{2,192}$$

y en consecuencia

$$W_2 = \frac{525.000 \frac{lb}{d}}{2,192} = 239.507 \frac{lb}{d}$$

De donde resulta
$$W_1 = 1,192 \times 239.507 \frac{lb}{d} = 285.493 \frac{lb}{d}$$

De manera similar, el flujo de vapor para cualquier número de pozos puede determinarse si se conoce la tasa total de generación de vapor.

Otra manera de determinar el flujo de vapor inyectado a pozos individuales, es aproximando el flujo del vapor a flujo crítico. Para ello, se coloca en cada pozo un estrangulador (“choke”) y se trata de mantener flujo crítico. En este caso, cada pozo recibe teóricamente la misma cantidad de vapor o una cantidad proporcional al área de flujo del estrangulador. Una desventaja de esta técnica, es que se requiere una gran caída de presión para mantener flujo crítico.

3.15.- DISTRIBUCION DEL VAPOR

Una vez que el vapor ha sido descargado del generador de vapor, él es transportado al cabezal del pozo. La distancia del generador al cabezal del pozo es pequeña si se usa un generador portátil o considerable si la generación se efectúa en una localización central y de allí se distribuye a múltiples pozos. Idealmente, es preferible tener distancias cortas desde el generador a los pozos, ya que se disminuirían las pérdidas de calor y las condiciones de diseño serán mínimas. Si la distancia del generador de vapor al cabezal del pozo excede de unos 100 pies, las consideraciones de diseño se multiplicarán.

3.16.- TABLAS DE VAPOR

Aún cuando las ecuaciones para estimar las propiedades del agua y del vapor presentadas en este capítulo son suficientemente precisas, para cálculos manuales a veces resulta más cómodo utilizar tablas de vapor como las presentadas a continuación, en la Tabla 3.3. Valores obtenidos a partir de las correlaciones de Ejoigu, G. C. y Fiori, M² se muestran en la Tabla 3.4.

Tabla 3.3.- TABLAS DE VAPOR ⁹

Temp., °F	Presión Abs., lpca	Volumen Especifico (pie ³ /lb)			Entalpía (BTU/lb)		
		Vw	Vws	Vs	Hw	Lv	Hs
32	0,08854	0,01602	3.306,00	3.306,00	0	1.075,80	1.075,80
35	0,09995	0,01602	2.947,00	2.947,00	3,02	1.074,10	1.077,10
40	0,1217	0,01602	2.444,00	2.444,00	8,05	1.071,30	1.079,30
45	0,14752	0,01602	2.036,40	2.036,40	13,06	1.068,40	1.081,50
50	0,17811	0,01603	1.703,20	1.703,20	18,07	1.065,60	1.083,70
60	0,2563	0,01604	1.206,60	1.206,70	28,06	1.059,90	1.088,00
70	0,3631	0,01606	867,8	867,9	38,04	1.054,30	1.092,30
80	0,5069	0,01608	633,1	633,1	48,02	1.048,60	1.096,60
90	0,6982	0,0161	468	468	57,99	1.042,90	1.100,90
100	0,9492	0,01613	350,3	350,4	67,97	1.037,20	1.105,20
110	1,2748	0,01617	265,3	265,4	77,94	1.031,60	1.109,50
120	1,6924	0,0162	203,25	203,27	87,92	1.025,80	1.113,70
130	2,2225	0,01625	157,32	157,34	97,9	1.020,00	1.117,90
140	2,8886	0,01629	122,99	123,01	107,89	1.014,10	1.122,00
150	3,718	0,01634	97,06	97,07	117,89	1.008,20	1.126,10
160	4,741	0,01639	77,27	77,29	127,89	1.002,30	1.130,20
170	5,992	0,01645	62,04	62,06	137,9	996,3	1.134,20
180	7,51	0,01651	50,21	50,23	147,92	990,2	1.138,10
190	9,339	0,01657	40,94	40,96	157,95	984,1	1.142,00
200	11,526	0,01663	33,62	33,64	167,99	977,9	1.145,90
210	14,123	0,0167	27,8	27,82	178,05	971,6	1.149,70
212	14,696	0,01672	26,78	26,8	180,07	970,3	1.150,40
220	17,186	0,01677	23,13	23,15	188,13	965,2	1.153,40
230	20,78	0,01684	19,365	19,382	198,23	958,8	1.157,00
240	24,969	0,01692	16,306	16,323	208,34	952,2	1.160,50
250	29,825	0,017	13,804	13,821	218,48	945,5	1.164,00
260	35,429	0,01709	11,746	11,763	228,64	938,7	1.167,30
270	41,858	0,01717	10,044	10,061	238,84	931,8	1.170,60
280	49,203	0,01726	8,628	8,645	249,06	924,7	1.173,80
290	57,556	0,01735	7,444	7,461	259,31	917,5	1.176,80
300	67,013	0,01745	6,449	6,466	269,59	910,1	1.179,70
310	77,68	0,01755	5,609	5,626	279,92	902,6	1.182,50
320	89,66	0,01765	4,896	4,914	290,28	894,9	1.185,20
330	103,06	0,01776	4,289	4,307	300,68	887	1.187,70
340	118,01	0,01787	3,77	3,788	311,13	879	1.190,10
350	134,63	0,01799	3,324	3,342	321,63	870,7	1.192,30
360	153,04	0,01811	2,939	2,957	332,18	862,2	1.194,40
370	173,37	0,01823	2,606	2,625	342,79	853,5	1.196,30
380	195,77	0,01836	2,317	2,335	353,45	844,6	1.198,10
390	220,37	0,0185	2,0651	2,0836	364,17	835,4	1.199,60
400	247,31	0,01864	1,8447	1,8633	374,97	826	1.201,00
410	276,75	0,01878	1,6512	1,67	385,83	816,3	1.202,10
420	308,83	0,01894	1,4811	1,5	396,77	806,3	1.203,10
430	343,72	0,0191	1,3308	1,3499	407,79	796	1.203,80
440	381,59	0,01926	1,1979	1,2171	418,9	785,4	1.204,30
450	422,6	0,0194	1,0799	1,0993	430,1	774,5	1.204,60
460	466,9	0,0196	0,9748	0,9944	441,8	763,2	1.204,60
470	514,7	0,0198	0,8811	0,9	452,8	751,5	1.204,30
480	566,1	0,02	0,7972	0,8172	464,4	739,4	1.203,70
490	621,4	0,0202	0,7221	0,7423	476	726,8	1.202,80
500	680,8	0,0204	0,6545	0,6749	487,8	713,9	1.201,70
520	812,4	0,0209	0,5385	0,5594	511,9	686,4	1.198,20
540	962,5	0,0215	0,4434	0,464	536,6	656,6	1.193,20
560	1.133,10	0,0221	0,3647	0,3868	562,2	624,2	1.186,40
580	1.325,80	0,0228	0,298	0,3217	588,9	588,4	1.177,30
600	1.542,90	0,0236	0,2432	0,2668	617	548,5	1.165,50
620	1.786,60	0,0247	0,1955	0,2201	646,7	503,6	1.150,30
640	2.059,70	0,026	0,1538	0,1708	678,6	452	1.130,50
660	2.365,40	0,0278	0,1165	0,1442	714,2	390,2	1.104,40
680	2.708,10	0,0305	0,081	0,1115	757,3	309,9	1.067,20
700	3.093,70	0,0369	0,0392	0,0761	823,3	172,1	995,4
705,4	3.206,20	0,0503	0	0,05	902,7	0	902,7

**Tabla 3.4.- Propiedades del Agua y del Vapor-Correlaciones de EJOIGU, G.C
y FIORI, M²**

Ps (Ipsca)	Ts (°F)	Hw (BTU/lb)	Hs (BTU/lb)	Lv (BTU/lb)	V _w (Pie cúb/lb)	V _s (Pie cúb/lb)	μ _w (Lb/pie-seg)	μ _s (Lb/pie-seg)
500	466,67	447,26	1204,64	757,39	0,0197488	0,9337420	0,0000740202	0,0000116307
520	470,76	452,25	1204,51	752,26	0,0198231	0,8960200	0,0000733794	0,0000117132
540	474,74	457,10	1204,34	747,23	0,0198975	0,8610922	0,0000727730	0,0000117936
560	478,60	461,83	1204,14	742,30	0,0199718	0,8286593	0,0000721973	0,0000118721
580	482,36	466,44	1203,91	737,46	0,0200462	0,7984631	0,0000716491	0,0000119490
600	486,02	470,94	1203,65	732,71	0,0201205	0,7702800	0,0000711256	0,0000120242
620	489,59	475,33	1203,36	728,03	0,0201949	0,7439152	0,0000706245	0,0000120979
640	493,06	479,62	1203,05	723,43	0,0202692	0,7191981	0,0000701435	0,0000121703
660	496,46	483,82	1202,71	718,89	0,0203436	0,6959791	0,0000696810	0,0000122413
680	499,77	487,92	1202,34	714,42	0,0204179	0,6741259	0,0000692352	0,0000123112
700	503,01	491,94	1201,96	710,01	0,0204923	0,6535214	0,0000688048	0,0000123800
720	506,18	495,88	1201,54	705,66	0,0205666	0,6340617	0,0000683885	0,0000124477
740	509,28	499,74	1201,11	701,37	0,0206410	0,6156538	0,0000679851	0,0000125144
760	512,32	503,53	1200,65	697,12	0,0207153	0,5982147	0,0000675936	0,0000125802
780	515,29	507,24	1200,17	692,93	0,0207897	0,5816700	0,0000672131	0,0000126452
800	518,21	510,89	1199,66	688,77	0,0208640	0,5659525	0,0000668428	0,0000127095
820	521,07	514,47	1199,14	684,66	0,0209384	0,5510017	0,0000664819	0,0000127729
840	523,87	517,99	1198,59	680,60	0,0210127	0,5367629	0,0000661297	0,0000128357
860	526,63	521,45	1198,02	676,57	0,0210871	0,5231863	0,0000657857	0,0000128979
880	529,34	524,86	1197,43	672,57	0,0211614	0,5102268	0,0000654492	0,0000129595
900	531,99	528,21	1196,82	668,61	0,0212358	0,4978433	0,0000651198	0,0000130205
920	534,61	531,50	1196,19	664,69	0,0213101	0,4859983	0,0000647969	0,0000130810
940	537,18	534,75	1195,54	660,79	0,0213845	0,4746572	0,0000644801	0,0000131411
960	539,70	537,94	1194,86	656,92	0,0214588	0,4637888	0,0000641691	0,0000132007
980	542,19	541,09	1194,17	653,08	0,0215332	0,4533639	0,0000638633	0,0000132599
1000	544,64	544,19	1193,46	649,27	0,0216075	0,4433560	0,0000635626	0,0000133187
1020	547,04	547,25	1192,73	645,48	0,0216819	0,4337406	0,0000632665	0,0000133772
1040	549,42	550,27	1191,98	641,71	0,0217562	0,4244950	0,0000629748	0,0000134354
1060	551,76	553,24	1191,21	637,97	0,0218306	0,4155983	0,0000626872	0,0000134933
1080	554,06	556,18	1190,43	634,25	0,0219049	0,4070311	0,0000624034	0,0000135509
1100	556,33	559,07	1189,62	630,55	0,0219793	0,3987755	0,0000621232	0,0000136083
1120	558,57	561,93	1188,79	626,86	0,0220536	0,3908146	0,0000618464	0,0000136655
1140	560,78	564,75	1187,95	623,20	0,0221280	0,3831332	0,0000615726	0,0000137225
1160	562,95	567,54	1187,09	619,55	0,0222023	0,3757166	0,0000613018	0,0000137793
1180	565,10	570,29	1186,21	615,91	0,0222767	0,3685514	0,0000610338	0,0000138360
1200	567,22	573,01	1185,31	612,30	0,0223510	0,3616250	0,0000607682	0,0000138926
1220	569,32	575,70	1184,39	608,69	0,0224254	0,3549257	0,0000605051	0,0000139490
1240	571,39	578,35	1183,46	605,10	0,0224997	0,3484426	0,0000602442	0,0000140054
1260	573,43	580,98	1182,51	601,53	0,0225741	0,3421652	0,0000599853	0,0000140617
1280	575,44	583,57	1181,54	597,96	0,0226484	0,3360841	0,0000597284	0,0000141179
1300	577,44	586,14	1180,55	594,41	0,0227228	0,3301900	0,0000594733	0,0000141742
1320	579,40	588,68	1179,55	590,87	0,0227971	0,3244745	0,0000592198	0,0000142303
1340	581,35	591,19	1178,53	587,34	0,0228715	0,3189297	0,0000589678	0,0000142865

3.17.- PROBLEMAS

1. Calcular la temperatura de saturación, entalpía del agua saturada, calor latente, volumen específico y calor total, para vapor húmedo con 85% de calidad, a presiones de 300, 1.200 y 2.500 *lpca*, respectivamente, utilizando las correlaciones de Farouq Ali y las de Ejiogu y Fiori. Comparar las respuestas con los valores tabulados en las tablas de vapor y calcular el porcentaje de error en cada caso.

2. Elaborar un diagrama de temperatura entalpía para el agua. Indicar sobre él las líneas de presión constante de 200, 400, 1.000 y 2.000 *lpca*.

3. En un proceso térmico se desea inyectar un fluido caliente a una temperatura no mayor de 600 °F (basado en consideraciones de resistencia del equipo del pozo) en una formación a una temperatura de 110 °F y se requiere suministrar a la formación $5 \times 10^6 \frac{BTU}{h}$. Las posibles escogencias son: aire caliente ($c_e =$

$0,249 \frac{BTU}{lb-F}$), agua caliente ($c_e = 1,195 \frac{BTU}{lb-F}$), vapor saturado de 80% de calidad, vapor seco y saturado y vapor súper calentado con 50 °F de supercalentamiento. ¿Que cantidad de fluido en $\frac{lb}{h}$ tendrá que ser inyectado en cada caso?. Obtener las cantidades relativas con referencia al vapor húmedo.

4. Se deja entrar vapor en un recipiente que contiene 10 *lb* de agua a una temperatura de 300 °F. Si la presión del vapor es de 500 *lpca* y cuando la temperatura del agua se hace igual a la del vapor, el peso de la mezcla es de 12,75 *lb*, ¿cuál será la *calidad* del vapor inyectado?

5. Vapor a una presión de 200 *lpca* está siendo expandido a entalpía constante a través de una válvula, a la *presión atmosférica*. El vapor resultante tiene una temperatura de 219 °F. Calcular la *calidad* del vapor original. (El calor específico vapor a 219 °F es de 0,50 $BTU/lb-^{\circ}F$). Este proceso ilustra una técnica para determinar la calidad del vapor.

3.18.- REFERENCIAS

1. Farouq Ali, S.M. : **“Oil Recovery by Steam Injection”** Producers Publishing Co., Inc. , Bradford, PA (1970) 5-6.
2. Ejiogu, G.C., and Fiori, M.: **“High-Pressure Saturated Steam Correlations”**, J.P.T., (Dec. 1978) 1585-1590.
3. Jones, J.: **“Cyclic Steam Reservoir Model for Viscous Oils, Pressure Depleted, Gravity Drainage Reservoirs”** SPE paper 6544 presented at the 1977 SPE California Regional Meeting, Bakersfield, April 13-15.
4. Cox, D. O., and Chesnut, D. A., **“Equations for Some Thermodynamic Properties of Saturated Steam”**, SPE paper 5960, available at SPE, Richardson, TX.
5. **“Thermodynamic Properties of Water and Steam, Viscosity of Water and Steam, Thermal Conductivity of Water and Steam”**, ASME Steam Tables, Edward Arnold Ltd., London (1967) 104.
6. Welder, B. Q.: **“Automation Does Well in Steam Injection”**, Oil & Gas Journal, (Nov. 15, 1965)
7. Spink, L. P., **“Practice of Flow Meter Engineering”**, (Foxboro Company).
8. Pryor, J. A.: **Orifice Meter Measures Steam Quality”**, Oil & Gas Journal (May 30, 1966) 86-88
9. Keenan, J. H., and Keyes, F. G.: **“Thermodynamic Properties of Steam”**, John Wiley & Sons, Inc., First Edition, 1964.
10. Smith, Ch. R.: **“Mechanics of Secondary Oil Recovery”**, Reinhold Publishing Co, New York, 1966

CAPÍTULO IV

PÉRDIDAS DE CALOR DURANTE LA TRANSMISIÓN DE FLUIDOS CALIENTES

Dada la diferencia de temperatura existente entre el agua caliente, aire caliente o vapor, y el medio ambiente que rodea las líneas de superficie (líneas que transportan el fluido hasta el cabezal del pozo) y la tubería de inyección en el hoyo del pozo, parte del contenido de calor del fluido que fluye se pierde antes de llegar a la formación. Por lo tanto, es importante cuantificar cuanto calor se pierde y tratar de reducir éstas pérdidas a un valor mínimo.

Ramey¹, muestra las pérdidas de calor en un sistema de inyección empezando en la unidad térmica o fuente de calor, con las subsecuentes pérdidas de calor ocurriendo en las líneas de inyección de superficie, en el cabezal de inyección, el pozo y finalmente en la formación y en los estratos adyacentes. Las pérdidas de calor de tal sistema se ilustran en la figura 4.1.

El objetivo de éste capítulo, es presentar los métodos utilizados en el cálculo de las pérdidas de calor en líneas de superficie y en el hoyo del pozo, pero antes es necesario revisar algunas ideas básicas sobre los mecanismos de transferencia de calor.

4.1.- MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR^{2,3}

Por definición, calor es la energía que se transfiere como resultado de una diferencia o gradiente de temperatura. Matemáticamente es una cantidad vectorial, en el sentido que fluye de regiones de altas temperaturas a regiones de baja temperatura.

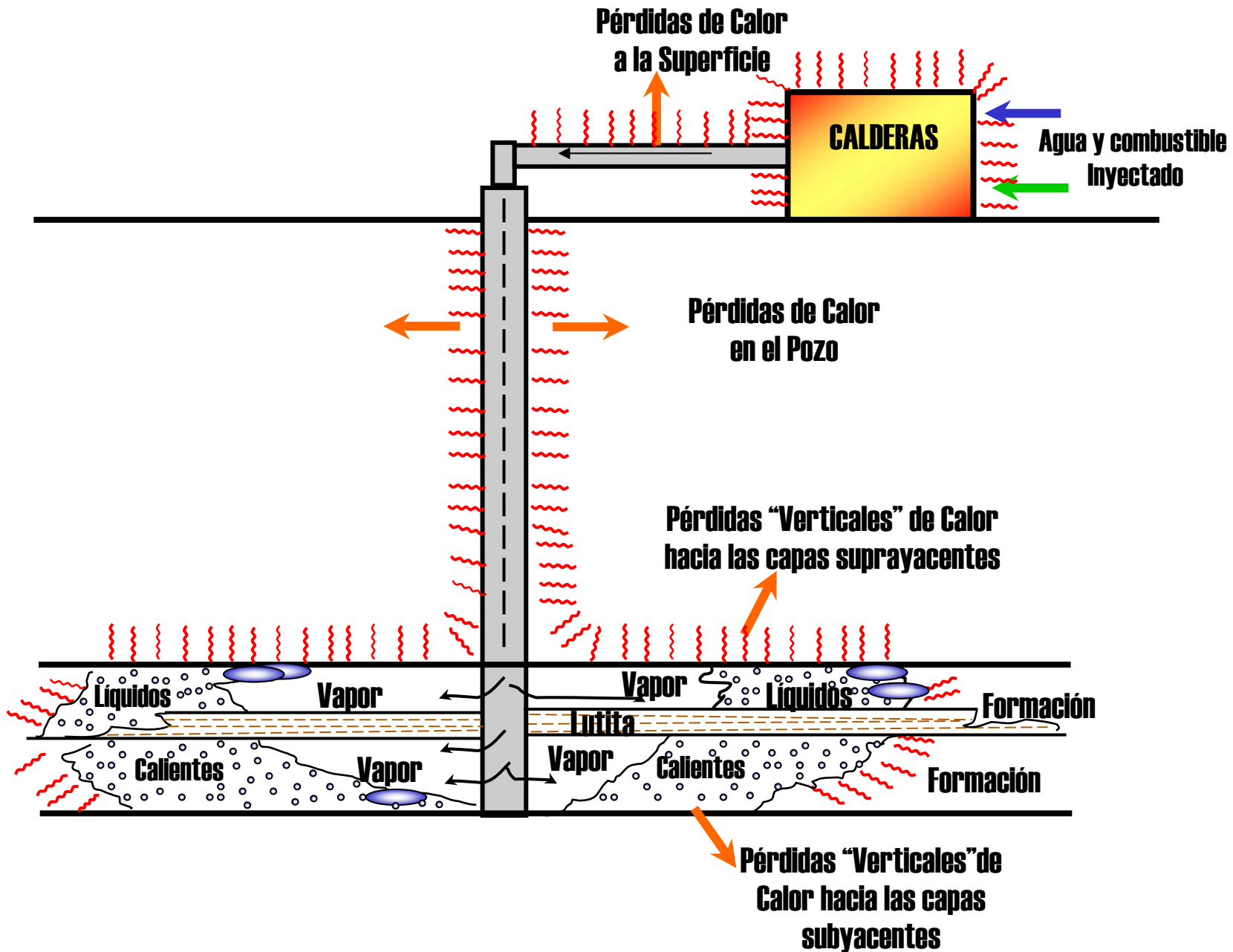


Figura 4.1-Pérdidas de calor durante la inyección de fluidos calientes¹

Los mecanismos básicos de transferencia de calor son: conducción, radiación y convección, aunque una inspección detallada del mecanismo de convección revela que este es una combinación de los mecanismos de radiación y conducción.

4.1. a .- CONDUCCIÓN

Es la transferencia de calor de una parte de un cuerpo a alta temperatura, a otra parte del mismo, a menor temperatura, o de un cuerpo a alta temperatura a otro cuerpo a menor temperatura, en contacto físico con él. Si las temperaturas de los cuerpos no cambian con el tiempo, (o sea, el proceso ocurre bajo condiciones de flujo continuo), la ley física que describe el calor por conducción se conoce como la primera Ley de Fourier⁴, propuesta en 1822, y viene dada por:

$$\frac{Q_c}{A} = -K_H \frac{\partial T}{\partial x} \quad (4.1)$$

donde:

Q_c = Tasa de flujo de calor por conducción en *BTU/h*

A = Área a través de la cual ocurre el flujo en *pie²*

$\frac{\partial T}{\partial x}$ = Gradiente de temperatura en *F/pie*

K_H = Conductividad térmica del material en $\frac{BTU}{h - pie - F}$.

$$\left(1 \frac{BTU}{h - pie - F} = 4,136 \times 10^{-3} \frac{cal}{seg - cm - K}\right)$$

El signo negativo indica que la transferencia de calor es en la dirección de menor temperatura.

La ecuación (4.1) aplica para la conducción en sólidos, líquidos y gases, aunque como es de esperarse, el valor de K_H es mayor para sólidos que para líquidos y gases. Esta ecuación se puede integrar considerando diferentes tipos de cuerpos. Así, si la aplicamos a un cuerpo de área A , espesor ΔX , con flujo lineal de calor y diferencia de temperatura igual a ΔT , se obtiene:

$$Q_c = \frac{K_H A \Delta T}{\Delta X} \quad (4.2)$$

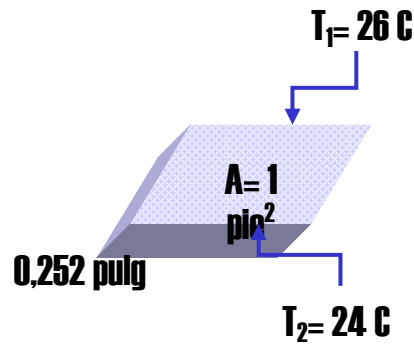
Si se aplica a un tubo cilíndrico, de longitud L , con radios r_{ti} (interno) y r_{to} (externo) respectivamente, al integrar la ecuación 4.1 se obtiene (flujo radial)

$$Q_c = \frac{2\pi K_H L \Delta T}{\ln \frac{r_{to}}{r_{ti}}} \quad (4.3)$$

EJEMPLO 4.1

Se tiene una lámina plástica de área igual a 1 pie^2 y de espesor $0,252 \text{ pulgadas}$ que conduce calor a razón de 3 watt , con temperaturas a la entrada de 26 C y a la salida de 24 C . Calcular la conductividad térmica a la temperatura promedio de 25 C en $\frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$.

C en $\frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$.



SOLUCIÓN

Despejando K_H de la ecuación 4.2 queda:

$$K_H = \frac{Q_c \Delta x}{A \Delta T}$$

$$Q_c = 3 \text{ watt} = 3 \frac{\text{joule}}{\text{seg}} = 3 \frac{\text{joule}}{\text{seg}} \times 0,23901 \frac{\text{cal}}{\text{joule}} = 0,717 \frac{\text{cal}}{\text{seg}}$$

$$= \frac{0,717 \times 3.600 \text{ BTU}}{252 \text{ h}} = 10,24 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$\Delta T = 2 \text{ C} = \frac{2 \times 9}{5} \text{ F} = 3,6 \text{ F}$$

entonces

$$K_H = \frac{10,24 \frac{BTU}{h} \times \left(\frac{0,252}{12} \right) pie}{1 pie^2 \times 3,6F} = 0,0598 \frac{BTU}{h \times pie \times F}$$

Si la temperatura del cuerpo varía con el tiempo, la ecuación de Fourier aplica solamente para un momento dado en que la distribución de temperatura sea conocida. La distribución de temperatura en función de tiempo es obtenida de la ecuación básica de Fourier para conducción de calor y de un balance de calor.

Considerando un elemento de volumen con área $dydz$ y espesor dx , el calor que entra a lo largo del eje x es:

$$-K_{Hx}(dydz) \left(\frac{\partial T}{\partial x} \right) dt \quad (4.4)$$

y el que sale es:

$$-(dydz) \left(K_{Hx} \frac{\partial T}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(K_{Hx} \frac{\partial T}{\partial x} \right) dx \right) dt \quad (4.5)$$

La diferencia entre lo que entra y lo que sale, a lo largo de los tres ejes, es igual a lo que se almacena en el elemento, resultando la ecuación diferencial general para la distribución de temperatura en función del tiempo, expresada en coordenadas rectangulares por:

$$\frac{1}{\rho c_p} \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(K_{Hx} \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(K_{Hy} \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(K_{Hz} \frac{\partial T}{\partial z} \right) \right] = \frac{\partial T}{\partial t} \quad (4.6)$$

Despreciando la variación de K_H con temperatura, y suponiendo que la sustancia es homogénea e isotrópica, entonces la ecuación (4.6) se transforma en:

$$\frac{K_H}{\rho c_p} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) = \frac{\partial T}{\partial t} \quad (4.7)$$

donde el término $\frac{K_h}{\rho c_p}$ es la difusividad térmica α .

Introduciendo α en la ecuación (4.7) se obtiene:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} \quad (4.8)$$

donde la difusividad térmica α está en $\frac{pie^2}{h}$ cuando ρ está en $\frac{lb}{pie^3}$, el calor específico c_p en $BTU/lb-F$ y la conductividad térmica K_h en $BTU/h-pie-F$. T es la temperatura en F , t el tiempo en *horas*, y x, y, z se refieren a distancias en *pies*. Desde luego la ecuación (4.8) se puede escribir en otros sistemas de coordenadas diferentes del cartesiano. En la tabla 4.1 se muestran valores de K a diferentes temperaturas.

Tabla 4.1
Valores de K a diferentes T

Material	Temperatura (C)	K_h $\left(\frac{cal}{seg - cm - K}\right)$
Al sólido	100	0,492
	300	0,640
	600	1,01
Al líquido	700	0,247
	790	0,290
Cobre sólido	18	0,918
	100	0,908
Acero	18	0,112
	100	0,107

4.1.b.- RADIACIÓN:

Es el proceso por el cual el calor es transferido por ondas electromagnéticas. La ecuación básica fue descubierta empíricamente por Stefan⁵ en 1879 y derivada teóricamente por Boltzmann⁶ en 1884, y viene dada por:

$$\frac{Q_r}{A} = \sigma \varepsilon (T_1^{*4} - T_2^{*4}); \quad T_1^* > T_2^* \quad (4.9)$$

donde Q_r/A es la tasa de flujo de calor por radiación en BTU/h , A es el área a través de la cual ocurre el flujo de calor, en pie^2 , σ es la constante de Stefan-

Boltzman ($\sigma = 0,1713 \times 10^{-8} \frac{BTU}{h - pie^2 - F^4}$ ò $1,355 \times 10^{-12} \frac{cal}{seg - cm^2 - K^4}$), T_1^* es la

temperatura absoluta del cuerpo a mayor temperatura en $^{\circ}R$ y T_2^* la temperatura absoluta del cuerpo a menor temperatura en $^{\circ}R$ y ε es la emisividad de la superficie. La emisividad es una medida de la habilidad de una superficie de absorber radiación. Las emisividades son adimensionales e iguales o menores que la unidad, y dependen de la naturaleza de la superficie. La tabla 4.2 presenta las emisividades aproximadas en algunos metales⁷.

Tabla 4.2
Emisividades aproximadas de algunos metales⁷.

METAL	TEMPERATURA (F)	EMISIVIDAD (ε)
Aluminio oxidado	400 -1.100	0,11 – 0,19
Aluminio no oxidado	400 -1.100	0,04 – 0,08
Hierro, acero oxidado	400 -1.100	0,75 – 0,95
Hierro, acero no oxidado	350 -1.200	0,05 – 0,30
Acero inoxidable	75 - 210	0,07 – 0,30
Acero pulido	430 – 1.600	0,05 – 0,06

La ecuación (4.9) se escribe de otra forma utilizando el coeficiente de transferencia de calor por radiación,

$$\frac{Q_r}{A} = h_r (T_1^* - T_2^*) \quad (4.10)$$

donde h_r está definido por:

$$h_r = \sigma \varepsilon (T_1^{*2} + T_2^{*2}) (T_1^* + T_2^*) \quad (4.11)$$

y h_r se expresa en $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$. Los demás términos ya fueron definidos.

4.1.c.- CONVECCIÓN:

Es la transferencia de calor desde una superficie hacia un fluido en movimiento (o del fluido en movimiento hacia la superficie) en contacto con ella, o de una parte

de un fluido en movimiento a mayor temperatura hacia otra parte del mismo fluido a menor temperatura. Si el movimiento del fluido se debe a la aplicación de alguna fuerza (bomba, abanico, etc.), se dice que existe convección forzada. Si el fluido se mueve por diferencia de densidades debido a diferencias de temperaturas, se dice que hay convección libre. En ambos casos, la transferencia de calor viene dada por:

$$\frac{Q_c}{A} = h_c |T_f - T_s| \quad (4.12)$$

donde q_c es la tasa de flujo de calor por convección en BTU/h , A es el área a través de la cual ocurre el flujo de calor en pie^2 , h_c es el coeficiente de transferencia de calor por convección en $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$, T_f y T_s las temperaturas del fluido y de la superficie, respectivamente, en $^{\circ}F$. Se escoge valor absoluto para tomar en cuenta el flujo de calor del fluido hacia la superficie o de la superficie hacia el fluido, según T_f sea mayor o menor que T_s .

El mecanismo de convección es realmente una combinación de conducción y radiación, influenciada por el movimiento del fluido. Si se considera despreciable la radiación, como en el caso de líquidos, el coeficiente h_c se puede definir por :

$$h_c = \frac{Q_c/A}{|T_f - T_s|} = -K_h \frac{\left| \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{\text{superficie}}}{|T_f - T_s|} \quad (4.13)$$

o sea, el coeficiente de transferencia de calor por convección es el gradiente adimensional de temperatura evaluado en la superficie considerada. Este depende de la geometría de la superficie, de las propiedades físicas del fluido y de la velocidad del fluido.

4.2.- EFICIENCIA TÉRMICA DEL GENERADOR DE VAPOR:

Las operaciones de inyección de calor (y pérdidas de calor) empiezan en la unidad térmica o generador. Los generadores usados en los proyectos de inyección de calor son los del tipo de una sola bombeada o de un sólo paso y se conocen también como generadores de vapor húmedo. Estos generadores pueden

funcionar con petróleo o gas y usualmente producen una calidad del 80%. Recientes mejoras en el diseño de los equipos generadores de vapor, permiten que estos operen bajo eficiencias del 80 al 90 %.

La eficiencia térmica de un generador de vapor se determina comúnmente a partir de la entalpía del vapor producido en relación con la energía total utilizada para generarlo, por lo tanto el conocimiento de la temperatura, el combustible consumido, la presión de vapor y calidad son necesarios para calcular la eficiencia.

EJEMPLO 4.2

Calcular la eficiencia térmica de un generador de vapor dados los siguientes datos:

Tasa de agua de alimentación	800 B/D
Temperatura del agua de alimentación	80 F
Combustible (gas) consumido	350 MPCN/D
Valor calorífico del combustible	960 BTU/PCN
Presión de descarga del generador	680 lpca
Calidad del vapor	81,3%

SOLUCIÓN:

1.- Calor total liberado.

$$Q_t = 350.000 \text{ (PCN/D)} \times 960 \text{ (BTU/PCN)} = 336 \times 10^6 \text{ BTU/D}$$

2.- Entalpía ganada por el vapor

a.- Entalpía del vapor:

$$H_{ws} = 487,7 \text{ (BTU/lb)} + 0,813 \times 714 \text{ (BTU/lb)} = 1.068,2 \text{ BTU/lb}$$

b.- Entalpía del agua de alimentación, ($c_w = 1,0 \text{ BTU/lb-F}$)

$$H_w = 1,0 \text{ (BTU/lb-F)} \times (80-32)F = 48 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H = H_{ws} - H_w = 1.020,2 \text{ BTU/lb}$$

3.- Calor total ganado por el vapor

$$Q = 800 \text{ (B/D)} \times 350 \text{ (lb/B)} \times 1.020,2 \text{ (BTU/lb)} = 285,7 \times 10^6 \text{ BTU/D}$$

4.- Eficiencia del generador

$$E = \left(\frac{285,7 \times 10^6 \text{ BTU / D}}{336 \times 10^6 \text{ BTU / D}} \right) = 0,85 = 85 \%$$

4.3.- PÉRDIDAS DE CALOR EN LÍNEAS DE SUPERFICIE:

El próximo punto de pérdidas de calor en un sistema de inyección, se encuentra en las líneas de transmisión de calor del generador al cabezal de inyección del pozo. En este tipo de pérdidas están incluidos los tres mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación. Su magnitud depende de la longitud de la tubería y su diámetro, de la naturaleza y espesor del aislante, y de la temperatura del fluido caliente en la línea y del medio ambiente que la rodea. Normalmente, se pueden encontrar temperaturas ambientes en el orden de -120 °F a $+120$ °F y velocidades del viento de 0 a 50 millas/h.

Todas estas condiciones afectan las pérdidas de calor y deben ser consideradas cuando se diseñan sistemas de inyección de vapor.

4.4.- CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR EN LÍNEAS DE SUPERFICIE:

Las pérdidas de calor en líneas de superficie, se pueden estimar en base a datos reportados en la literatura, tales como los presentados en la tabla 4.3⁸.

EJEMPLO 4.3

La tabla 4.3 muestra que una tubería de 3 pulgadas con un aislante de magnesio de $1 \frac{1}{2}$ pulg de espesor, pierde 115 BTU/h-pie de calor cuando la temperatura del fluido en su interior es de 400 F. Así, para una tubería de 100 pies de longitud, la pérdida de calor será:

$$Q = 115 \text{ (BTU/h-pie)} \times 100 \text{ (pie)} = 11.500 \text{ BTU/h}$$

Otra forma de calcular las pérdidas de calor en líneas de superficie (considerando transferencia de calor bajo condiciones de flujo continuo) es mediante la siguiente ecuación:

$$Q = A \times U \times (T_s - T_a) \quad (4.14)$$

donde:

Q : tasa de pérdidas de calor, BTU/h

A : área característica que usualmente coincide con una de las superficies a través de la cual se determinan las pérdidas de calor, pie^2 .

U : coeficiente de transferencia de calor total, referido a un área característica, $BTU/h-pie^2-F$

T_s : temperatura del fluido fluyendo en la tubería, $^{\circ}F$

T_a : temperatura del medio ambiente donde se encuentra la línea, $^{\circ}F$

El coeficiente total de transferencia de calor U , se determina evaluando los mecanismos de transferencia de calor actuando en un determinado sistema. Considérese el sistema ilustrado en la Fig. 4.2., el cual presenta la sección transversal de una tubería de radio interno r_{ti} , $pies$, radio externo r_{to} , $pies$, a través de la cual vapor a la temperatura T_s , $^{\circ}F$, está fluyendo. La tubería puede o no estar aislada, si está aislada el radio exterior será r_{ins} , $pies$. La temperatura en la superficie exterior de la tubería (desnuda o aislada) será T_{surf} , $^{\circ}F$, y la temperatura ambiente será T_a , $^{\circ}F$. Los mecanismos de transferencia de calor que actúan en el sistema son:

a.- Del fluido en movimiento a la pared interna de la tubería existe convección forzada, por lo que la tasa de flujo de calor viene dada por:

$$Q_1 = 2\pi r_{ti} h_f (T_s - T_{ti}) \Delta L \quad (4.15)$$

donde, h_f es el *coeficiente de película* ("film coefficient") de transferencia de calor o coeficiente de condensación.

Tabla 4.3.

PÉRDIDAS DE CALOR EN TUBERÍA DESNUDA Y TUBERÍA AISLADA⁸

Pérdidas de calor por unidad de área, $\frac{BTU}{h - pie^2}$, para temperatura

Aislamiento	Condiciones	interior de		
		200 F	400 F	600 F
Tubería de metal desnuda	Aire quieto, 0 F	540	1560	3120
	Aire quieto, 100 F	210	990	2250
	Viento de 10mph, 0 F	1010	2540	4680
	Viento de 10mph, 100 F			
	Viento de 40mph, 0 F	440	1710	3500
	Viento de 40mph, 100 F	700	2760	5650

Pérdidas de calor por unidad de longitud de tubería, $\frac{BTU}{h - pie}$, a temperatura interior de

Tubería con aislamiento de magnesio, temperatura del aire 80 F				
	200 F	400 F	600 F	800 F
<i>Estándar</i> en tubería de 3 pulg	50	150	270	440
<i>Estándar</i> en tubería de 6 pulg	77	232	417	620
1 ^{1/2} pulgada en tubería de 3 pulg	40	115	207	330
1 ^{1/2} pulg en tubería de 6 pulg	64	186	335	497
3 pulg en tubería de 3 pulg	24	75	135	200
3 pulg en tubería de 6 pulg	40	116	207	322

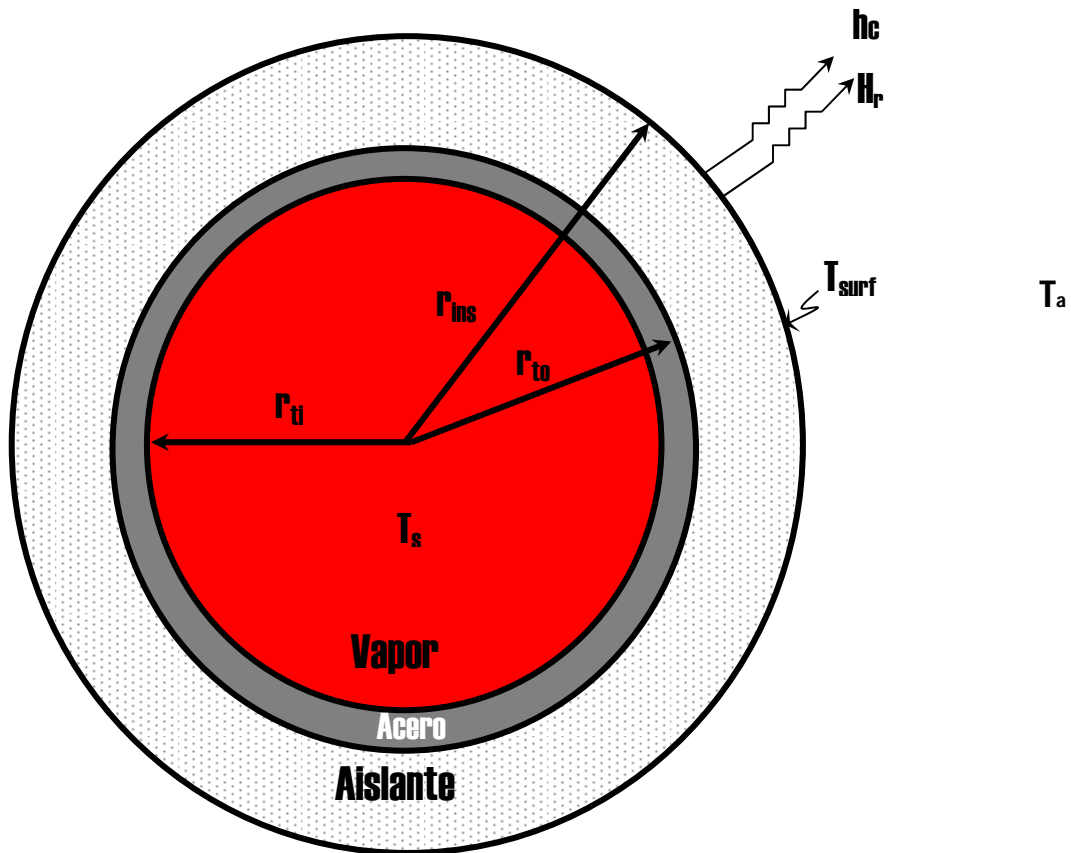


Figura 4.2- Representación esquemática de una tubería aislada, con vapor fluyendo en su interior.

b.- A través de la tubería (acero) existe conducción, luego:

$$Q_2 = \frac{2\pi K_{Hs} (T_{ti} - T_{to}) \Delta L}{\ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ti}}\right)} \quad (4.16)$$

c.- A través del aislante existe conducción, luego:

$$Q_3 = \frac{2\pi K_{hins} (T_{to} - T_{ins}) \Delta L}{\ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)} \quad (4.17)$$

d.- Del aislante hacia el medio ambiente existe convección y radiación, luego:

$$Q_4 = 2\pi r_{ins} (h_c + h_r) (T_{surf} - T_a) \Delta L \quad (4.18)$$

Donde h_c es el coeficiente de transferencia de calor por convección y h_r el coeficiente de transferencia de calor por radiación.

Dado que inicialmente se consideró transferencia de calor bajo condiciones de flujo continuo, se tiene que:

$$Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4 = Q = AU(T_s - T_a) \quad (4.19)$$

Además, notando que:

$$(T_s - T_a) = (T_s - T_{ii}) + (T_{ii} - T_{to}) + (T_{to} - T_{surf}) + (T_{surf} - T_a) \quad (4.20)$$

Luego, resolviendo las ecuaciones (4.15) – (4.18) para las respectivas diferencias de temperatura y sustituyendo estas en la ecuación (4.20), resulta:

$$(T_s - T_a) = \frac{Q}{2\pi\Delta L} \left[\frac{1}{r_{ii}h_f} + \frac{\ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ii}}\right)}{K_{hs}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{1}{r_{ins}(h_c + h_r)} \right] \quad (4.21)$$

Las áreas características comúnmente utilizadas son: el área interior ($2\pi r_{ii}\Delta L$), el área exterior ($2\pi r_{to}\Delta L$) de la tubería y el área exterior de aislante ($2\pi r_{ins}\Delta L$). Así, si se toma el área exterior de la tubería, y de acuerdo a la ecuación (4.14), se tiene:

$$Q = 2\pi r_{to} U_{to} (T_s - T_a) \Delta L \quad (4.22)$$

Al sustituir el valor de $(T_s - T_a)$ por su expresión en la ecuación 4.21, y despejando U_{to} , resulta

$$U_{to} = \frac{\frac{Q}{A}}{(T_s - T_a)} = \frac{\frac{Q}{2\pi r_{to} \Delta L}}{\frac{Q}{2\pi \Delta L} \left[\frac{1}{r_{ii}h_f} + \frac{\ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ii}}\right)}{K_{hs}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{1}{r_{ins}(h_c + h_r)} \right]} \quad (4.23)$$

Y luego de simplificar:

$$U_{to} = \left[\frac{r_{to}}{r_{ii}h_f} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ii}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{r_{to}}{r_{ins}(h_c + h_r)} \right]^{-1} \quad (4.24)$$

Si se utiliza el área interior de la tubería, resulta:

$$Q = 2\pi r_{ti} U_{ti} (T_s - T_a) \Delta L \quad (4.25)$$

de donde se puede obtener U_{ti} ,

$$U_{ti} = \left[\frac{1}{h_f} + \frac{r_{ti} \ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ti}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{ti} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{r_{ti}}{r_{ins}(h_c + h_r)} \right]^{-1} \quad (4.26)$$

Si se utiliza el área exterior del aislante la expresión de calor es:

$$Q = 2\pi r_{ins} U_{tins} (T_s - T_a) \Delta L \quad (4.27)$$

y para U_{tins} ,

$$U_{tins} = \left[\frac{r_{ins}}{r_{ti} h_f} + \frac{r_{ins} \ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ti}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{ins} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{1}{(h_c + h_r)} \right]^{-1} \quad (4.28)$$

Desde luego, expresiones similares para U pueden obtenerse para el caso de tubería desnuda (o sea, sin aislante). Los términos usados en las ecuaciones anteriores, se definen a continuación:

r_{ti} : radio interno de la tubería, *pies*

r_{to} : radio externo de la tubería, *pies*

r_{ins} : radio del aislante (o sea, $r_{ins} = r_{to} + \Delta r_{ins}$, siendo Δr_{ins} el espesor del aislante), *pies*

K_{hs} : conductividad térmica del material (acero) del cual está construida la línea, *BTU/h-pie-F*. Ver tabla 4.4

K_{hins} : conductividad térmica del material aislante, *BTU/h-pie-F*. Ver tabla 4.5.

h_r : Coeficiente de transferencia de calor por radiación entre la superficie exterior de la tubería o del aislante en caso que este exista y el medio ambiente, *BTU/h-pie-F*. Depende de la temperatura en la superficie exterior de la tubería o aislante,

T_{surf} , y de la temperatura ambiente, T_a . Se calcula mediante la ecuación (4.9) reemplazando T_1 por T_{surf} , y T_2 por T_a y haciendo ε igual a la emisividad de la superficie exterior de la tubería o del aislante en caso que este exista, notando que: $\varepsilon = 0$ para superficies reflectantes y $\varepsilon = 1$ para superficies oscuras (“black-body”).

h_f : coeficiente de película (“film coefficient”) de transferencia de calor o coeficiente de condensación entre el fluido y la superficie interna de la tubería, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$.

Aunque los coeficientes de película para agua caliente en flujo turbulento y para vapor, son bastantes altos (500 a $4000 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$), ofrecen muy poca resistencia al flujo de calor por lo que pueden despreciarse, pero deben calcularse en orden a evaluar su efecto.

Para el cálculo de h_f , se supone que la temperatura interior de la tubería es la misma que la del fluido fluyendo. Así, para evaluar el flujo de vapor húmedo, se utilizan las propiedades físicas del agua a la temperatura de saturación. La tabla 4.5, presenta las propiedades físicas del agua a presión atmosférica o presión de saturación.

Tabla 4.4
Conductividad Térmica de algunos metales³

METAL	TEMPERATURA(F)	$K_h \left(\frac{BTU}{h - pie - F} \right)$
Hierro puro	64	170,0
Hierro puro	42	39,0
Hierro dulce	64	34,9
Hierro dulce	212	34,6
Acero (1%C)	64	26,2
Acero (1%C)	212	25,9

Tabla 4.5
Conductividad Térmica de algunos materiales aislantes³

MATERIAL	TEMPERATURA	K_{hins}
	(F)	$\left(\frac{BTU}{h - pie - F}\right)$
Asbestos	68	0,043
Algodón	86	0,024
Balsa	86	0,025 – 0,030
Corcho	86	0,025
Fibra	70	0,028
Magnesio	70	0,034
Porcelana	392	0,880

Las siguientes ecuaciones son utilizadas para el cálculo de h_f .

a.- Para el caso de líquidos fluyendo sin cambio de fase en la región de flujo turbulento ($Re > 2100$), se utiliza la ecuación de Dittus-Boelter¹¹ dada por:

$$\frac{h_f d_{ii}}{k_{hf}} = 0,23 \left(\frac{d_{ii} G}{\mu_f} \right)^{0,8} \times \left(\frac{c_{pf} \mu_f}{k_{hf}} \right)^{0,4} \quad (4.29)$$

donde:

d_{ii} = diámetro interior de la tubería, en pies

K_{hf} = conductividad térmica del fluido, $\frac{BTU}{h - pie - F}$.

G = velocidad de la masa (o flujo de masa), $\frac{lb}{h - pie^2}$.

μ_f = viscosidad del fluido, $lb/h-pie$

Re = número de Reynolds ($Re = \frac{d_{ii} G}{\mu_f}$)

b.- Para el caso de aceites viscosos o flujo de líquidos de baja viscosidad en la región de flujo laminar ($Re < 2100$), se utiliza la ecuación de Sieder-Tate¹² dada por:

$$\frac{h_f d_{ti}}{K_{hf}} = 0,027 \left(\frac{\mu_f}{\mu_s} \right)^{0,14} \times \left(\frac{d_{ti} G}{\mu_f} \right)^{0,8} \left(\frac{c_{pf} \mu_f}{K_{hf}} \right)^{0,33} \quad (4.30)$$

donde:

μ_s = Viscosidad del vapor, evaluado a la temperatura superficial de la tubería (“film temperature”), *lb/pie-h*.

h_c = coeficiente de transferencia de calor por convección entre el fluido existente en el medio ambiente (aire generalmente) y la superficie exterior de la tubería o aislante en caso de existir, *BTU/h-pie²-F*. Depende de la presión y la temperatura del medio ambiente, y de si existe o no viento en el ambiente exterior, (o sea, de si existe convección forzada o libre).

Mediante análisis adimensional y experimentación³, se han desarrollado las siguientes ecuaciones para calcular h_c .

a.- Convección libre o natural.

McAdams³, presenta una correlación gráfica (Fig.4.3), de la cual el coeficiente de transferencia de calor por convección libre o natural puede ser estimado cuando las velocidades del viento son despreciables (< 10millas/h) o cero. La siguiente ecuación fue derivada a partir de esta correlación:

$$\frac{h_c d_e}{K_{ha}} = 0,53 \left[d_e^3 (T_{surf} - T_a) \frac{g \beta_a c_{pa} \mu_a}{\nu_a^2 K_{ha}} \right]^{0,25} \quad (4.31)$$

donde:

d_e = diámetro exterior de la tubería o del aislante en caso que exista, *pies*.

K_{ha} = conductividad térmica del aire, *BTU/h-pie-F*.

β_a = coeficiente de expansión volumétrica del aire, *F⁻¹*.

ν_a = viscosidad cinemática del aire, *pie²/h*.

g = constante de gravedad, *4,17x10⁸ pie/h²*.

c_{pa} = calor específico del aire a presión constante, *BTU/h-F*.

μ_a = viscosidad dinámica del aire, $\frac{lb}{pie-h}$ (μ_a en $\frac{lb}{pie-h} = 2,42x\mu_a$ en *cp*).

Nótese que la relación entre la viscosidad cinemática y la viscosidad dinámica viene dada por:

$$\nu_a = \frac{\mu_a}{\rho_a} \quad (4.32)$$

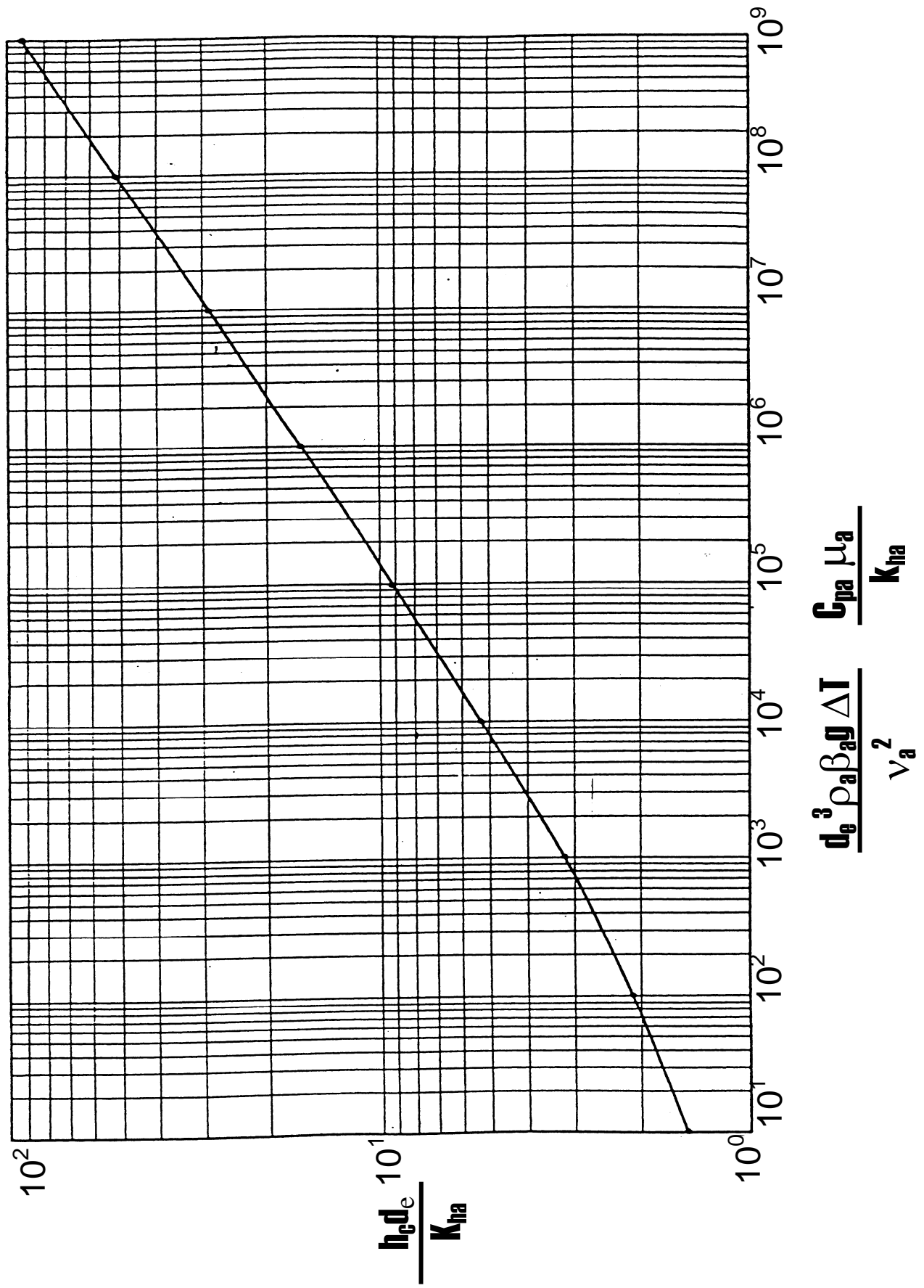
Donde ρ_a es la densidad del aire en lb/pt^3 .

Tabla 4.6

Propiedades físicas del agua a presión atmosférica o presión de saturación¹³

Temperatura (F)	Presión (lpsca)	Densidad ($\frac{lb}{pt^3}$)	Calor esp. ($\frac{BTU}{lb-F}$)	Cond. Térmica ($\frac{BTU}{h-pt-F}$)	Viscosidad ($\frac{lb}{pt-h}$)	Coef. de Expansión (F^{-1})
32	14,7	62,42	1,0074	0,319	3,335	0,000039
40		62,42	1,0048	0,325	3,713	0,000010
60		62,35	0,9999	0,341	2,760	0,000084
80		62,20	0,9983	0,352	2,057	0,000151
100		61,99	0,9979	0,361	1,647	0,000203
120		61,70	0,9985	0,370	1,349	0,000250
140		61,37	0,9994	0,376	1,130	0,000291
160		61,00	1,0009	0,382	0,963	0,000328
180		60,57	1,0028	0,387	0,831	0,000363
200		60,11	1,0056	0,391	0,733	0,000398
212		59,83	1,007	0,394	0,684	0,000418
240	24,97	59,10	1,013	0,395	0,586	0,000467
280	49,20	57,94	1,023	0,395	0,487	0,000534
320	89,66	56,66	1,037	0,394	0,415	0,000610
360	153,0	55,22	1,055	0,389	0,362	0,000694
400	247,0	53,55	1,080	0,383	0,322	0,000797
440	381,6	51,92	1,113	0,373	0,293	0,000932
480	566,1	50,00	1,157	0,361	0,270	0,00110
520	812,4	47,85	1,225	0,344	0,249	0,00135
560	1133,0	45,25	1,343	0,320	0,231	0,00176
600	1543,0	42,37	1,510	0,291	0,212	0,00236
640	2060,0	38,46	1,940	0,252	0,189	0,00414
680	2708,0	32,79	3,2	0,202	0,165	-
705,4	3206,2	19,90	-	0,121	0,122	-

Figura 4.3- Convección natural en tuberías horizontales³.



b.- Convección forzada.

Si el aire se está moviendo a una velocidad normal a la tubería, el coeficiente de transferencia de calor por convección forzada se incrementa. El efecto de la velocidad del viento sobre las pérdidas de calor en líneas de superficie ha sido estudiado por varios investigadores y los resultados son publicados por McAdams³ en la correlación gráfica presentada en la figura 4.4. Esta es una correlación entre el número de Nusselt $\left(\frac{h_c d_e}{K_{ha}}\right)$ y el número de Reynolds $\left(\frac{d_e v_a \rho_a}{\mu_a}\right)$ y a partir de la cual se puede calcular el coeficiente de transferencia de calor por convección forzada. La siguiente ecuación fue obtenida a partir de esta correlación:

$$\log\left(\frac{h_c d_e}{K_{ha}}\right) = -0,0757 + 0,3082(\log R_e) + 0,0379(\log R_e)^2 \quad (4.33)$$

la cual tiene una desviación máxima del 1 % para todo el rango estudiado.

Donde:

$$R_e = \text{número de Reynolds, adimensional} \left(R_e = 5.280 \frac{d_e v_a \rho_a}{\mu_a} \right)$$

d_e = diámetro exterior de la tubería o del aislante en caso que exista, *pies*.

$$\rho_a = \text{densidad del aire, } \frac{lb}{pie^3}$$

$$v_a = \text{velocidad de viento, } \frac{millas}{h}$$

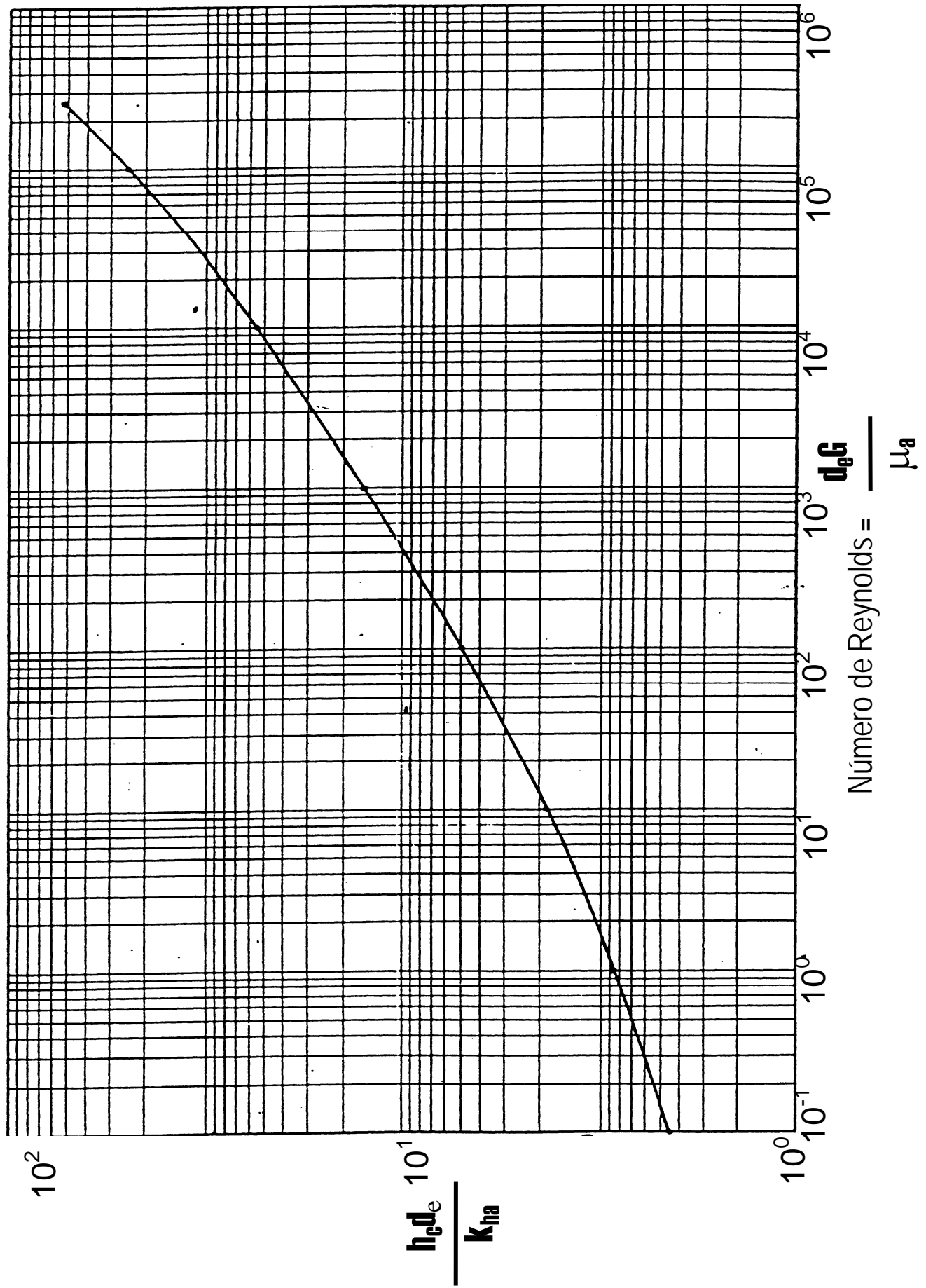
$$\mu_a = \text{viscosidad dinámica del aire, } \frac{lb}{pie-h}$$

h_c puede estimarse directamente, por medio de las siguientes ecuaciones:

$$h_c = 19,3c_{pa} \frac{(\rho_a v_a)^{0,6}}{d_e^{0,4}} \quad 1.000 \leq 8.800 d_e v_a \leq 50.000 \quad (4.34)$$

$$h_c = 0,0239 \frac{K_{ha}}{d_e} \left(\frac{5.280 \rho_a v_a d_e}{\mu_a} \right)^{0,805} \quad 8.000 d_e v_a \geq 50.000 \quad (4.35)$$

Figura 4.4- Convección forzada en tuberías horizontales.



Las propiedades físicas del aire requeridas en las ecuaciones (4.31)-(4.35) y su variación con temperatura, han sido estudiadas por numerosos investigadores^{3,13,14}. Valores de estas propiedades (ref. 14), fueron ajustados por mínimos cuadrados para obtener las siguientes ecuaciones en función de temperatura y a presión atmosférica (14,7 lpa).

$$K_{ha} = 0,01328 + 2,471 \times 10^{-5} T - 4,247 \times 10^{-9} T^2 \quad (4.36)$$

$$\mu_a = 0,04 + 6,155 \times 10^{-5} T - 1,22 \times 10^{-8} T^2 \quad (4.37)$$

$$c_{pa} = 0,2382 + 1,39 \times 10^{-5} T + 1,027 \times 10^{-8} T^2 \quad (4.38)$$

$$\rho_a = 8,55865 \times 10^{-2} - 1,5531 \times 10^{-4} T + 1,65602 \times 10^{-7} T^2 - 6,92225 \times 10^{-11} T^3 \quad (4.39)$$

$$\text{ó } \rho_a = 0,0771 - 8,848 \times 10^{-5} T - 3,744 \times 10^{-8} T^2 \quad (4.40)$$

$$\beta_a = 2,15844 \times 10^{-3} - 3,89367 \times 10^{-6} T + 4,12773 \times 10^{-9} T^2 - 1,71867 \times 10^{-12} T^3 \quad (4.41)$$

$$\text{ó } \beta_a = 0,0024 - 0,757 \times 10^{-5} T + 0,169 \times 10^{-7} T^2 - 0,148 \times 10^{-10} T^3 \quad (4.42)$$

Las propiedades físicas del aire presentadas en las ecuaciones anteriores deben calcularse a la temperatura promedio:

$$T = T_{avg} = \frac{(T_{surf} + T_a)}{2} \quad ({}^aF) \quad (4.43)$$

La tabla 4.7 presenta los valores típicos de estas propiedades a presión atmosférica.

4.4.1-PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA PÉRDIDAS DE CALOR

Dado que para calcular h_c y h_r , se requiere conocer la temperatura exterior de la superficie, T_{surf} , el procedimiento para calcular $(h_c + h_r)$ y por lo tanto U , es un proceso de ensayo y error, el cual puede hacerse matemáticamente o gráficamente.

Tabla 4.7
Propiedades físicas del aire a 1 atm (14,7 lpcá)¹⁴

Temperatura (F)	Conductividad Térmica $\left(\frac{BTU}{h - pie - F}\right)$	Densidad $\left(\frac{lb}{pie^3}\right)$	Viscosidad $\left(\frac{lb}{pie - h}\right)$	Calor Específico $\left(\frac{BTU}{lb - F}\right)$	Coefficiente Expansión $\left(\frac{1}{F}\right)$
0	0,0132800	0,0855865	0,0400000	0,2382000	0,0021584
20,0	0,0137725	0,0825460	0,0412261	0,2384871	0,0020822
40,0	0,0142616	0,0796346	0,0424425	0,2387724	0,0020092
60,0	0,0147473	0,0768491	0,0436491	0,2390710	0,0019393
80,0	0,0152296	0,0741861	0,0448459	0,2393777	0,0018725
100,0	0,0157085	0,0716423	0,0460330	0,2396927	0,0018086
120,0	0,0161840	0,0692144	0,0472103	0,2400159	0,0017477
140,0	0,0166562	0,0668990	0,0483779	0,2403473	0,0016895
160,0	0,0171249	0,0646928	0,0495357	0,2406869	0,0016341
180,0	0,0175902	0,0625925	0,0506837	0,2410348	0,0015813
200,0	0,0180521	0,0605948	0,0518220	0,2413908	0,0015311
220,0	0,0185106	0,0586964	0,0529505	0,2417551	0,0014833
240,0	0,0189658	0,0568938	0,0540693	0,2421226	0,0014380
260,0	0,0194175	0,0551839	0,0551783	0,2425083	0,0013949
280,0	0,0198658	0,0535633	0,0562775	0,2428977	0,0013541
300,0	0,0203108	0,0520287	0,0573670	0,2432943	0,0013155
320,0	0,0207523	0,0505767	0,0584467	0,2436997	0,0012789
340,0	0,0211904	0,0492040	0,0595162	0,2441132	0,0012442
360,0	0,0216757	0,0479073	0,0605769	0,2445350	0,0012115
380,0	0,0220565	0,0466833	0,0616273	0,2449650	0,0011806
400,0	0,0224845	0,0455286	0,0626680	0,2454032	0,0011515
420,0	0,0229090	0,0444399	0,0636989	0,2458496	0,0011239
440,0	0,0233302	0,0434140	0,0647201	0,2463043	0,0010980
460,0	0,0237479	0,0424474	0,0657315	0,2467671	0,0010735
480,0	0,0241623	0,0415369	0,0667331	0,2472382	0,0010505
500,0	0,0245733	0,0406792	0,0677250	0,2477175	0,0010288
520,0	0,0249808	0,0398708	0,0687071	0,2482050	0,0010083
540,0	0,0253850	0,0391086	0,0696795	0,2487007	0,0009889
560,0	0,0257857	0,0383891	0,0706421	0,2492047	0,0009707
580,0	0,0261831	0,0377091	0,0715949	0,2497168	0,0009534
600,0	0,0265771	0,0370652	0,0725380	0,2502372	0,0009370
620,0	0,0269677	0,0364540	0,0734713	0,2507658	0,0009215
640,0	0,0273548	0,0358724	0,0743949	0,2513026	0,0009067
660,0	0,0277386	0,0353769	0,0753087	0,2518476	0,0008926
680,0	0,0281190	0,0348743	0,0762127	0,2524009	0,0008791
700,0	0,0284960	0,0342712	0,0771070	0,2529623	0,0008660
720,0	0,0288696	0,0337742	0,0779915	0,2535320	0,0008534
740,0	0,0292397	0,0332901	0,0788663	0,2541099	0,0008411
760,0	0,0296065	0,0328156	0,0797313	0,2546960	0,0008291
780,0	0,0299699	0,0323473	0,0805865	0,2552903	0,0008172
800,0	0,0303299	0,0318819	0,0814320	0,2558928	0,0008054
820,0	0,0306865	0,0314160	0,0822677	0,2565036	0,0007936
840,0	0,0310397	0,0309464	0,0830937	0,2571225	0,0007817
860,0	0,0313895	0,0304697	0,0839099	0,2577497	0,0007697
880,0	0,0317359	0,0299827	0,0847163	0,2583851	0,0007574
900,0	0,0320789	0,0294819	0,0855130	0,2590287	0,0007448
920,0	0,0324185	0,0289641	0,0862999	0,2596805	0,0007318
940,0	0,0327548	0,0284259	0,0870771	0,2603406	0,0007182
960,0	0,0330826	0,0278641	0,0878445	0,2610088	0,0007042
980,0	0,0334170	0,0272752	0,0886021	0,2616853	0,0006894
1000,0	0,0337430	0,0266560	0,0893500	0,2623700	0,0006739

4.4.1a.- PROCEDIMIENTO MATEMÁTICO

En el caso de tubería con aislante, el procedimiento de cálculo consiste de los siguientes pasos:

1.- Suponer un valor de T_{surf} y calcular h_c y h_r mediante las ecuaciones 4.31 si no hay viento o 4.33, 4.34 o 4.35 si hay viento.

2.- Calcular el valor de U_{tins} mediante la ecuación (4.28). Dado el valor de h_f para vapor y agua caliente, su contribución es poca, por lo cual para propósitos prácticos, puede despreciarse. Similarmente, el término que contiene K_{hs} contribuye poco ya que el valor K_{hs} (acero) es aproximadamente $26 \frac{BTU}{h - pie - F}$.

3.- Calcular Q mediante la ecuación (4.27).

4.- Dado que Q es constante, se puede escribir:

$$Q = AU^*(T_s - T_{surf}) \quad (4.44)$$

donde U^* es el coeficiente de transferencia de calor total hasta la superficie exterior, o sea, excluyendo h_c y h_r y A el área de la superficie exterior. Luego, T_{surf} puede calcularse por;

$$T_{surf} = T_s - \frac{Q}{AU^*} \quad (4.45)$$

Siendo;

$$U^* = \frac{K_{hins}}{r_{ins} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)} \quad (4.46)$$

5.- Comparar el valor de T_{surf} calculado con el supuesto en 1. Si no son iguales dentro de una tolerancia de aproximación ($0,1^\circ$), repetir desde el paso 1, utilizando el T_{surf} calculado como el nuevo valor supuesto.

En el caso de tubería desnuda (o sea, sin aislante) el procedimiento indicado se simplifica enormemente por la siguiente razón: al suponer despreciables el primero y el segundo término de la ecuación (4.24), se está suponiendo implícitamente que la temperatura de la superficie exterior, T_{surf} , es igual a la temperatura del fluido

dentro de la línea, T_s , y por lo tanto, se puede calcular U y desde luego Q , directamente sin necesidad del proceso de ensayo y error. Normalmente, se acostumbra expresar la tasa de pérdidas de calor como q en $BTU/h-pie$ de longitud de tubería.

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo para ilustrar ambos procedimientos.

EJEMPLO 4.4.

Una tubería de 2.000 pies de longitud y diámetro exterior igual a $2,25$ pulg, transporta vapor a una tasa de 350 B/D (equivalentes de agua). La presión del vapor a la salida del generador es 1.800 lpca y la emisividad de la superficie exterior de la tubería es igual a $1,0$. Calcular las pérdidas de calor, considerando temperatura ambiente igual a 0 F y velocidad del viento despreciable.

Repetir para el caso de tubería aislada con un aislante de magnesio de 1 pulg de espesor y conductividad térmica igual a $0,04 \frac{BTU}{h-pie-F}$.

SOLUCIÓN:

Tubería Desnuda:

a.- Cálculo de la temperatura de saturación.

$$T_s = 115,1 (1800)^{0,225} = 621,6 F$$

Luego: $T_{surf} = T_s = 621,6 F = 1.081,6 R$ y $T_a = 460 R$

b.- Cálculo de las propiedades físicas del aire a T_{avg} . (ecuaciones 4.36 a 4.42)

$$T_{avg} = \frac{621,6 + 0}{2} = 310,8 F$$

$$K_{ha} = 0,0205320 \frac{BTU}{hr-pie-F}$$

$$\rho_a = 0,0512925 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\mu_a = 0,0579081 \frac{lb}{pie - h}$$

$$c_{pa} = 0,2434960 \frac{BTU}{lb - F}$$

$$\beta_a = 0,0012969 F^{-1}$$

c.- Cálculo de h_r (Ec. 4.11)

$$h_r = (0,1714 \times 10^{-8})(1,0) \left[(1,081,6)^2 + (460)^2 \right] (1,081,6 + 460) = 3,650231 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

d.- Cálculo de h_c (Ec. 4.31)

$$h_c = \frac{(0,53)(0,020532)}{\frac{2,25}{12}} \left[\left(\frac{2,25}{12} \right)^3 (621,6 - 0) \frac{(4,17 \times 10^8)(0,0012969)(0,243496)(0,0579081)}{\left(\frac{0,0579081}{0,0512925} \right)^2 (0,020532)} \right]^{0,25}$$

$$h_c = 1,918459 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

e.- Cálculo de U_{to} (Ec. 4.24)

$$U_{to} = \left[\frac{1}{1,918459 + 3,650231} \right]^{-1} = 5,56869 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

f.- Cálculo de las pérdidas de calor Q (Ec. 4.22)

$$Q = 2\pi \left(\frac{2,25}{24} \right) (5,56869)(621,6 - 0)(2.000) = 4.077.981 \frac{BTU}{h}$$

Tubería Aislada :

a.- Cálculo de T_s , T_{surf} , T_{avg} y r_{ins} . $T_s = 621,6 F$

Suponiendo que: $T_{surf} = \frac{(T_s + T_a)}{2}$, para iniciar los cálculos.

$$T_{surf} = \frac{(621,6 + 0)}{2} = 310,8 F = 770,8 R$$

$$T_{avg} = \frac{(310,8 + 0)}{2} = 155,4^\circ F$$

$$d_e = \frac{(2,25 + 2)}{12} = 0,354 pie$$

$$r_{ins} = 0,177 \text{ pie}$$

b.- Cálculo de las propiedades físicas del aire a T_{avg} .

$$K_{ha} = 0,0170173 \frac{BTU}{h - pie - F}$$

$$\rho_a = 0,0651906 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\mu_a = 0,0492702 \frac{lb}{pie - h}$$

$$c_{pa} = 0,2406080 \frac{BTU}{lb - F}$$

$$\beta_a = 0,0016466 F^{-1}$$

c.- Cálculo de h_r (Ec. 4.11)

$$h_r = (0,1714 \times 10^{-8})(1,0) \left[(770,8^2 + 460^2)(770,8 + 460) \right] = 1,699767 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

d.- Cálculo de h_c (Ec. 4.31)

$$h_c = \frac{(0,53)(0,0170173)}{(0,354)} \left[(0,354)^3 (310,8 - 0) \frac{(4,17 \times 10^8)(0,0016466)(0,240608)(0,0492702)}{\left(\frac{0,0492702}{0,0651906} \right)^2 (0,0170173)} \right]^{0,25}$$

$$h_c = 1,485143 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

e.- Cálculo de U_{tins} (Ec. 4.28)

$$U_{tins} = \left[\frac{(0,177) \ln \left(\frac{0,177}{0,094} \right)}{0,04} + \frac{1}{1,485143 + 1,699767} \right]^{-1} = 0,321093 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

f.- Cálculo de las pérdidas de calor Q (Ec. 4.27)

$$Q = 2\pi(0,177)(0,321093)(621,6 - 0)(2000) = 443,9 \frac{MBTU}{h}$$

g.- Cálculo de T_{surf} (Ec. 4.45)

Se calcula U^* (Ec. 4.46)

$$U^* = \frac{0,04}{0,177} \ln \frac{0,177}{0,094} = 0,3571$$

$$A = 2\pi \times 0,177 \times 2.000 = 2.224 \text{ pie}^2$$

$$T_{surf} = 621,6 - \left(\frac{443,9}{2.224 \times 0,3571} \right) = 62,5F$$

Dado que la diferencia entre T_{surf} supuesto (310,8 F) y T_{surf} calculado (62,5 F) difieren de una aproximación (0,1 °), los cálculos deben repetirse tomando como nuevo T_{surf} supuesto, el recientemente calculado. A continuación se muestran resultados de las sucesivas iteraciones:

ITER.	T_{surf} (F)	T_{surf} (F)	$h_r \left(\frac{BTU}{h - \text{pie}^{2-F}} \right)$	$h_c \left(\frac{BTU}{h - \text{pie}^{2-F}} \right)$	$U_{to} \left(\frac{BTU}{h - \text{pie}^{2-F}} \right)$
1	310,8	62,5	1,699767	1,485143	0,321093
2	62,5	99,3	0,815734	1,051296	0,298402
3	99,3	90,3	0,916336	1,172404	0,303551
4	90,3	92,3	0,890915	1,146964	0,302454
5	92,3	91,8	0,896281	1,152561	0,302695
6	91,8	91,9	0,895103	1,151344	0,302643

h.- Cálculo de las pérdidas de calor, Q (Ec. 4.27)

$$Q = 2\pi(0,177)(0,302643)(621,6 - 0)(2000) = 418,4 \frac{MBTU}{h}$$

4.4.1b.- PROCEDIMIENTOS GRÁFICOS:

Esencialmente el mismo procedimiento matemático (tubería desnuda), solo que $(h_c + h_r)$ se calcula en función de $(T_{surf} - T_a)$ mediante la gráfica presentada en la Figura 4.5. Los valores de $(h_c + h_r)$ en esta gráfica están limitados a convección libre y temperatura ambiente de 80 F.

Además de los procedimientos descritos, existen nomogramas que permiten estimar las pérdidas de calor en líneas de superficie, con bastante precisión y rapidez. Dos de ellos son los siguientes:

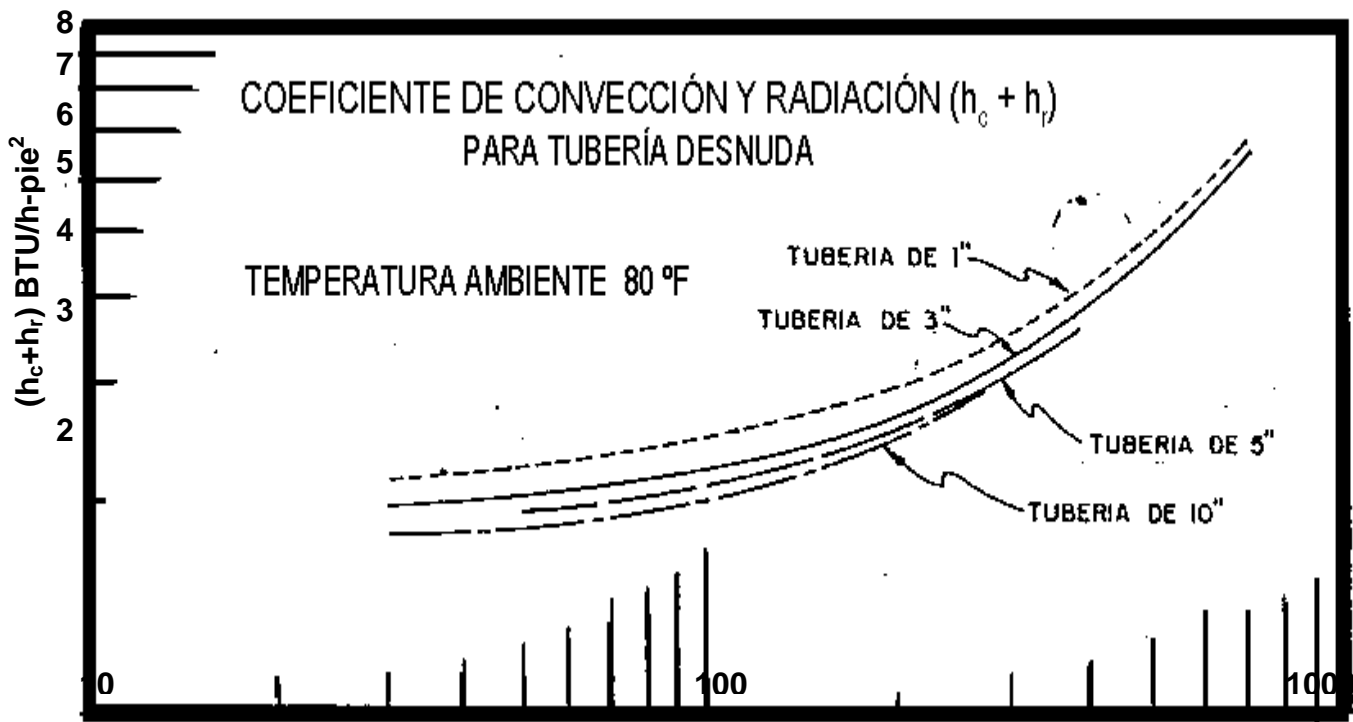


Figura 4.5- Determinación gráfica de $(h_c + h_r)$ ¹⁵

4.4.1b.1- El presentado en la referencia 16 para líneas con aislante. Consiste en utilizar las figuras 4.6 y 4.7, y está limitado para temperatura ambiente de 80 F y velocidad del viento despreciable (<10 millas/h). El procedimiento para usar estas figuras es el siguiente: en la figura 4.6, unir A con B mediante una recta y prolongar hasta la línea de referencia R_1 , punto C. Unir C con D para interceptar la línea R_2 en E. Finalmente unir E con F para determinar G, en el cual se lee el valor de $h_{cr} = h_c + h_r$.

Una vez obtenido h_{cr} de la figura 4.6, se procede a determinar las pérdidas de calor, a partir de la figura 4.7. El procedimiento a seguir consiste en unir A con B

(K_{hins} con Δr_{ins}) y prolongar hasta la línea de referencia X. La intercepción en X se une con el punto C, definido por d_e y Δr_{ins} y se prolonga la recta hasta interceptar la línea de referencia Y. El punto de corte en Y se une con A y finalmente se obtiene E de donde se lee el valor de las pérdidas Q, *Mkcal/h* en 100 metros. Téngase en cuenta la conversión de unidades al usar este monograma.

$$K_h \left(\text{en } \frac{kcal}{h-m-C} \right) = 1,488 K_h \left(\text{en } \frac{BTU}{h-pie-F} \right)$$

$$T_s \text{ (en C)} = (T_s \text{ en F}-32) \frac{5}{9}$$

$$q \left(\text{en } \frac{BTU}{h-pie} \right) = 12,0946 \times Q \text{ en } \frac{Mkcal}{h-100m}$$

Las flechas en las figuras 4.6 y 4.7, ilustran un ejemplo de cálculo.

EJEMPLO 4.5.

Disponiendo de la siguiente información

$$T_s = 310 \text{ C}$$

$$d_e = 3 \text{ pulg}$$

$$K_{hins} = 0,061 \frac{kcal}{h-m-C}$$

$$\Delta r_{ins} = 2 \text{ pulg}$$

Calcular:

- El coeficiente de transferencia de calor por convección y radiación, h_{cr} .
- La tasa de pérdidas de calor q ($\frac{BTU}{h-pie}$) debida a convección y radiación.

SOLUCIÓN:

a- De la Figura 4.6
$$h_{cr} = 8,99 \frac{kcal}{h-m^2-C}$$

b- De la Figura 4.7,

$$q = 13 \frac{Mkcal}{h-100m} = 13 \times 12,9046 \frac{BTU}{h-pie} = 167,8 \frac{BTU}{h-pie}$$

4.4.1b.2- El presentado en la referencia 17 para líneas desnudas (o sea, sin aislante). Consiste en utilizar las Figuras 4.8, 4.9, 4.10 y 4.11, y considera la

influencia de la temperatura ambiente y de la velocidad del viento. El uso de las Figuras 4.8, 4.9, 4.10 y 4.11 es relativamente fácil y está indicado en las mismas mediante flechas.

La figura 4.8, permite hallar h_r para emisividad igual a la unidad. Para otros valores de emisividad, el valor correcto de h_r se obtiene multiplicando el obtenido de la Figura 4.8 por el valor de emisividad correspondiente. La Figura 4.9 permite hallar h_c para el caso de velocidad del viento despreciable (<10 millas/h), y la Figura 4.10 incluye el efecto de la velocidad del viento. La Figura 4.11 permite determinar las pérdidas de calor por unidad de longitud de tubería una vez obtenidos h_c y h_r . Para ilustrar el uso de las figuras mencionadas, se preparó el siguiente ejemplo y la solución se indica en las mismas mediante flechas.

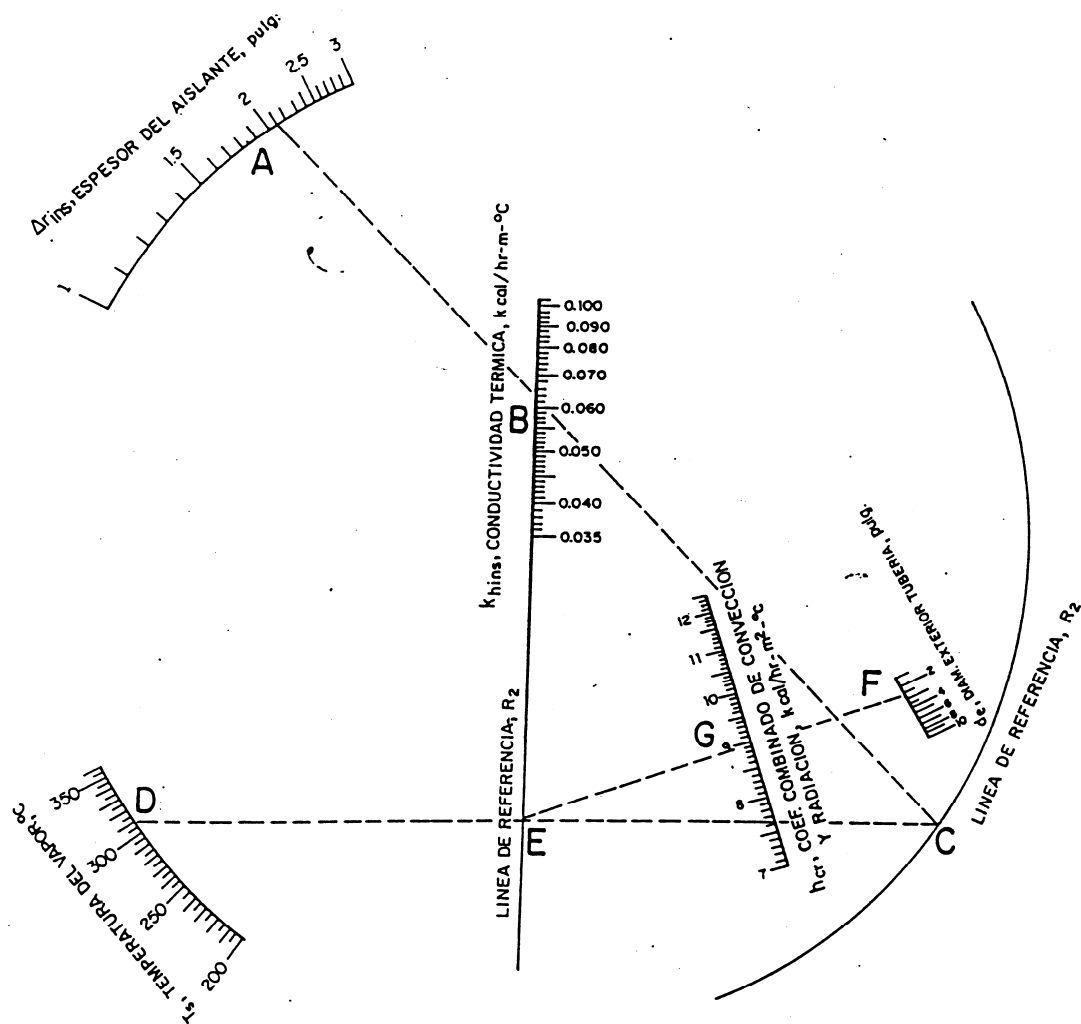
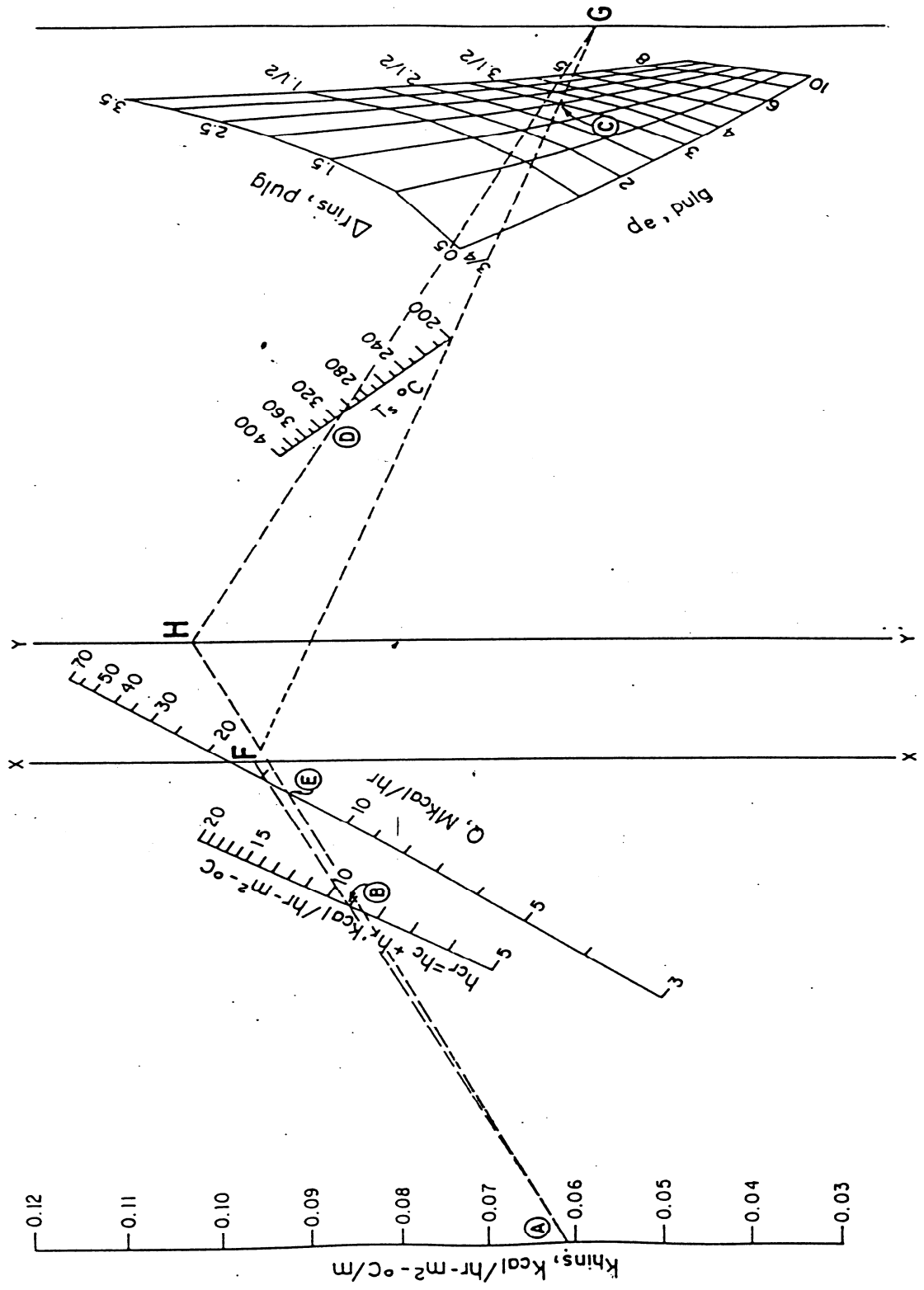


Figura 4.6- Determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección y radiación, h_{cr} ¹⁶.

Figura 4.7- Determinación gráfica de las pérdidas de calor en tubería aislada



EJEMPLO 4.6

Una tubería de 3 pulg (diámetro exterior), transporta vapor a 600 F. Si la emisividad de la superficie exterior es igual a 0,8 y la temperatura ambiente 100 F, calcular:

- El coeficiente de transferencia de calor por radiación, h_r .
- El coeficiente de transferencia de calor por convección, h_c .
- La tasa de pérdidas de calor por pie de longitud, debida a convección y radiación.
- El efecto de la velocidad del viento de 30 millas/h sobre las pérdidas de calor.

SOLUCIÓN:

a.- De la figura 4.8, $h_r = 4,0 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$ para $\varepsilon = 1,0$. Por lo tanto, el coeficiente de

transferencia de calor para $\varepsilon = 0,8$ será: $h_r = 4,0 \times 0,8 = 3,2 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$

b.- La temperatura promedio (T_{avg}) entre la temperatura de la tubería ($T_s = 600 F$) y la del medio ambiente ($T_a = 100 F$) es 350 F. Con esta temperatura y considerando que $\Delta t = 500 F$ y el diámetro exterior de la tubería de 3 pulg, de la Figura 4.9 se obtiene $h_c = 1,6 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$ cuando no se considera la velocidad del viento.

c.- Puesto que $h_{cr} = 4,8 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$, obtenido de la suma de ($h_c + h_r$), de la Figura

4.11 se obtiene una tasa de pérdidas de calor igual a $2.200 \frac{BTU}{h - pie}$.

d.- De la Figura 4.10, y considerando velocidad del viento igual a 30 millas/h, se obtiene un coeficiente de transferencia de calor por convección, h_c , de $8,9 \frac{BTU}{h - pie - F}$. Con este coeficiente, al sumarle $h_r = 3,2 \frac{BTU}{h - pie - F}$, resulta $h_{cr} =$

$12,1 \frac{BTU}{h - pie - F}$, y entonces se obtiene, de la Figura 4.11, una tasa de pérdidas

de calor igual a $5.600 \frac{BTU}{h - pie}$, la cual resulta ser 155% mayor que la obtenida en c,

cuando la velocidad del viento no fue considerada.

C O E F. D E T R A N S F. D E C A L O R P O R R A D I A C I Ó N

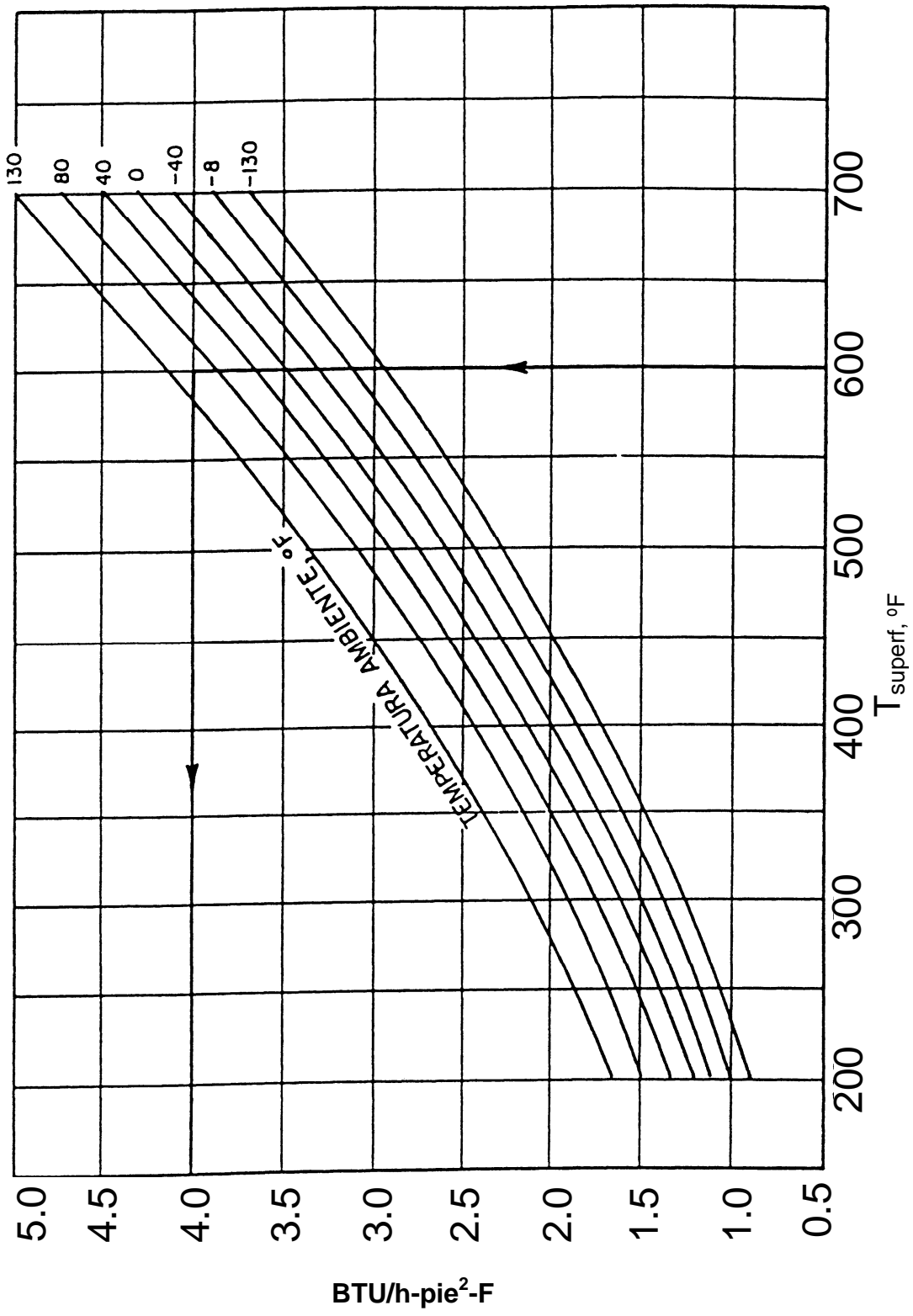
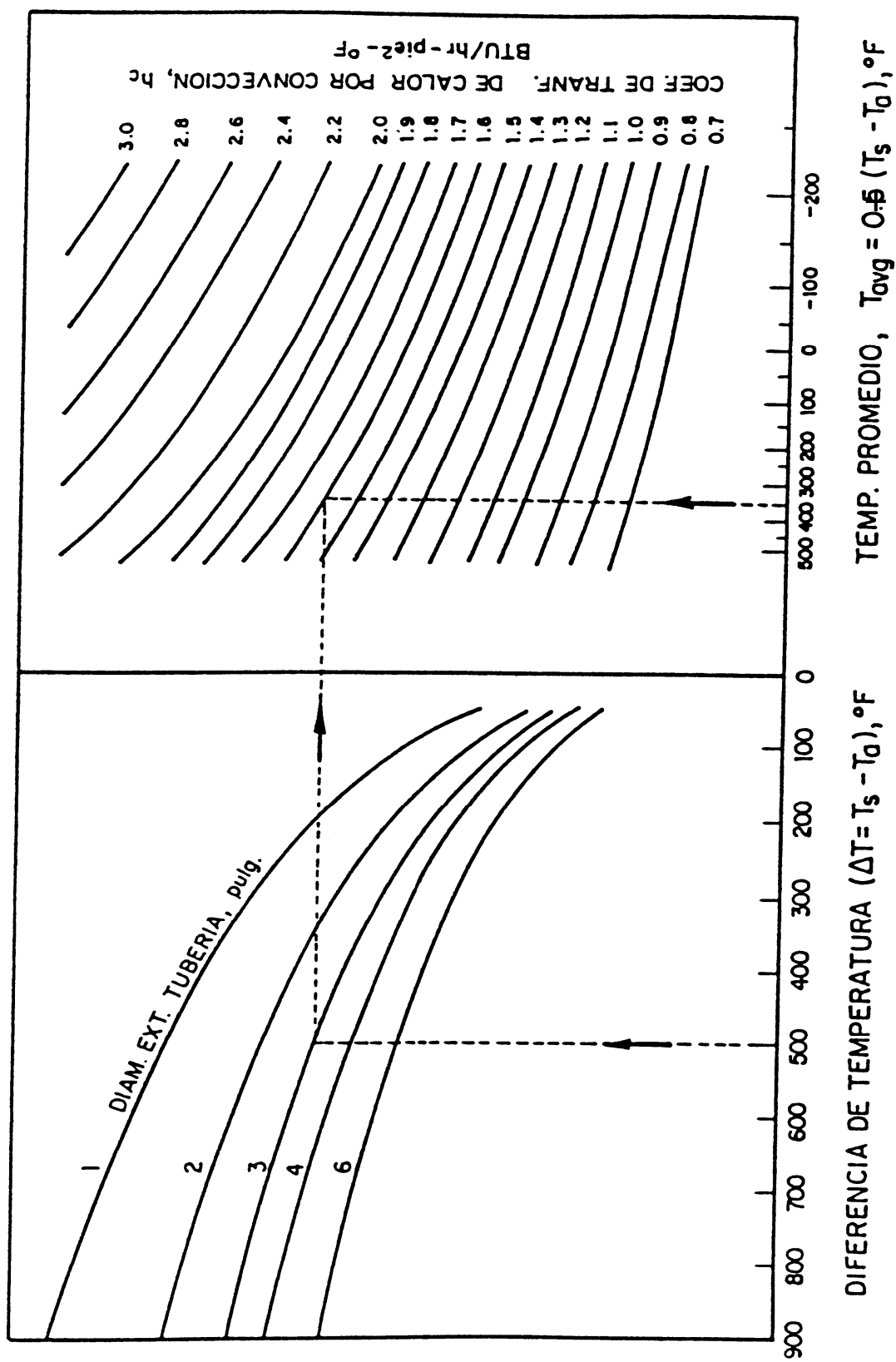


Figura 4.8- Coeficiente de transferencia de calor por radiación, $h_r (e=1.0)^{17}$



DIFERENCIA DE TEMPERATURA ($\Delta T = T_s - T_0$), $^\circ F$ TEMP. PROMEDIO, $T_{avg} = 0.5(T_s - T_0), ^\circ F$

Figura 4.9- Coeficiente de transferencia de calor por convección (velocidad del viento despreciable)

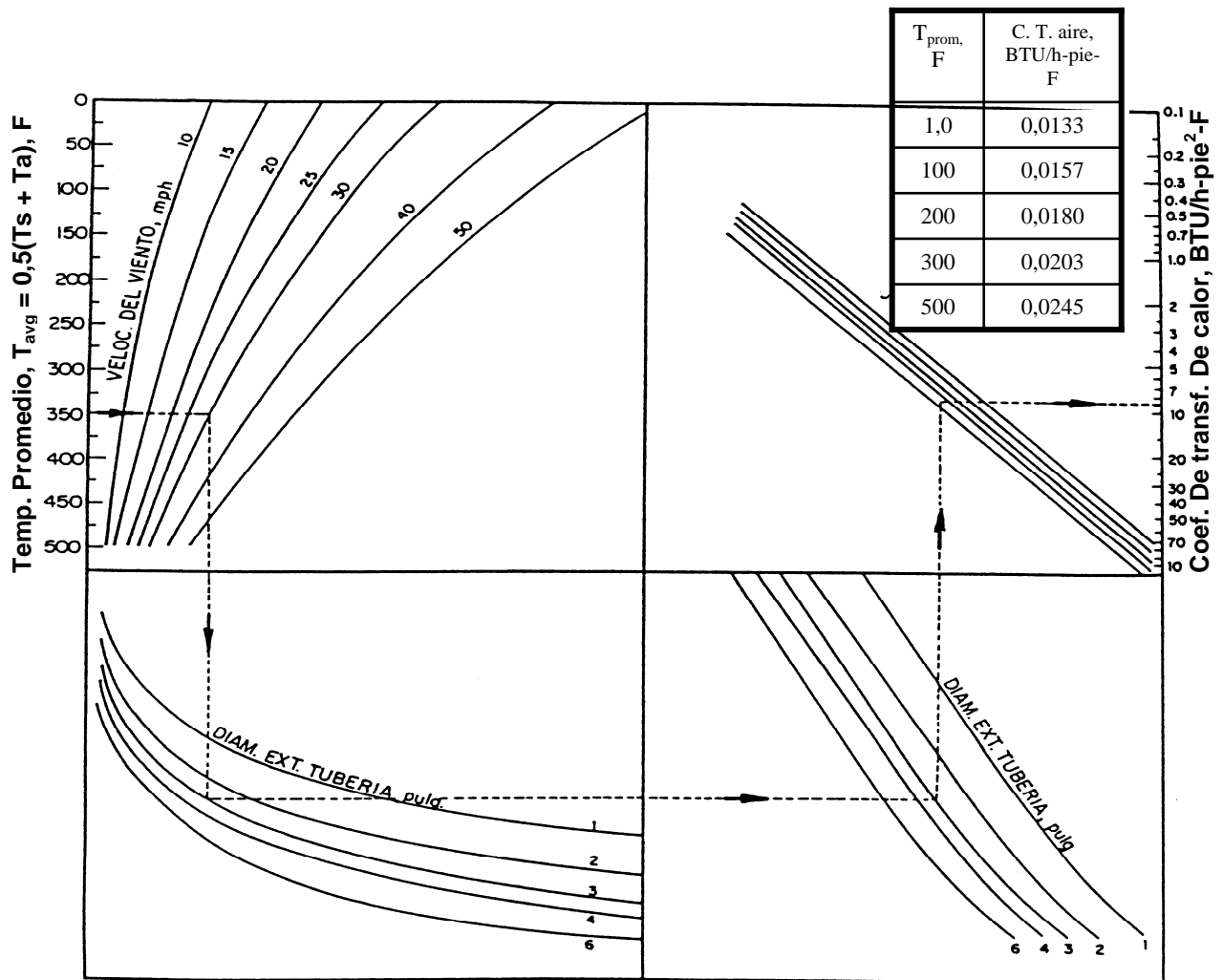


Figura 4.10- Coeficiente de transferencia de calor por convección, h_c (velocidad del viento considerable)¹⁷

4.5.- CALIDAD DEL VAPOR EN EL CABEZAL DEL POZO:

Disponiendo de la calidad del vapor a la salida del generador, X_{gen} ; la tasa de pérdidas de calor por unidad de longitud q , la tasa de flujo de vapor, w , y la longitud de la tubería, L se puede determinar la calidad del vapor en el cabezal del pozo, $X_{st,wh}$, mediante el siguiente balance de calor:

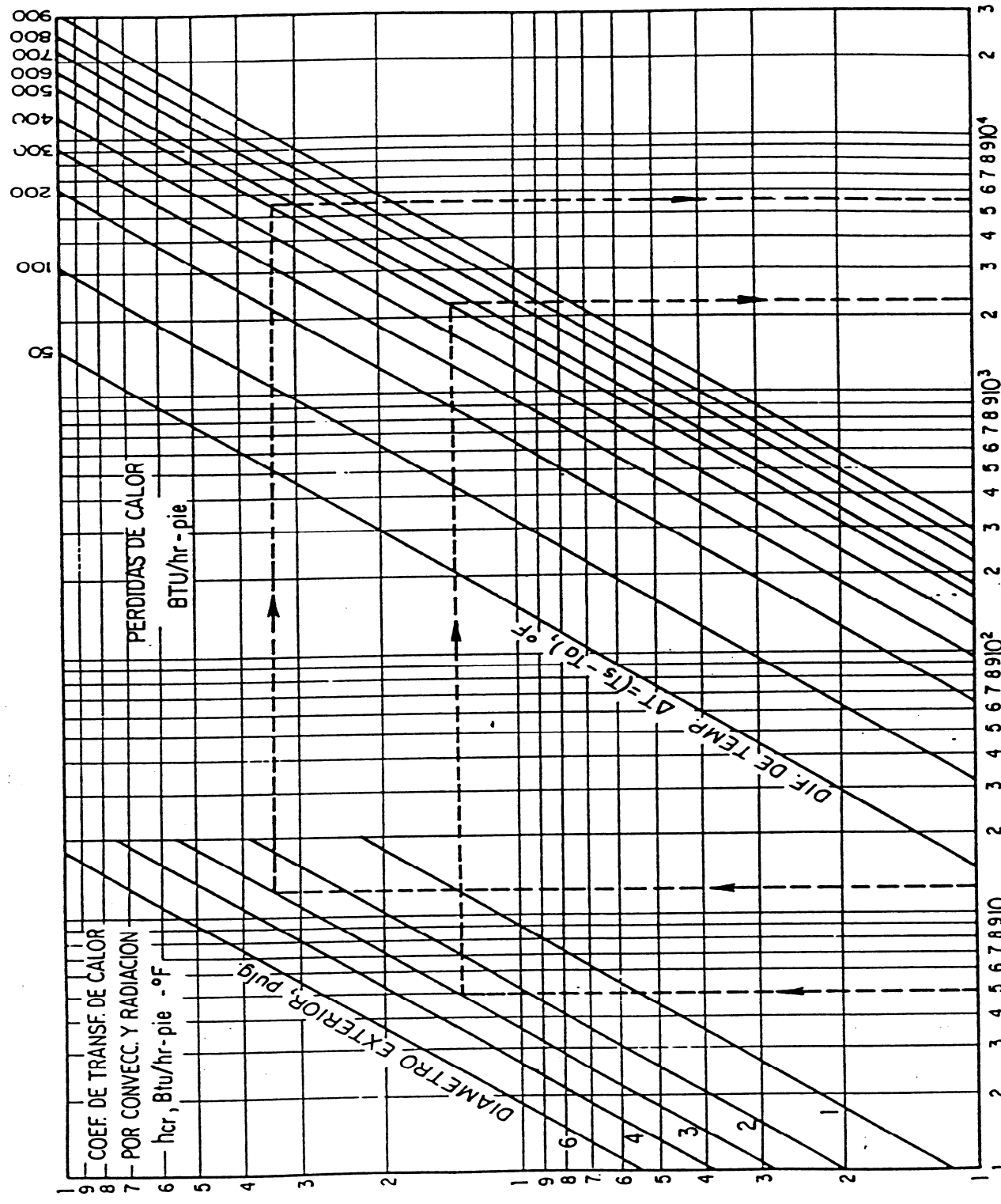


Figura 4.11 - Determinación gráfica de las pérdidas de calor en tubería desnuda y tubería aislada.¹⁷

Cantidad de calor a la salida del generador = cantidad de calor en el cabezal del Pozo + pérdidas de calor en líneas de superficie

Lo cual puede expresarse en términos matemáticos, como sigue:

$$w(H_w + X_{st,gen}L_v) = w(H_w + X_{st,wh}L_v) + qL \quad (4.47)$$

de donde:
$$X_{st,wh} = X_{st,gen} - \frac{qL}{wL_v} \quad (4.48)$$

siendo q expresada en $\frac{BTU}{h}$ por pie de longitud, w en $\frac{lb}{h}$, L en pies, $X_{st,gen}$ y $X_{st,wh}$, en fracción, y L_v , el calor latente de vaporización, en $\frac{BTU}{lb}$.

El balance expresado por la ecuación (4.47) implica que no existe caída de presión en la tubería o mejor dicho que es despreciable. En el caso de existir caídas de presión considerables, la temperatura a la salida del generador y en el cabezal del pozo son diferentes y por lo tanto las propiedades del vapor (H_w y L_v).

La forma rigurosa de considerar la caída de presión por fricción y las pérdidas de calor, es resolver simultáneamente las ecuaciones de energía total y energía mecánica. Sin embargo, se pueden hacer buenos estimados del comportamiento, calculando la caída de presión por fricción independientemente y luego las pérdidas de calor utilizando como temperatura del vapor el valor de temperatura de saturación correspondiente a la presión media de los valores existentes en los extremos de la línea. Aplicación de este procedimiento por intervalos cortos de longitud de tubería, puede resultar en mejores resultados.

4.6.- CAÍDA DE PRESIÓN EN LÍNEAS DE SUPERFICIE:

Las pérdidas de presión debido a fricción en una línea de vapor de longitud L , pie, diámetro interno d_{ii} , pie, y transportando vapor a una tasa w , $\frac{lb}{h}$, viene dada por:

$$\Delta p = 1,35231 \times 10^{-11} \frac{f L v_{ws} w^2}{d_{ii}^5} \quad (4.49)$$

donde:

Δp : caída de presión, *lpc*

v_{ws} : volumen específico del vapor húmedo y saturado, $\frac{pie^3}{lb}$

f : factor de fricción, adimensional

$$\text{ó si se expresa } w \text{ en } \frac{ton}{D}, \quad \Delta p = 2,82753 \times 10^{-2} \frac{f L V_{ws} w^2}{d_{ti}^5} \quad (4.50)$$

El factor de fricción f , puede obtenerse de la Figura 4.12 (gráfico de Moody) ó mediante la siguiente ecuación dada por Colebrooke- White:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left(\frac{\varepsilon}{3,7065} + \frac{1,2613}{R_e \sqrt{f}} \right) \quad (4.51)$$

siendo ε la rugosidad absoluta en *pies* ($\varepsilon = 1,5 \times 10^{-4}$ *pies*, para tuberías de acero ordinario, y $\varepsilon = 5,0 \times 10^{-6}$ *pies*, para tuberías lisas o suaves) y R_e es el número de Reynolds, adimensional, dado por:

$$R_e = 0,5264166 \frac{w}{\mu_{ws} d_{ti}} \quad (4.52)$$

donde μ_{ws} es la viscosidad del vapor húmedo y saturado en *cp*.

La ecuación 4.51 es implícita en \sqrt{f} y para resolverla hay que usar métodos numéricos. Se sugiere un método iterativo, donde el primer estimado es:

$$f = 0,316 R_e^{-0,25} \quad (4.53)$$

Una ecuación explícita para el factor de fricción, con exactitud similar a la de Colebrook – White es la de Chen:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left\{ \frac{\varepsilon}{3,7065} - \frac{5,0452}{R_e} \log \left[\frac{\varepsilon^{1,1098}}{2,8257} + \left(\frac{7,149}{R_e} \right)^{0,8981} \right] \right\} \quad (4-54)$$

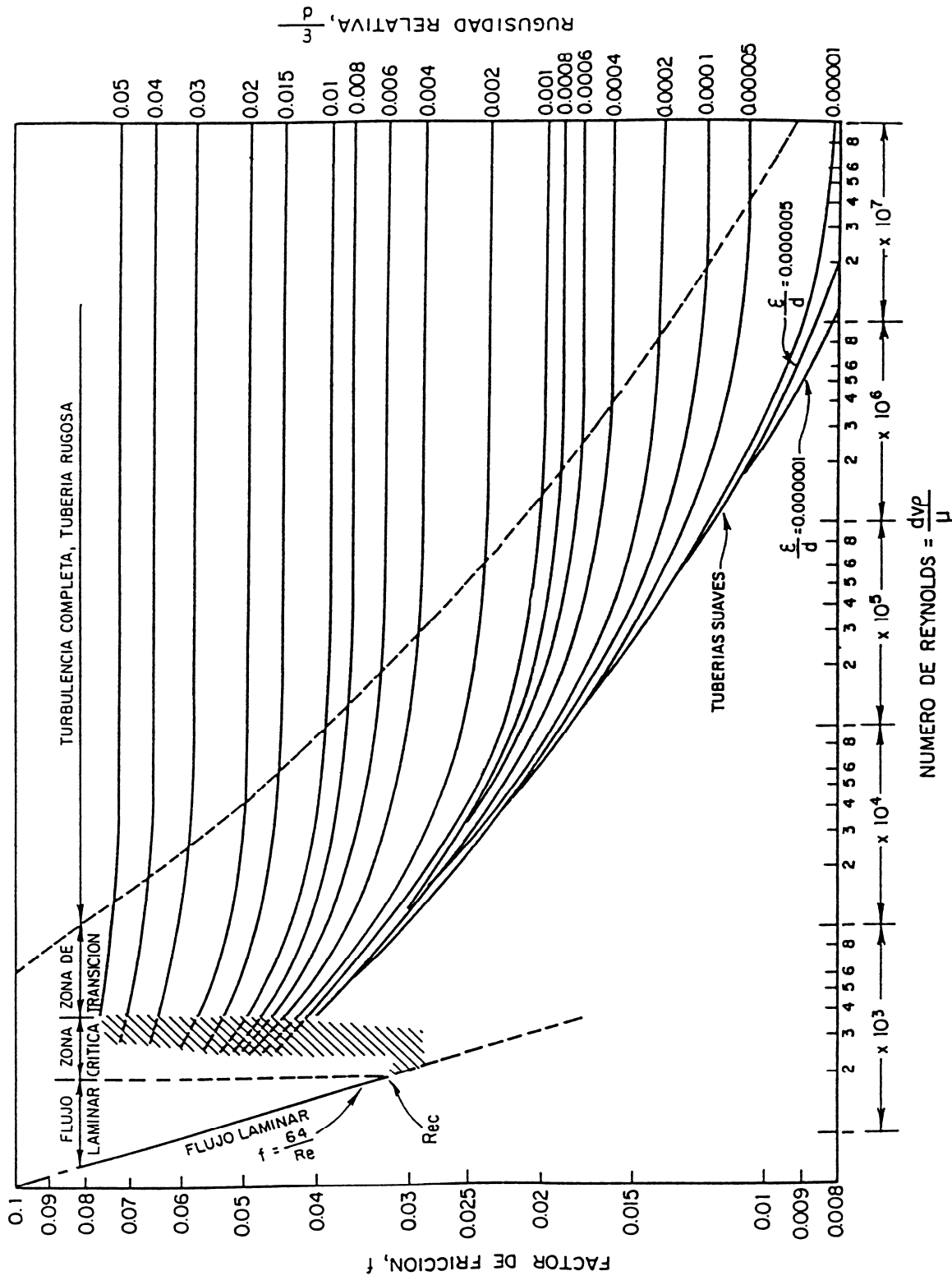


Figura 4.12- Factor de fricción como función del número de Reynolds, con la rugosidad relativa como parámetro²².

4.7 .- PÉRDIDAS DE CALOR EN EL POZO

El último punto de pérdidas de calor en un sistema de líneas de inyección, se encuentra en el pozo. Los principales factores que afectan las pérdidas de calor en el pozo son²⁵: 1) el tiempo de inyección, 2) la tasa de inyección, 3) la profundidad del pozo, y 4) la presión de inyección en el caso de vapor saturado, y la presión y temperatura de inyección en el caso de vapor sobrecalentado.

4.8 CÁLCULO DE LAS PERDIDAS DE CALOR EN EL POZO:

Existen varios procedimientos para calcular las pérdidas de calor en un pozo de inyección, la mayoría de los cuales se basan en las siguientes suposiciones²⁵:

- a.- El vapor se inyecta por la tubería de producción o inyección a temperatura, presión, tasa y calidad constantes.
- b.- El espacio anular (tubería de inyección- revestidor) se considera lleno de aire a baja presión.
- c.- La transferencia de calor en el pozo se realiza bajo condiciones de flujo continuo, mientras que la transferencia del calor en la formación es por conducción radial en flujo no continuo.
- d.- Dentro de la tubería de inyección, los cambios de energía cinética así como cualquier variación en la presión del vapor debido a efectos hidrostáticos y a pérdidas por fricción son despreciables.
- e.- Se desprecia la variación de la conductividad y difusividad térmica de la tierra con profundidad.

4.8.1 METODO DE WILLHITE¹⁹:

De los métodos o procedimientos basados en las suposiciones anteriores, el método de Willhite¹⁹ es posiblemente el más riguroso y de fácil aplicación. Este se fundamenta en el uso de un coeficiente de transferencia de calor total para un sistema formado por el espacio anular, las tuberías de inyección y revestimiento, el cemento y el aislante en caso que exista. Este sistema (completación) se ilustra

en la Figura 4.13. Basado en este sistema, Willhite desarrolló expresiones para estimar el coeficiente de transferencia de calor total. Estas expresiones son:

$$U_{to} = \left[\frac{r_{to}}{r_{ii} h_f} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ii}}\right)}{K_{hs}} + \frac{1}{(h_c + h_r)} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{co}}{r_{ci}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_h}{r_{co}}\right)}{K_{hcem}} \right]^{-1} \quad (4.55)$$

Para el caso de tubería de inyección aislada con un aislante de espesor Δr_{ins} , *pulg*, y conductividad térmica K_{hins} , $\frac{BTU}{h - pie - F}$.

$$U_{to} = \left[\frac{r_{to}}{r_{ii} h_f} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{to}}{r_{ii}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} + \frac{r_{to}}{r_{ins} (h_c' + h_r')} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{co}}{r_{ci}}\right)}{K_{hs}} + \frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_h}{r_{co}}\right)}{K_{hcem}} \right]^{-1} \quad (4.56)$$

En ambos casos, el espacio anular se consideró lleno de aire y se ha utilizado el área exterior de la tubería de inyección ($2\pi r_{to} \Delta L$) como área característica.

Las expresiones de U_{to} dadas por las ecuaciones (4.55) y (4.56), fueron desarrolladas considerando los siguientes mecanismos de transferencia de calor: convección forzada desde el vapor hacia la superficie interna de la tubería de inyección, conducción a través de las paredes de la tubería de inyección y de revestimiento, del aislante y del cemento, y convección libre y radiación en el espacio anular.

Los términos usados en las ecuaciones (4.55) y (4.56) son definidos como sigue:

r_{ii} : radio interno de la tubería de inyección, *pies*

r_{to} : radio externo de la tubería de inyección, *pies*

r_{ins} : radio hasta la superficie externa del aislante, *pies*

r_{ci} : radio interno del revestidor, *pies*

r_{co} : radio externo del revestidor, *pies*

r_h : radio del hoyo del pozo, *pies*

K_{hins} : conductividad térmica del aislante, $\frac{BTU}{h - pie - F}$.

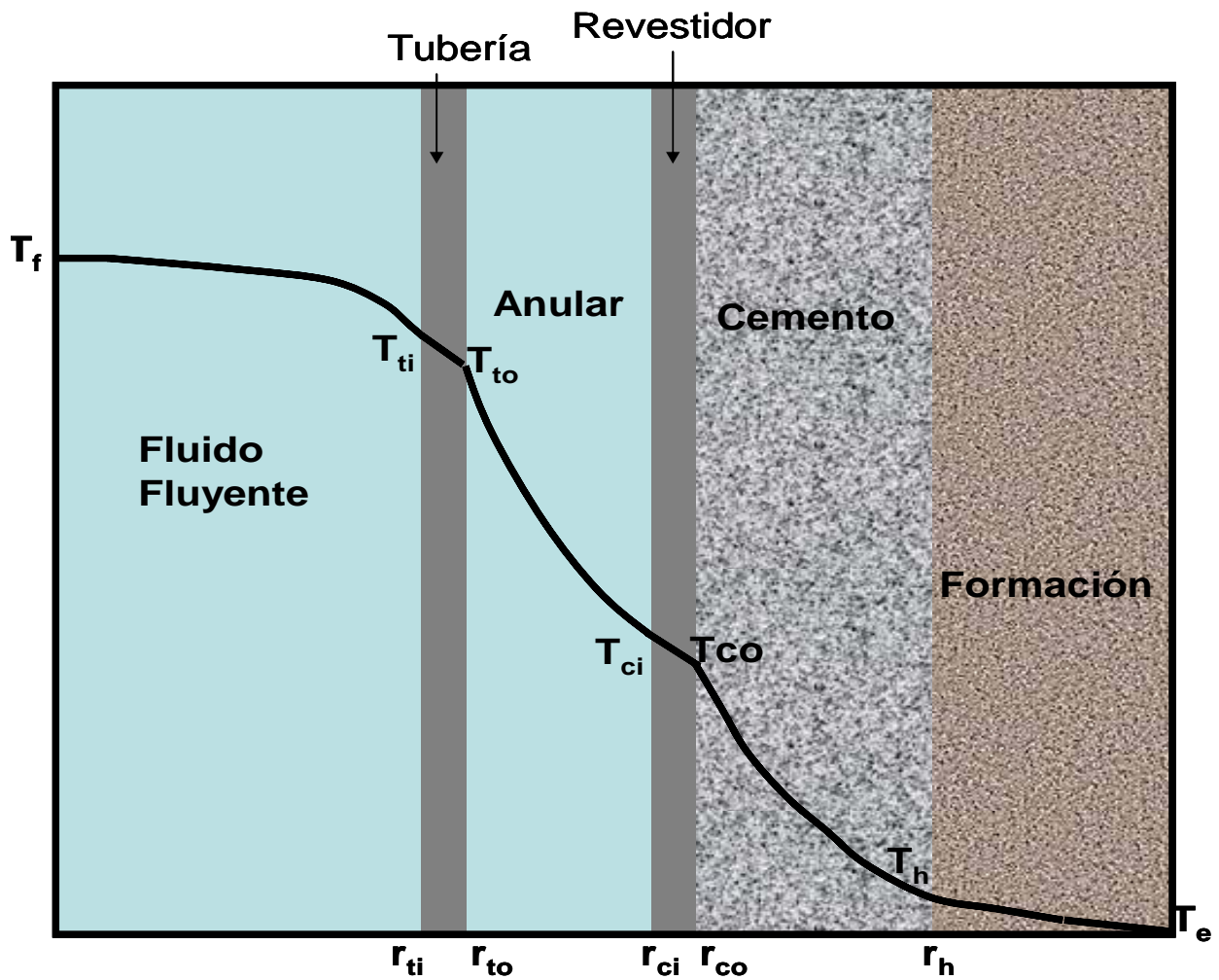


Fig. 4.13.- Distribución de temperatura en un pozo de inyección.¹⁹

K_{hs} : conductividad térmica del material (acero) del cual está construida la

línea, $\frac{BTU}{h - pie - F}$.

K_{hcem} : conductividad térmica del cemento, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

h_f : coeficiente de película ("film coefficient") de transferencia de calor o coeficiente de condensación entre el fluido fluyendo y la superficie

interna de la tubería de inyección, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$.

h_r : coeficiente de transferencia de calor por radiación entre la superficie externa de la tubería de inyección y la interna de revestimiento,

$$\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

h_c : coeficiente de transferencia de calor por convección natural entre la superficie externa de la tubería de inyección y la interna de revestimiento,

$$\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

h_r' : coeficiente de transferencia de calor por radiación entre la superficie externa del aislante y la interna de revestimiento,

$$\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

h_c' : coeficiente de transferencia de calor por convección natural entre la superficie externa del aislante y la interna de revestimiento,

$$\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

Al igual que en líneas de superficie, los términos conteniendo h_f y K_{hs} , pueden despreciarse de las ecuaciones 4.55 y 4.56, lo cual implica suponer que: $T_s \cong T_{ti}$ y que $T_{ci} \cong T_{co}$ respectivamente.

Los coeficientes de transferencia de calor por radiación h_r y h_r' se evalúan de acuerdo a la ecuación de Stefan-Boltzmann^{5,6}:

$$h_r = \sigma \varepsilon (T_{to}^* + T_{ci}^*) (T_{to}^* + T_{ci}^*) \quad (4.57)$$

donde ε es el factor de forma (o factor de vista), el cual depende de la geometría de los cuerpos y que relaciona la radiación emitida por un cuerpo, que es interceptada por el otro, y viene dada por:

$$\varepsilon = \left[\frac{1}{\varepsilon_{to}} + \frac{r_{to}}{r_{ci}} \left(\frac{1}{\varepsilon_{ci}} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (4.58)$$

donde ε_{to} y ε_{ci} son las emisividades de la superficie externa de la tubería de inyección y de la interna de revestimiento.

Por otro lado, si la tubería de inyección está recubierta de aislante,

$$h_r' = \sigma \varepsilon (T_{ins}^*{}^2 + T_{ci}^*{}^2) (T_{ins}^* + T_{ci}^*) \quad (4.59)$$

siendo :

$$\varepsilon = \left[\frac{1}{\varepsilon_{ins}} + \frac{r_{ins}}{r_{ci}} \left(\frac{1}{\varepsilon_{ci}} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (4.60)$$

donde, ε_{ins} se refiere a la emisividad de la superficie externa del aislante, y los otros términos ya fueron previamente definidos.

Como en el caso de las líneas de superficie, $\varepsilon=0$ para superficies reflectantes y $\varepsilon=1$ para superficies oscuras ("black body"). En el caso de que el espacio anular contenga un líquido, el valor de ε será igual a cero.

Los coeficientes de transferencia de calor por convección natural h_c y h_c' se pueden evaluar de acuerdo a valores experimentales correlacionados mediante análisis dimensional²⁰. Las ecuaciones desarrolladas para su evaluación son las siguientes:

$$h_c = \frac{0,049 K_{han} (G_r P_r)^{0,333} (P_r)^{0,074}}{r_{to} \ln \left(\frac{r_{ci}}{r_{to}} \right)} \quad (4.61)$$

con,

$$G_r = \left(\frac{(r_{ci} - r_{to})^3 g \rho_{an}^2 \beta_{an} (T_{to} - T_{ci})}{\mu_{an}^2} \right) \quad (4.62)$$

y,

$$P_r = \frac{c_{pan} \mu_{an}}{K_{han}} \quad (4.63)$$

y, con aislante

$$h_c' = \frac{0,049 K_{han} (G_r P_r)^{0,333} (P_r)^{0,074}}{r_{ins} \ln \left(\frac{r_{ci}}{r_{ins}} \right)} \quad (4.64)$$

con,

$$G_r = \frac{(r_{ci} - r_{ins})^3 g \rho_{an}^2 \beta_{an} (T_{ins} - T_{ci})}{\mu_{an}^2} \quad (4.65)$$

y,

$$P_r = \frac{c_{pan} \mu_{an}}{K_{han}} \quad (4.66)$$

donde:

K_{han} : conductividad térmica del fluido en el espacio anular, a temperatura y presión promedio del fluido en el anular, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

μ_{an} : viscosidad del fluido en el espacio anular, a temperatura y presión promedio del fluido en el anular, $\frac{lb}{pie - h}$.

β_{an} : coeficiente de expansión térmica del fluido en el espacio anular, a temperatura y presión promedio en el anular, F^{-1} .

ρ_{an} : densidad del fluido en el espacio anular, a temperatura y presión promedio del fluido en el anular, $\frac{lb}{pie^3}$.

c_{pan} : calor específico del fluido en el espacio anular, a temperatura y presión promedio en el anular, $\frac{BTU}{lb - F}$.

g : constante de gravedad, $4,17 \times 10^8 \frac{pie^2}{h}$

Una vez evaluado el coeficiente de transferencia de calor total U_{to} , la tasa de transferencia de calor Q ($\frac{BTU}{h}$) desde el interior de la tubería de inyección hasta la interfase cemento-formación, puede evaluarse mediante:

$$Q = 2\pi r_{to} U_{TO} (T_s - T_h) \Delta L \quad (4.67)$$

En vista de que el valor de T_h no se conoce, es necesario considerar la transferencia de calor hacia la formación, para así relacionarla con T_e , la temperatura original de la formación (o sea, en una zona alejada del pozo). Dado que la transferencia de calor desde la interfase cemento-formación a la formación se realiza bajo condiciones de flujo no continuo, se hace necesario resolver la ecuación de difusión:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} = \frac{1}{\alpha} \frac{\partial T}{\partial t} \quad (4.68)$$

a fin de determinar la distribución de temperatura.

Ramey²¹, resolvió la ecuación (4.68) para obtener la distribución de temperatura en función de r (distancia radial del pozo) y t (tiempo de inyección). Una vez sustituida esta solución, la ecuación para calcular la transferencia de calor entre la interfase cemento-formación y la formación es la siguiente:

$$Q = \frac{2\pi K_{he}(T_h - T_e)\Delta L}{f(t)} \quad (4.69)$$

donde:

T_e : temperatura original de la formación, F .

K_{he} : conductividad térmica de la formación, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

$f(t)$: función transitoria de calor, adimensional.

La función $f(t)$ puede ser obtenida de las soluciones para conducción de calor radial de un cilindro de longitud infinita. Tales soluciones son presentadas en muchos textos sobre transmisión de calor, y son análogas a las soluciones transitorias de flujo de fluidos usadas en ingeniería de yacimientos.

La Figura 4.14, presenta la función $f(t)$ para un cilindro perdiendo calor a temperatura constante, para un flujo de calor constante a una línea fuente y para un cilindro perdiendo calor bajo la condición de contorno para radiación. Como puede observarse, las tres soluciones convergen a una misma línea ("línea fuente"). El tiempo de convergencia está en el orden de una semana ó más. Así, la solución de la línea fuente para tiempos mayores de una semana viene dada por:

$$f(t) = \ln \frac{2\sqrt{\alpha t}}{r_h} - 0,29 \quad (4.70)$$

donde:

α : difusividad térmica de la tierra, $\frac{pie^2}{h}$.

t : tiempo de inyección, horas.
 r_h : radio del hoyo del pozo, pie.

Para tiempos menores de una semana, valores de la función $f(t)$ pueden ser obtenidos de la Tabla 4.8²⁷.

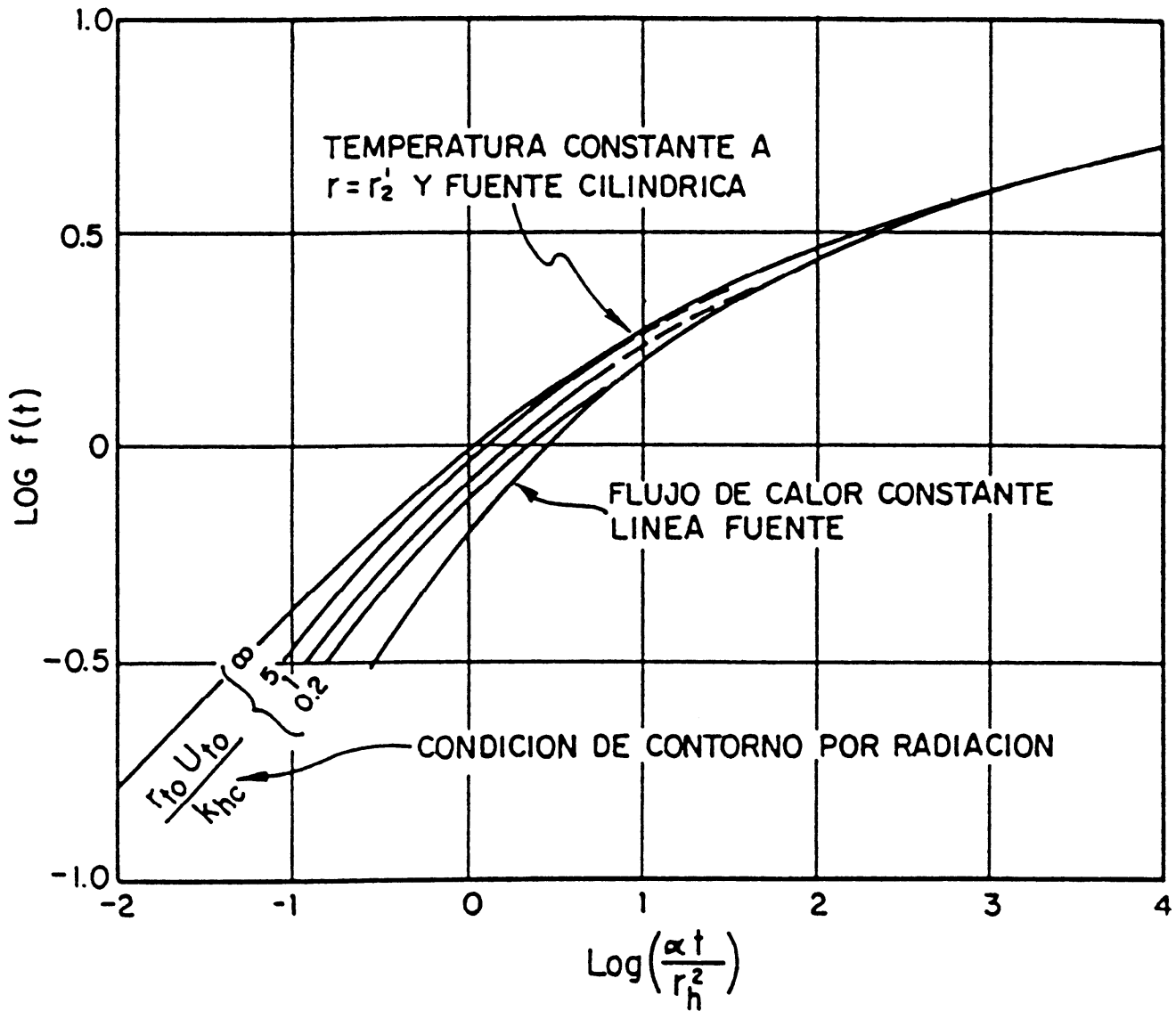


Figura 4.14- Conducción transitoria de calor en un sistema radial infinito²³.

Tabla 4.8
Función f(t) para la condición de contorno por radiación²⁴.

$\frac{r_{to} U_{to}}{k_a}$ $\frac{\alpha t}{r_A^2}$	0,01	0,02	0,05	0,1	0,2	0,5	1,0	2,0	5,0	10	20	50	100	∞
0,1	0,313	0,313	0,314	0,316	0,318	0,323	0,330	0,345	0,373	0,396	0,417	0,433	0,438	0,445
0,2	0,423	0,423	0,424	0,427	0,430	0,439	0,452	0,473	0,511	0,538	0,568	0,572	0,578	0,588
0,5	0,616	0,617	0,619	0,623	0,629	0,644	0,666	0,698	0,745	0,772	0,790	0,802	0,806	0,811
1,0	0,802	0,803	0,806	0,811	0,820	0,842	0,872	0,910	0,958	0,984	1,00	1,01	1,01	1,02
2,0	1,02	1,02	1,03	1,04	1,05	1,08	1,11	1,15	1,20	1,22	1,24	1,24	1,25	1,25
5,0	1,36	1,37	1,37	1,38	1,40	1,44	1,48	1,52	1,56	1,57	1,58	1,59	1,59	1,59
10,0	1,65	1,66	1,66	1,67	1,69	1,73	1,77	1,81	1,84	1,86	1,86	1,87	1,87	1,88
20,0	1,96	1,97	1,97	1,99	2,00	2,05	2,09	2,12	2,15	2,16	2,16	2,17	2,17	2,17
50,0	2,39	2,39	2,40	2,42	2,44	2,48	2,51	2,54	2,56	2,57	2,57	2,57	2,58	2,53
100,0	2,73	2,73	2,74	2,75	2,77	2,81	2,84	2,86	2,88	2,89	2,89	2,89	2,89	2,90

4.8.2-PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

Dado q el valor de U_{to} (h_r, h_r', h_c, h_c'), depende de las temperaturas T_{to} , T_{ins} y T_{ci} , las cuales no son conocidas; el procedimiento para evaluar U_{to} y luego Q es un proceso de ensayo y error, diferente de acuerdo a si existe o no aislante. A continuación se presentan ambos casos.

4.8.2a.- TUBERIA DE INYECCIÓN SIN AISLANTE

En este caso, el procedimiento a utilizar es como sigue:

Igualando las ecuaciones (4.67) y (4.69) y despejando T_h , se obtiene:

$$T_h = \frac{T_s f(t) + \frac{K_{he} T_e}{r_{to} U_{to}}}{f(t) + \frac{K_{he}}{r_{to} U_{to}}} \quad (4.71)$$

la cual relaciona T_h con T_e y T_s , temperaturas conocidas o estimables. En vista de que h_r y h_c dependen de T_{to} y T_{ci} , se hace necesario relacionar estas temperaturas con valores conocidos (T_s ó T_e) ó calculables (T_h).

Al considerar despreciable los términos que contienen h_f y K_{hs} se tiene que: $T_{ti} \cong T_{to} \cong T_s$ y que $T_{co} \cong T_{ci}$. El valor de T_{co} se puede relacionar con T_h , considerando la transferencia de calor a través del cemento, la cual viene dada por:

$$Q = \frac{2\pi K_{hcem}(T_{co} - T_h)\Delta L}{\ln\left(\frac{r_h}{r_{co}}\right)} \quad (4.72)$$

Igualando (4.67) con (4.72) se obtiene:

$$T_{co} = T_h + \frac{r_{to} U_{to} \ln\left(\frac{r_h}{r_{co}}\right)}{K_{hcem}} (T_s - T_h) \quad (4.73)$$

Luego, se sigue el procedimiento iterativo descrito a continuación:

- 1.- Suponer un valor de T_{ci} y evaluar h_r y h_c , puesto que $T_{to} \cong T_s$. Calcular U_{to} mediante la ecuación 4.55.
- 2.- Una vez evaluado U_{to} , se calcula T_h mediante la ecuación 4.71, evaluando previamente $f(t)$ para el tiempo de interés.
- 3.- Teniendo T_h se determina T_{co} de la ecuación 4.73 y por lo tanto T_{ci} , puesto que $T_{co} \cong T_{ci}$.
- 4.- Comparar el valor supuesto de T_{ci} calculado con el supuesto en 1, y repetir en caso necesario hasta que T_{ci} supuesto sea igual a T_{ci} calculado, dentro de una tolerancia de aproximación de $\cong 0,1^\circ$ utilizando como nuevo valor supuesto, el previamente calculado.

Una vez determinado el valor correcto de T_{ci} , se tendrá el valor correcto de T_h y de U_{to} y por lo tanto se puede calcular Q mediante las ecuaciones 4.67, 4.69 y 4.72. La constancia del valor de Q obtenido de las tres ecuaciones anteriores, demostrará la veracidad de la solución obtenida.

4.8.2b.- TUBERÍA DE INYECCIÓN CON AISLANTE

En este caso, además de suponer despreciable el efecto de los términos conteniendo h_f y K_{hs} , se considera que el cemento tiene iguales propiedades térmicas que la tierra ($K_{h_{cem}} = K_{he}$), por lo cual las expresiones para U_{to} y Q se simplifican a:

$$U_{to} = \left[\frac{r_{to} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{h_{ins}}} + \frac{r_{to}}{r_{ins}(h'_c + h'_r)} \right]^{-1} \quad (4.74)$$

y
$$Q = 2\pi r_{to} U_{to} (T_s - T_{co}) \Delta L \quad (4.75)$$

Además, la ecuación para la transferencia de calor desde la interfase cemento-formación a la formación se modifica para que represente la transferencia de calor desde el exterior del revestidor hacia la tierra, puesto que al suponer $K_{h_{cem}} = K_{he}$ se está considerando que en vez de cemento y luego tierra sólo existe tierra. Así la ecuación resultante es:

$$Q = \frac{2\pi K_{he} (T_{co} - T_e) \Delta L}{f(t)} \quad (4.76)$$

siendo $f(t)$ la expresión dada por la ecuación 4.70, cambiando r_h por r_{co} .

Con la finalidad de relacionar la temperatura $T_s \cong T_i \cong T_{to}$ con la temperatura del aislante T_{ins} , requerida para evaluar h'_r y h'_c se hace necesario considerar la transferencia de calor a través del aislante. Esta viene expresada por:

$$Q = \frac{2\pi K_{ins} (T_{to} - T_{ins}) \Delta L}{\ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)} \quad (4.77)$$

Dado que el valor de Q expresado por las ecuaciones 4.75, 4.76 y 4.77 es el mismo a cualquier tiempo (flujo continuo), se tiene que:

Igualando 4.75 con 4.76 resulta:

$$T_{co} = \frac{K_{he} T_e + r_{to} U_{to} f(t) T_s}{K_{he} + r_{to} U_{to} f(t)} \quad (4.78)$$

Igualando 4.75 con 4.77 resulta:

$$T_{ins} = T_s - \frac{r_{to} U_{to} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{hins}} (T_s - T_{co}) \quad (4.79)$$

la cual, al reemplazar T_{co} por la expresión 4.78, se transforma en:

$$T_{ins} = T_s - \frac{r_{to} U_{to} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)}{K_{ins}} \left(T_s - \frac{K_{he} T_e + r_{to} U_{to} f(t) T_s}{K_{he} + r_{to} U_{to} f(t)} \right) \quad (4.80)$$

Finalmente, al igualar 4.76 con 4.77 se obtiene:

$$T_{co} = T_e + \frac{K_{hins} f(t)}{K_{he} \ln\left(\frac{r_{ins}}{r_{to}}\right)} (T_s - T_{ins}) \quad (4.81)$$

Las expresiones 4.80 y 4.81 conjuntamente con la 4.74 y las utilizadas para evaluar h'_r y h'_c , constituyen el conjunto de ecuaciones a utilizar en el procedimiento iterativo requerido para este caso de tubería de inyección con aislante. El procedimiento iterativo es el siguiente:

- 1.- Suponer un valor de T_{ins} y calcular T_{co} mediante la ecuación 4.81.
- 2.- Con los valores de T_{ins} y T_{co} , evaluar h'_r y h'_c y por lo tanto U_{to} mediante la ecuación 4.74.
- 3.- Conocido el valor de U_{to} se determina T_{ins} de la ecuación 4.80.
- 4.- Comparar el valor de T_{ins} calculado con el supuesto en 1, y repetir en caso necesario hasta que T_{ins} supuesto sea igual a T_{ins} calculado, dentro de una tolerancia de aproximación de $\cong 0,1^\circ$, utilizando como nuevo valor supuesto el previamente calculado.

Una vez determinado el valor correcto de T_{ins} , los valores de U_{to} y T_{co} serán los correctos, y por lo tanto se puede calcular Q mediante las ecuaciones 4.75, 4.76 y

4.77. La constancia del valor de Q obtenido por las ecuaciones anteriores, demostrará la veracidad de los valores obtenidos.

El ejemplo a continuación ilustrará ambos procedimientos.

EJEMPLO 4.7

Vapor a 600 F es inyectado en un pozo a través de la tubería de inyección de 3 pulg . El pozo fue completado con un revestidor de 9 pulg , 53 lb/pie , $N-80$, en un hoyo de 12 pulg . La profundidad del pozo es 1000 pies y la temperatura de la tierra es 100 F . Calcular las pérdidas de calor en el pozo después de 21 días de inyección continua. Además, se dispone de la siguiente información adicional:

$$r_{to} = 0,146\text{ pies}$$

$$r_{ci} = 0,355\text{ pies}$$

$$r_{co} = 0,400\text{ pies}$$

$$r_h = 0,500\text{ pies}$$

$$\alpha = 0,0286 \frac{\text{pie}^2}{\text{h}}$$

$$K_{he} = 1,0 \frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$$

$$\varepsilon_{to} = \varepsilon_{ci} = 0,9$$

$$K_{hcem} = 0,2 \frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$$

Repetir el problema para el caso de tubería aislada con un aislante de conductividad térmica igual a $0,04 \frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - \text{F}}$ y espesor $1,0\text{ pulg}$ ($\varepsilon_{ci}=0,9$).

SOLUCIÓN:

-Tubería desnuda:

a.- Cálculo de $f(t)$ para $t=21\text{ días}$ (Ec. 4.70)

$$f(t) = \ln \frac{2\sqrt{0,0286 \times 504}}{0,5} - 0,29 = 2,43$$

b.- Cálculo de ε (Ec. 4.58)

$$\varepsilon = \left[\frac{1}{0,9} + \frac{0,146}{0,355} \left(\frac{1}{0,9} - 1 \right) \right]^{-1} = 0,865$$

c.- Para iniciar los cálculos, supóngase que:

$$T_{ci} = \frac{T_s + T_c}{2} = \frac{600 + 100}{2} = 350F = 810R$$

y

$$T_{avg} = \frac{(600 + 350)}{2} = 475F$$

d.- Cálculo de las propiedades físicas del aire (espacio anular) a T_{avg} .

$$K_{han} = 0,0240589 \frac{BTU}{h - pie - F} \quad \rho_{an} = 0,0417611 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\mu_{an} = 0,0664833 \frac{lb}{pie - h} \quad \beta_{an} = 0,0010562 F^{-1}$$

$$C_{pan} = 0,2471199 \frac{BTU}{lb - F}$$

e.- Cálculo de h_r (Ecuación 4.57)

$$h_r = (0,1713 \times 10^{-8}) \times 0,865 \times (1.060^2 + 810^2) \times (1.060 + 810) = 4,931 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

f.- Cálculo de G_r (Ecuación 4.62) y P_r (Ecuación 4.63)

$$P_r = \frac{(0,2471199)(0,0664833)}{(0,0240589)} = 0,683$$

$$r_{ci} - r_{to} = 0,209 \text{ pies}$$

$$G_r = \frac{(0,209)^3 (4,17 \times 10^8) (0,0417611)^2 (0,0010562) (600 - 350)}{(0,0664833)^2} = 396.625$$

$$(G_r \times P_r)^{0,333} = [(396.625)(0,683)]^{0,333} = 64,435$$

$$(P_r)^{0,074} = (0,683)^{0,074} = 0,972181$$

g.- Cálculo de h_c (Ec. 4.61)

$$h_c = \frac{(0,049)(0,0240589)(64,435)(0,972181)}{(0,146) \ln\left(\frac{0,355}{0,146}\right)} = 0,569279 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

h.- Cálculo de U_{to} (Ec. 4.56)

$$U_{to} = \left[\frac{1}{0,569279 + 4,931306} + \frac{(0,146) \ln\left(\frac{0,5}{0,4}\right)}{0,2} \right]^{-1} = 2,901127 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

i.- Cálculo de T_h (Ec. 4.71)

$$T_h = \frac{(600)(2,43) + \frac{(1,0)(100)}{(0,146)(2,901127)}}{2,43 + \frac{1,0}{(0,146)(2,901127)}} = 353,6F$$

j.- Cálculo de T_{co} (Ec. 4.73)

$$T_{co} = 353,6 + \frac{(0,146)(2,901127) \ln \frac{0,5}{0,4}}{0,2} (600 - 353,6) = 470,1F$$

Pero, $T_{co} \cong T_{ci}$ y dado que la diferencia entre el valor supuesto de T_{ci} (350 F) y el valor de T_{ci} calculado (470,1 F) difieren de una tolerancia de aproximación 0,1%, los cálculos deben repetirse tomando como nuevo T_{ci} supuesto el T_{ci} calculado. A continuación se presentan resultados de las siguientes iteraciones:

Iteración	Valor supuesto	Valores calculados				
	T_{ci} (F)	T_h (F)	T_{co} (F)	h_r $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$	h_c $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$	U_{to} $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$
1	350,0	353,6	470,1	4,931306	0,569279	2,901127
2	470,1	362,3	482,7	5,863546	0,439713	3,110005
3	482,7	363,2	484,0	5,971304	0,423283	3,132075
4	484,0	363,3	484,1	5,982346	0,421564	3,134311

k.- Cálculo de la tasa de pérdidas de calor (ecuación 4.67, 4.69 y 4.72).

$$Q = 2\pi \times 0,146 \times 3,134311 \times (600 - 363,3) \times 1.000 = 680.570 \frac{BTU}{h}$$

$$Q = \frac{2\pi \times 1,0 \times (363,3 - 100) \times 1000}{2,43} = 680.807 \frac{BTU}{h}$$

$$Q = \frac{2\pi \times 0,2 \times (484,1 - 363,3) \times 1000}{\ln\left(\frac{0,5}{0,4}\right)} = 680.287 \frac{BTU}{h}$$

-Tubería Aislada:

a.- Cálculo de $f(t)$ para $t= 21$ días (Ecuación 4.70)

como se ha supuesto que el cemento es igual a la tierra, entonces $r_h = r_{co} = 0,4$ pies,

$$f(t) = \ln \frac{2\sqrt{(0,0286)(504)}}{0,4} - 0,29 = 2,65$$

b.- Cálculo de ε (Ecuación 4.60)

$$r_{ins} = 0,146 + 1/12 = 0,229 \text{ pies}$$

$$\varepsilon = \left[\frac{1}{0,9} + \frac{0,229}{0,355} \left(\frac{1}{0,9} - 1 \right) \right]^{-1} = 0,846$$

c.- Cálculo de T_{co} (Ecuación 4.81),

suponiendo que:
$$T_{ins} = \frac{T_s + T_e}{2} = \frac{(600 + 100)}{2} = 350F$$

$$T_{co} = 100 + \frac{(0,04)(2,65)}{(1,0)\ln\left(\frac{0,229}{0,146}\right)} (600 - 350) = 158,9F$$

d.- Cálculo de las propiedades físicas del aire a T_{avg} .

$$T_{avg} = \frac{(350 + 158,9)}{2} = 254,5F$$

$$K_{han} = 0,0192936 \frac{BTU}{h - pie - F} \quad \rho_{an} = 0,0556451 \frac{lb}{pie^3}$$

$$\mu_{an} = 0,0548742 \frac{lb}{pie - h} \quad \beta_{an} = 0,0014065 F^{-1}$$

$$c_{pan} = 0,2424027 \frac{BTU}{lb - F}$$

e.- Cálculo de h'_r (Ecuación 4.59)

$$h'_r = 0,1713 \times 10^{-8} \times 0,846 \times (810^2 + 618,9^2) \times (810 + 618,9) = 2,151 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

f.- Cálculo de G_r (Ecuación 4.65) y P_r (Ecuación 4.66)

$$P_r = \frac{(0,2424027)(0,0548742)}{(0,0192936)} = 0,689$$

$$r_{ci} - r_{ins} = 0,126 \text{ pies}$$

$$G_r = \frac{(0,126)^3 (4,17 \times 10^8) (0,0556451)^2 (0,0014065) (350 - 158,9)}{(0,0548742)^2} = 230.550$$

$$(G_r \times P_r)^{0,333} = [(230.550)(0,689)]^{0,333} = 53,942$$

$$(P_r)^{0,074} = (0,689)^{0,074} = 0,972810$$

g.- Cálculo de h'_c (Ecuación 4.64)

$$h'_c = \frac{(0,049)(0,0192936)(53,942)(0,972810)}{(0,229) \ln\left(\frac{0,355}{0,229}\right)} = 0,494155 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

h.- Cálculo de U_{to} (Ecuación 4.74)

$$U_{to} = \left[\frac{(0,146) \ln\left(\frac{0,229}{0,146}\right)}{0,04} + \frac{(0,146)}{(0,229)(0,494155 + 2,151803)} \right]^{-1} = 2,901127 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$$

i.- Cálculo de T_{ins} (Ecuación 4.80)

$$T_{ins} = 600 - \frac{(0,146)(0,530821) \ln\left(\frac{0,229}{0,146}\right)}{0,04} \left(600 - \frac{(1,0)(100) + (0,196)(0,530821)(2,65)(600)}{(1,0) + (0,146)(0,530821)(2,68)} \right)$$

$$T_{ins} = 238,3 F$$

En vista que la diferencia entre el valor de T_{ins} supuesto ($350 F$) y el valor de T_{ins} calculado ($238,3 F$) difieren de una tolerancia de aproximación de $0,1^\circ$, los cálculos deben repetirse tomando como T_{ins} supuesto el T_{ins} calculado. A continuación se presenta resultados de las siguientes iteraciones:

	Valor supuesto	Valores calculados				
Iteración	T _{ci} (F)	T _h (F)	T _{co} (F)	h _r $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$	h _c $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$	U _{to} $\frac{BTU}{h - \pi e^2 - F}$
1	350,0	158,9	238,3	2,151803	0,494155	0,530821
2	238,3	185,1	247,7	1,757909	0,337135	0,512268
3	247,7	182,8	246,6	1,788804	0,389573	0,514255
4	246,6	183,1	246,7	1,785171	0,357129	0,514033

j.- Cálculo de la tasa de pérdidas de calor Q (Ecuaciones 4.75, 4.76 y 4.78)

$$Q = 2\pi (0,146) (0,514033) (600 - 183,1) (1000) = 196.587 \frac{BTU}{h}$$

$$Q = \frac{2\pi \times 0,1 \times (183,1 - 100) \times 1.000}{(2,65)} = 197.031 \frac{BTU}{h}$$

$$Q = \frac{2\pi (0,04) (600 - 246,7) (1000)}{\ln\left(\frac{0,286}{0,146}\right)} = 197.269 \frac{BTU}{h}$$

Aparte del procedimiento anterior, existen otros métodos para estimar las pérdidas de calor en el pozo durante la inyección de vapor húmedo y saturado. Entre ellos cabe mencionar los siguientes:

4.8.3- MÉTODO DE RAMEY¹:

Comprende un estudio completo sobre la transmisión de calor durante la inyección de fluidos calientes. Para el caso de vapor húmedo y saturado, Ramey¹ recomienda las siguientes ecuaciones para el cálculo de las pérdidas de calor:

a.- Si el vapor está siendo inyectado a través de la tubería de inyección:

$$Q = \frac{2\pi r_{to} U_{to} K_{he}}{K_{he} + r_{to} U_{to} f(t)} \left[(T_s - T_a) Z - \frac{aZ^2}{2} \right] \quad (4.82)$$

b.- Si el vapor está siendo inyectado a través de la tubería de revestimiento ($U_{to} = \infty$).

$$Q = \frac{2\pi K_{he}}{f(t)} \left[(T_s - T_a)Z - \frac{aZ^2}{2} \right] \quad (4.83)$$

Donde:

Q: tasa de pérdidas de calor, $\frac{BTU}{h}$

U_{to} : coeficiente de transferencia de calor total referido al área exterior de la tubería de inyección, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$

r_{to} : radio exterior de la tubería de inyección, *pies*.

K_{he} : conductividad térmica de la tierra, $\frac{BTU}{h - pie - F}$

T_s : temperatura de saturación del vapor, *F*.

T_a : temperatura ambiente en la superficie, *F*.

a: gradiente geotérmico, *F/pie*.

Z: profundidad del intervalo considerado, *pies*.

$f(t)$: función transitoria de calor (Ecuación 4.70 ó Tabla 4.7).

4.8.4. MÉTODO DE SATTER²⁵.

Es un método analítico para determinar la calidad del vapor al final de un conjunto de intervalos, de longitud ΔZ , en los cuales se divide la profundidad del pozo. Conociendo la calidad del vapor a una profundidad cualquiera se puede determinar la tasa de pérdidas de calor en el pozo. La ecuación desarrollada por Satter²⁵ es la siguiente:

$$X_{st}(Z, t) = X_{st}(Z - \Delta Z, t) + \frac{a(\Delta Z)^2}{2A'} + \frac{(A'B' + T_a + a(Z - \Delta Z) - T_s)\Delta Z}{A'} \quad (4.84)$$

con A' y B' definidas por:

$$A' = \frac{wL_v(K_{he} + r_{to}U_{to}f(t))}{2\pi r_{to}U_{to}K_{he}} \quad (4.85)$$

$$y \quad B' = \frac{g}{778g_c L_v} \quad (4.86)$$

donde:

$X_{st}(Z,t)$: calidad del vapor a la profundidad Z y al tiempo t , luego de iniciada la inyección, *fracción*.

$X_{st}(Z-\Delta Z,t)$: calidad del vapor a la profundidad $(Z-\Delta Z)$ y al tiempo t , *fracción*.

w : tasa de inyección de vapor, $\frac{lb}{h}$.

L_v : calor latente de vaporización, $\frac{BTU}{lb}$.

g : aceleración de la gravedad, $4,17 \times 10^8 \frac{pie^2}{h}$.

g_c : factor de conversión de unidades, $4,17 \times 10^8 \frac{lb_m - pie}{lbf - h^2}$.

La ecuación 4.84 se aplica repetidamente para una serie de intervalos de longitud ΔZ hasta cubrir la profundidad total del pozo. A mayor número de intervalos mayor la precisión de los resultados calculados, puesto que algunas propiedades son evaluadas a temperaturas promedio en cada intervalo considerado.

Si se desea conocer la profundidad a la cual todo el vapor se ha condensado ("the hot water point"), este se encuentra igualando $X_{st}(Z,t)=0$ en la ecuación 4.84 y resolviendo la ecuación cuadrática para Z .

4.8.5. MÉTODO DE PACHECO Y FAROUQ ALI²⁶.

Es un modelo matemático de la mecánica del flujo de vapor húmedo y saturado a través del pozo, el cual toma en cuenta la variación de temperatura y presión del vapor debido a fricción como también las pérdidas de calor por radiación, conducción y convección. El modelo consiste en dos ecuaciones diferenciales ordinarias no lineales las cuales se resuelven iterativamente. Los resultados del modelo fueron comparados con resultados obtenidos por otros métodos y con

datos de campo. Además, analiza la influencia de ciertos factores sobre la tasa de pérdidas de calor, tales como diámetro de la tubería de inyección, presión, tasa y tiempo de inyección, uso de aislante y pintura de aluminio en la tubería de inyección.

4.8.6. MÉTODO DE SUGIURA Y FAROUQ ALI²⁷.

Presentan un modelo matemático similar al anterior donde toman en consideración los diversos regímenes de flujo de vapor húmedo y saturado a través del pozo. Aunque el procedimiento de cálculo presentado al inicio de esta sección está limitado a un número de suposiciones, es bastante útil y a menudo se obtienen resultados de las pérdidas de calor dentro de un 10% de las obtenidas por medio de los dos últimos métodos.

4.9 CALIDAD DEL VAPOR EN EL POZO.

Además del procedimiento presentado por Satter²⁵ para determinar la calidad del vapor en el pozo, una manera alterna de calcular la calidad en la cara de la formación, $X_{st,wh}$, es mediante el siguiente balance de calor:

Contenido de calor del vapor en el cabezal del pozo = contenido del vapor en el fondo del pozo + pérdidas de calor en el pozo

El cual escrito en términos matemáticos puede expresarse como;

$$w(H_w + X_{st,wh}L_v) = w(H_w + X_{st}L_v) + qZ \quad (4.87)$$

de donde:

$$X_{st} = X_{st,wh} - \frac{qZ}{wL_v} \quad (4.88)$$

siendo las unidades las mismas de la ecuación 4.50, y Z es la profundidad a la cual se desea calcular la calidad, *pies*.

El balance expresado por la ecuación 4.87, implica que no existen pérdidas o ganancias de presión en el pozo, o mejor dicho que se consideran despreciables. Un estimado de éstas pérdidas o ganancias de presión, pueden ser calculadas considerando el cambio en la energía cinética, el cambio debido al peso del fluido (presión estática) y las pérdidas de presión debido a fricción.

4.10.- CAIDAS DE PRESIÓN EN EL POZO

Las pérdidas o ganancias de presión en un pozo de inyección considerando los factores antes mencionados, pueden ser calculados por medio de la siguiente ecuación;

$$p_2 = p_1 + 1,687 \times 10^{-12} (v_{ws1} - v_{ws2}) \frac{w^2}{r_i^4} + 6,944 \times 10^{-3} \frac{\Delta Z}{V_{ws1}} - \Delta p_f \quad (4.89)$$

donde:

p_1 : presión del vapor en el cabezal del pozo, *lpca*.

p_2 : presión del vapor en el fondo del pozo, *lpca*.

w : tasa de flujo del vapor, *lb/h*.

r_i : radio interno de la tubería, *pies*.

ΔZ : profundidad del intervalo considerado, *pies*.

f : factor de fricción, *adimensional*.

v_{ws1} : volumen específico del vapor húmedo en el cabezal del pozo, $\frac{pie^3}{lb}$.

v_{ws2} : volumen específico del vapor húmedo en el fondo del pozo, $\frac{pie^3}{lb}$.

Δp_f : caída de presión debido a fricción, *lpc*.

La caída de presión debido a fricción, Δp_f , viene dada por:

$$\Delta p_f = 1,68391 \times 10^{-12} \frac{w^2 v_T \Delta Z f}{r_i^5} \quad (4.90)$$

donde, v_T , es el volumen específico total de fluido en pie^3/lb .

El factor de fricción, f , puede determinarse de la Figura 4.12, o mediante la ecuación 4.51 o la ecuación 4.54 con el número de Reynolds dado por:

$$R_e = \left(\frac{0,2632w}{r_{ii}} \right) \left(\frac{1}{\mu_w^{H_l} \mu_s^{(1-H_l)}} \right) \quad (4.91)$$

donde:

H_l : factor “holdup” del líquido, *adimensional*.

μ_w : viscosidad del agua saturada, *cp*.

μ_s : viscosidad del vapor seco y saturado, *cp*.

El factor H_l , es usado por Hagedorn²⁸ para tomar en cuenta el “holdup” del líquido en la tubería. En el caso de inyección de vapor a través de la tubería de inyección (eductor) o de revestimiento, el efecto del deslizamiento se desprecia y H_l puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$H_l = \frac{(1 - X_{st})v_{ws1}}{v_T} \quad (4.92)$$

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para estimar la caída de presión en un pozo de inyección.

EJEMPLO 4.8.

Vapor a una tasa de 800 B/D (equivalente de agua) y a una presión de 680 lpca , está siendo inyectado en un pozo a través de la tubería de inyección de $0,1017 \text{ pies}$ de radio interno. La calidad en el cabezal del pozo es de $78,7\%$ y la calidad a la profundidad de 1.800 pies es de $63,2\%$. Calcular la caída de presión en el pozo. Considérese la rugosidad absoluta igual a $0,001$.

SOLUCIÓN:

a.- Cálculo del factor “holdup” del líquido, H_l (Ecuación 4.92)

$$V_T = \left(\frac{0,787 + 0,632}{2} \right) (0,65371) + 0,02042 = 0,484 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}}$$

$$H_L = \frac{(1 - 0,7095)(0,02042)}{0,484} = 0,0123$$

b.- Cálculo del número de Reynolds, R_e (Ecuación 4.91)

$$w = 800 \frac{350}{24} = 11.667 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$R_e = \left(\frac{(0,2632)(11.667)}{0,1017} \right) \left(\frac{1}{(0,10298)^{0,0123} (0,0183)^{0,9877}} \right) = 1,615 \times 10^6$$

c.- Cálculo del factor de fricción f :

Con $R_e = 1,615 \times 10^6$ y rugosidad absoluta igual a $0,001$, usando la Ecuación 4.54, se obtiene:

$$f = 0,0049.$$

d.- Cálculo de la caída de presión debido a fricción, Δp_f , (Ecuación 4.90)

$$\Delta p_f = (1,6839 \times 10^{-12}) \left(\frac{(11.667)^2 (0,484) (1.800) (0,0049)}{(0,1017)^5} \right) = 89,88 \text{ lpc}$$

e.- Cálculo de la presión estática, (Ecuación 4.89)

$$v_{ws1} = (0,787) (0,65371) + 0,02042 = 0,5349 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$p_s = 6,944 \times 10^{-3} \frac{1.800}{0,5349} = 23,37 \text{ lpc}$$

f.- Cálculo del término de la energía cinética, (Ecuación 4.89)

Se evalúa v_{ws2} a la presión de $611,39 \text{ lpca}$ y a la calidad de $62,3\%$, o sea,

$$V_{ws2} = 0,02016 + (0,623) (0,73672) = 0,4791 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

Finalmente, usando la ecuación 4.89:

$$p_2 = 680 + (1,687 \times 10^{-12}) (0,5349 - 0,4791) \frac{(11667)^2}{(0,1017)^4} + 23,37 - 89,88 = 609,41 \text{ lpca}$$

y
$$\Delta p = p_1 - p_2 = 70,59 \text{ lpca}$$

4.11.- PÉRDIDAS DE CALOR DURANTE LA INYECCIÓN DE UN FLUÍDO MONOFÁSICO CALIENTE:

Los métodos previamente presentados para estimar las pérdidas de calor durante la inyección de vapor húmedo y saturado (fluido bifásico), suponen que la temperatura del vapor a lo largo del pozo se mantiene constante e igual a la temperatura de saturación del vapor. Esto es bastante aceptable en el caso de vapor húmedo y saturado, puesto que las pérdidas de calor ocurren a expensas del calor latente de vaporización; sin embargo, es completamente inaceptable en el caso de inyección de un fluido monofásico caliente, tal como agua, vapor sobrecalentado, aire, etc., donde las pérdidas de calor ocurren a expensas del calor sensible del mismo y por lo tanto su temperatura varía a lo largo del camino de flujo en el hoyo del pozo.

Por esta razón, para el caso de inyección de un fluido monofásico caliente, se hace necesario estimar la distribución de temperatura del fluido a lo largo del hoyo del pozo, para así poder estimar su entalpía (contenido de calor) a cada profundidad y de allí las pérdidas de calor.

Ramey²¹, desarrolló ecuaciones que permiten calcular la temperatura de un fluido monofásico caliente en función de profundidad y tiempo. Estas ecuaciones son:

a.- Para el caso de líquidos inyectados a través de la tubería de inyección (eductor).

$$T(Z,t) = aZ + T_a - aA + (T_o + aA - T_a) \times e^{-Z/A} \quad (4.93)$$

con A definida por:

$$A = \frac{wc_p(K_{he} + r_{to}U_{to}f(t))}{2\pi r_{to}U_{to}K_{he}} \quad (4.94)$$

donde:

$T(Z,t)$: temperatura del líquido a la profundidad Z en *pies* y al tiempo t en *días*

luego de iniciada la inyección, F

a : gradiente geotérmico, F/pe

T_a : temperatura ambiente en la superficie, F

T_o : temperatura del líquido en la superficie, F

w : tasa de inyección del líquido, $lb/día$

c_p : calor específico del líquido, $BTU/lb-F$

K_{he} : conductividad térmica de la tierra, $BTU/h-pe-F$

U_{to} : coeficiente de transferencia de calor total referido al área exterior de la tubería de inyección, $BTU/día-pe^2-F$

r_{to} : radio externo de la tubería de inyección, $pies$

$f(t)$: función transitoria de calor, *adimensional*

Z : profundidad del intervalo considerado, $pies$

b.- Para el caso de líquidos inyectados a través del revestidor, se aplica la misma ecuación (4.87), pero con A definida por:

$$A = \frac{wc_p f(t)}{2\pi K_{he}} \quad (4.95)$$

c.- Para el caso de gases, la temperatura en función de profundidad y tiempo se evalúa mediante la siguiente ecuación:

$$T(Z,t) = aZ - A \left(a \pm \frac{1}{778c_p} \right) + \left[T_o - T_a + A \left(a \pm \frac{1}{778c_p} \right) \right] e^{-Z/A} \quad (4.96)$$

donde A está definida por las ecuaciones (4.94) ó (4.95) dependiendo si la inyección es a través de la tubería de inyección o de revestimiento. T_o , c_p y w se refieren al gas que está siendo inyectado. El signo (+) donde aparece el doble signo indica que el término de la energía potencial se usa para el caso de flujo vertical hacia abajo, de un gas caliente con Z aumentando positivamente desde la superficie hacia abajo, el signo (-) se usa para el caso de flujo vertical hacia arriba con Z aumentando positivamente desde abajo hacia arriba, en este caso T_o sigue siendo la temperatura del fluido en la superficie.

4.12. PROBLEMAS

- 4.1** - En un pozo de la Faja Petrolífera del Orinoco se está inyectando vapor de 90 % de calidad a razón de 10.000 lb/h . El pozo está situado a 400 m de la planta y la línea tiene un diámetro interno de $2,50 \text{ pulgadas}$ y diámetro externo de $2,75 \text{ pulgadas}$. La temperatura ambiente en el sitio del pozo es de 80 F y generalmente no hay viento. Si la presión del vapor a la salida de la planta es de 700 lpca , calcular las pérdidas de calor y la calidad del vapor en el cabezal del pozo.
- 4.2** - En el área del pozo del problema anterior, la temperatura en la noche baja hasta 60 F y acostumbra soplar un viento de 30 millas/h de velocidad promedio. Calcular las pérdidas de calor y la calidad del vapor en el cabezal del pozo bajo estas condiciones.
- 4.3** - Con finalidades de evitar posibles accidentes por quemaduras, se procede a recubrir la línea con un aislante de conductividad térmica de $0,04 \text{ BTU/h-pie-F}$ y 1 pulgada de espesor. Determinar la temperatura que habría sobre la superficie del aislante, y la calidad del vapor, en el día y en la noche.
- 4.4** - Un pozo en Tía Juana, completado con un hoyo de 12 pulgadas de diámetro hasta una profundidad de 3.000 pies , tiene un revestidor de producción de $8,52 \text{ pulgadas}$ de diámetro interno y $9,60 \text{ pulgadas}$ de diámetro externo. La temperatura promedio en la superficie es de 80 F y el gradiente geotérmico de la zona es de $0,0120 \text{ F/pie}$. El pozo se somete a inyección de vapor a través de una tubería de $3,25 \text{ pulgadas}$ de diámetro interno y $3,50$ de diámetro externo y recibe 20.000 lb/h de un vapor de 75 % de calidad en el cabezal y 600 F de temperatura. Calcular las pérdidas de calor y la calidad del vapor en el fondo del pozo, al cabo de 20 días de iniciada la inyección.
- 4.5**- En un pozo vecino, de características similares, se decide probar un aislante de $0,05 \text{ BTU/h-pie-F}$ y espesor de $0,5 \text{ pulgadas}$. Calcular las pérdidas de calor y la calidad del vapor al cabo de 20 días , para comparar con el caso del pozo del problema 4.4.
- 4.6** – Repetir el problema anterior para las siguientes condiciones:

- i- Para tiempos de inyección de *50, 100, 500 y 1.000 días*
- ii- Para temperaturas de inyección de *300, 500, 700 y 1.000 F.*
- iii- Para tasas de inyección de *1.000, 2.500, 5.000 y 10.000 lb/h.*
- iv- Para profundidades de *1.000, 1.500, 2.000 y 2.500 pies.*

Realizar gráficos que muestren el efecto que sobre las pérdidas de calor y la Calidad en el fondo del pozo tienen los parámetros tiempo, temperatura de inyección, tasas de inyección y profundidad del pozo.

4.13.-REFERENCIAS

1. Ramey, H.J., Jr. : **“Fundamentals of Thermal Oil Recovery”**, P. 165, Dallas, The Petroleum Engineer Publishing Co., 1965.
2. Rohsenow, W. M. and Hartnett, J. P. : **“Hand Book of Heat Transfer”**, McGraw-Hill Book Company, 1973, Chapt.I.
3. McAdams, W. L. : **“Heat Transmission”**, McGraw-Hill Book Company, 3th edition, 1954.
4. Fourier, J. B. J. : **“Theorie Analytique de la Chaleur”**, Gauthier-Villars, París, 1882; English translation by Freeman, Cambridge, 1878.
5. Stefan, J., Sitzber.kais.Akad.Wiss.Wien, Math. Naturw.ke., 79, 391(1879).
6. Boltzman, L., Wied.Ann, 22, 291 (1884).
7. Prats, M. : **“Thermal Recovery”**, Henry L. Doherty Series. Vol. 7 AIME, (1982).
8. Nelson , W. L. : **“Petroleum Refinery Engineering”**, Chap.17 &18, 4th. Ed., New York, McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958.
9. Moss, J. T. and White, P. D. : **“Thermal Recovery Methods”**, Penn-Wen Publishing Company, Tulsa, Oklahoma (1983).
10. Farouq Ali, S. M. and Meldau, R. F. : **“ Practical Heavy Oil Recovery Course”**, University of Alberta, Canada, (1987),
11. Dittus, F. W. and Boelter, L. M. K., Univ. Calif. Pub. in Engrg. 2, 443 (1930).
12. Sieder, E. N. And Tate, G. E., Ind. Eng. Chem. 28, 1429 (1936).

13. Smith, C. R. : **“Mechanism of Secondary Oil Recovery”**, Reinhold Publishing Company, New York, 1966.
14. Kreith, F. : **“Principios de Transferencia de calor”**, Herrera Hnos. Sucesores S. R. 1^{era}. Edic. en Español, Nov. 1970, México.
15. Crawford, P. B. : **“Estimating Heat Losses from Pipe in Thermal Recovery Programs “**, Producers Monthly, Sept. 1966, p. 2.
16. Terán, B., Noguerón, D. and Casas, S. : **“How to Find Heat Losses in Surface steam lines”**, The Oil & Gas Jour., Jan, 11, 1971, p. 56.
17. Terán, B., Noguerón, D. : **“How Ambient Conditions Affect Steam-line Heat Loss”**, The Oil & Gas Jour., Jan, 21, 1974, p. 83.
18. Terán, B., Noguerón, D. : **“Here’s how to find pressure drop in steam lines”**, The Oil & Gas Jour., May, 17, 1971, p. 107.
19. Wilhite, P. G. : **“ Over-all Heat Transfer Coefficients in Steam and Hot Water Injection Wells”**, Jour. Of Pet. Tech., May, 1967, p. 607.
20. Dropkin, D. and Sommerscales, E. : **“Heat Transfer by natural Convection in Liquids Confined by Two Parallel Plates Inclined at Various Angles with Respect to the Horizontal”**, J. Heat Transfer, Trans. ASME, Series C (Feb., 1965) 87, 77-84.
21. Ramey, H. J. Jr. : **“Wellbore Heat Transmissions”**, Jour. Of Pet. Tech., (April, 1962) p. 427.
22. Moss, J. T. and White, P.D. : **“How to Calculate Temperature Profiles in a Water Injection Well”**, Oil & Gas Jour., (March 9, 1959) 57, No. 11, 174.
23. Carslaw, H. S. and Jaeger, J. C. : **“Conduction of Heat in Solids”**, Oxford U. Press, Amen House, London (1950).
24. Jessop, A. M. : **“Heat Flow in a System of Cylindrical Symmetry”**, Cdn. J. of Physics (1966) 44, 667-679.
25. Satter, A. : **“Heat Losses During Flow of Steam Down a Wellbore”**, J. Pet. Tech., (July, 1965) 845-851.
26. Pacheco, E. F. and Farouq Ali, S. M. : **“ Wellbore Heat Losses and Pressure Drop in Steam Injection”**, J. Pet. Tech. (Feb. 1972), p. 139.

27. Sugiura, T. and Farouq Ali, S. M. : **“A Comprehensive Wellbore Steam-Water Flow Model for Steam Injection and Geothermal Applications”**, SPE 7966, presented at the California Regional Meeting, Ventura, April 18-20, 1979, 1-12.
28. Hagerdon, A. R. and Brown, K. E. : **“Experimental Study o Pressure Gradients Occurring During Continuos Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits”**, J. Pet. Tech. (April, 1968), Vol. 87, 77-84.

CAPITULO V

CALENTAMIENTO DE LA FORMACION POR INYECCION DE FLUIDOS CALIENTES

El propósito general de los métodos de recuperación térmica es aumentar la temperatura del crudo en el yacimiento, de manera que éste puede fluir más fácilmente. Por lo tanto, es deseable calentar el yacimiento eficientemente, tomando en cuenta que no todo el calor inyectado o generado en el yacimiento permanece en él, ya que parte de éste calor se pierde con los fluidos producidos y parte se pierde hacia las formaciones adyacentes no productivas, a menudo referidas como suprayacentes y subyacentes.

Cuando el calor se disipa hacia las formaciones adyacentes mediante el mecanismo de transferencia de calor por conducción (lo que es el caso común), el calor disipado se puede estimar fácilmente, mientras que la cantidad de calor que sale del yacimiento con los fluidos producidos, es generalmente difícil de pronosticar sin la ayuda de simuladores físicos o numéricos.

El objetivo de este capítulo, es presentar algunas aproximaciones básicas para el cálculo de las áreas calentadas, por un lado, y la distribución de temperatura en el yacimiento por otro. Estos métodos son basados en un número de suposiciones simplificantes, las cuales permiten obtener una solución analítica del problema. Sin tales simplificaciones, la solución numérica es necesaria, lo cual cae en el campo de la simulación de yacimientos.

5.1- MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA FORMACIÓN

Cuando un fluido caliente, gas, líquido o una mezcla de ambos, es inyectado en una formación, parte de su contenido calorífico es transferido a la roca matriz y a los fluidos intersticiales, así como también a las formaciones adyacentes no productivas.

A medida que el fluido inyectado desplaza parcialmente al petróleo, al agua y al gas, transporta el calor a los espacios porosos. Así, los fluidos en la formación son calentados por conducción y convección, la roca matriz es calentada por conducción, y los fluidos desplazados son calentados por conducción y convección, con la predominancia de alguno de los dos dependiendo del tipo de fluido inyectado y de la viscosidad del petróleo. La transferencia conductiva de calor a la roca matriz ayuda a igualar las temperaturas del sólido y del fluido, las cuales usualmente se consideran iguales en cálculos de inyección de fluidos calientes. Sin embargo, el tipo de fluido inyectado determinará el tiempo al cual se alcanza tal equilibrio térmico. Por ejemplo, el coeficiente de transferencia de calor en el caso de vapor es mucho mayor que en el caso de agua caliente, lo cual, parcialmente podría ser responsable del pobre barrido en este último caso.

Normalmente, hay un gradiente vertical de temperatura en la formación en la cual el fluido ha sido inyectado, es decir, paralelo al plano del estrato. Sin embargo, en la mayoría de los tratamientos matemáticos de inyección de vapor, la temperatura se considera constante a lo largo de cualquier plano vertical (o sea, conductividad térmica vertical infinita), por lo cual la temperatura en la “zona de vapor” se considera constante. Así, a cualquier tiempo, habrá sólo dos temperaturas: la temperatura de la zona de vapor T_S , disminuyendo abruptamente a la temperatura original del yacimiento T_R . Esta explicación simplificada, es una buena aproximación a la distribución actual de temperatura en la inyección de vapor.

La transferencia de calor hacia las formaciones adyacentes es por conducción, ya que no hay flujo de fluidos. El proceso total, sin embargo, es complejo, ya que con el avance del frente de calor en la arena, las formaciones adyacentes son expuestas a cambios de temperatura con tiempo. Así, los gradientes de temperatura resultantes, dan lugar al flujo de calor en dos o tres dimensiones en las formaciones supra y sub-yacentes.

El resultado de los mecanismos anteriores, es que el frente de calor viaja más lentamente que el frente fluidos en cualquier método de inyección de calor.

5.2- CALENTAMIENTO DE LA FORMACIÓN POR INYECCIÓN DE VAPOR

A una temperatura T_S (temperatura de saturación, correspondiente a una presión p_S), mientras el agua caliente solo transporta calor sensible, H_w , el vapor adicionalmente contiene calor latente, L_V . Esta diferencia entre la naturaleza del vapor y del agua caliente, es la responsable del contraste entre el calentamiento de la formación por ambos fluidos: el agua caliente experimenta una caída de temperatura para poder transferir su calor sensible a la roca y a los fluidos, mientras el vapor puede transferir todo su calor latente sin experimentar cambio de temperatura.

Cuando el vapor es inyectado en una formación inicialmente a una temperatura T_R , desplaza una cierta fracción del petróleo en sitio y a medida que el vapor se mueve dentro de la formación va perdiendo (transfiriendo) calor, hasta llegar un momento en que el vapor se condensa completamente. Hasta este punto, y considerando condiciones ideales (no hay segregación del vapor por efectos de gravedad, espesor uniforme, inyección a través de todo el espesor, no hay caída de presión, o sea, caída de temperatura en la zona de vapor), se puede establecer que la zona calentada por el vapor se encuentra a una temperatura constante T_S , extendiéndose desde el punto inicial de inyección hasta el punto donde la temperatura T_S cae bruscamente a T_R .

5.3- MODELO DE MARX Y LANGENHEIM¹

En base a las consideraciones anteriores, Marx y Langenheim¹, formularon un modelo matemático que puede utilizarse para calcular el área calentada, las pérdidas de calor y la distribución de temperatura durante la inyección de un fluido caliente en una arena petrolífera.

El modelo fue desarrollado para el caso de inyección de vapor húmedo, suponiendo que la distribución de temperatura es una función escalonada (desde la temperatura del vapor T_S , hasta la temperatura de la formación, T_R), tal como se muestra en la figura 5.1. Las pérdidas de calor se llevan a cabo hasta un punto donde se produce el cambio de la temperatura del vapor a la temperatura del yacimiento. A medida que se inyecta más fluido caliente, el área calentada aumenta en la dirección del flujo. Luego, el área a través de la cual se lleva a cabo la conducción de calor aumenta con tiempo. Tal como Marx y Langenheim² lo señalaron más tarde, la configuración de la zona calentada es general, aunque su formulación inicial (ver figura 5.1) se discutió el caso de una zona cilíndrica que se expandía simétricamente.

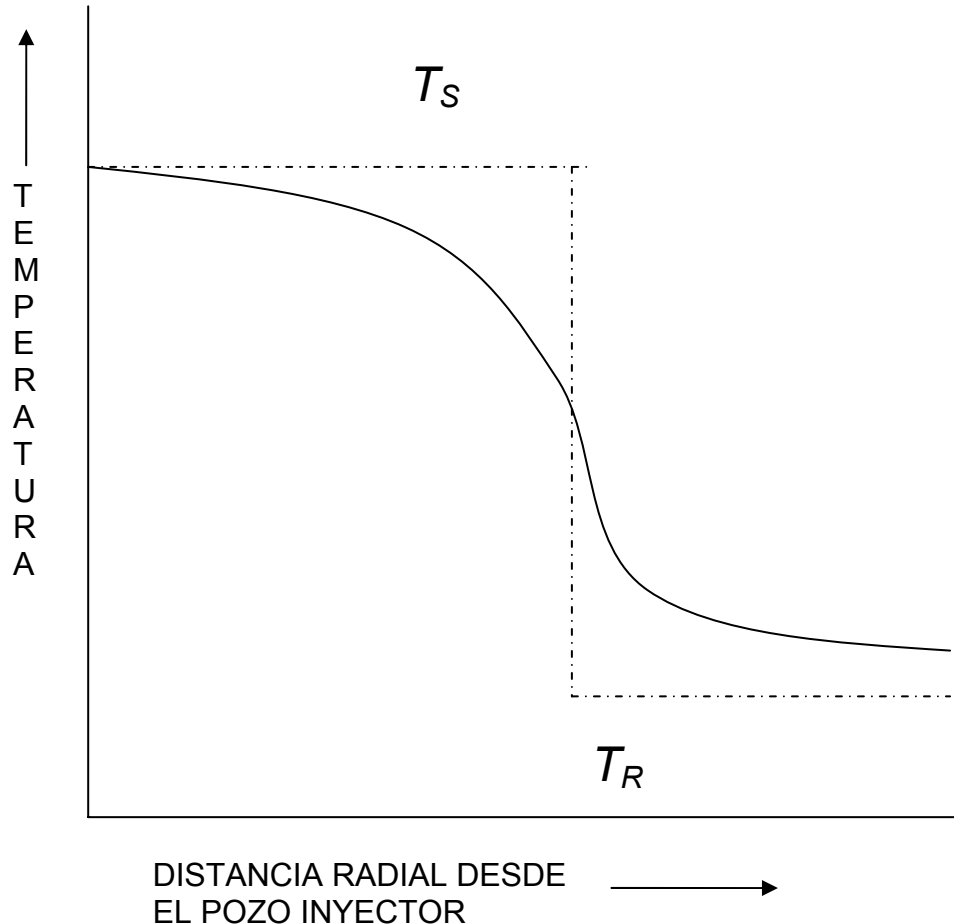


Figura 5.1- Comparación cualitativa entre la distribución de temperatura verdadera en el yacimiento y una aproximación idealizada².

Bajo las consideraciones anteriores, un balance de calor para un tiempo t , luego de iniciada la inyección, puede establecerse como:

$$\begin{aligned} \text{Tasa de inyección} &= \text{Tasa de utilización} + \text{Tasa de pérdidas} \\ \text{de calor al tiempo } t & \quad \text{de calor al tiempo } t \quad \text{de calor al tiempo } t \\ \text{ó} & \quad \quad \quad Q_i = Q_{ob} + Q_s \end{aligned} \quad (5.1)$$

la formulación matemática de cada uno de los términos constituyen el balance anterior, se discute a continuación.

a.- TASA DE INYECCIÓN DE CALOR AL TIEMPO t

Considerando la inyección de vapor a una tasa igual a i_{st} B/D (agua equivalente), la tasa de inyección de calor BTU/hr viene dada por:

$$\begin{aligned} Q &= (350/24) i_{st} \{ (H_w - H_R) + X_{st} L_V \} \\ &= (350/24) i_{st} \{ c_w (T_S - T_R) + X_{st} L_V \} \end{aligned} \quad (5.2)$$

donde, X_{st} es la calidad del vapor, fracción, H_w y H_R son las entalpías del agua saturada y del agua a la temperatura del yacimiento en $\frac{BTU}{lb}$, L_V es el calor latente de vaporización en $\frac{BTU}{lb}$, c_w es el calor específico promedio del agua en $\frac{BTU}{lb - ^\circ F}$, y T_S y T_R son las temperaturas del vapor y de la formación respectivamente en $^\circ F$.

En el trabajo original, la tasa de inyección de calor Q ($\frac{BTU}{h}$) se consideró constante. Sin embargo, Ramey³ presentó una extensión para el caso de tasa de inyección variable.

b.- TASA DE UTILIZACIÓN DE CALOR AL TIEMPO t

Se refiere a la cantidad de calor por unidad de tiempo utilizada para calentar la formación, desde la temperatura del yacimiento T_R , hasta la temperatura del vapor T_S . Teniendo en cuenta que el área calentada aumenta con el tiempo, se tiene:

$A(t)$, área calentada al tiempo t , pie^2

$A(t + \Delta t)$, área calentada al tiempo $(t + \Delta t)$, pie^2

$A(t) h_t M_S (T_S - T_R)$, calor utilizado al tiempo t , BTU

$A(t + \Delta t) h_t M_S (T_S - T_R)$, calor utilizado al tiempo $(t + \Delta t)$, BTU

donde, h_t es el espesor de la formación, pie , y M_S es la capacidad calorífica de la formación, $\frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$

Entonces, la tasa de utilización de calor Q_S , puede calcularse como;

$$Q_S = \frac{[A(t + \Delta t) - A(t)]h_t M_s (T_s - T_r)}{\Delta t} \quad (5.3)$$

donde al tomar el límite cuando Δt tiende a *cero*, se obtiene:

$$Q_S = h_t M_s (T_s - T_r) \frac{\partial A}{\partial t} \quad (5.4)$$

c.- TASA DE PERDIDAS DE CALOR AL TIEMPO t

Una de las suposiciones de este modelo, es que considera que no existen pérdidas de calor en la dirección radial, sino solamente en la dirección vertical hacia las capas supra y subdyacentes (ver Figura 5.2). Así, la tasa de pérdidas de calor por conducción, Q_C , desde la formación hacia las capas supra y subyacentes, por unidad de área calentada y por unidad de tiempo ($\frac{BTU}{h - pie^2}$),

viene dada por:

$$Q_C = -K_{hob} \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=0} \quad (5.5)$$

donde K_{hob} es la conductividad térmica de las capas supra y subyacentes,

en $\frac{BTU}{h - pie}$.

Puesto que el gradiente de temperatura $(\partial T / \partial y)_{y=0}$ cambia con el tiempo, la distribución de temperatura hacia las formaciones adyacentes viene dada por la siguiente ecuación diferencial:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha_{ob} \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad 0 \leq t \leq \infty \quad (5.6)$$

con las condiciones de contorno e inicial:

$$\begin{aligned} T(y, 0) &= T_R \\ T(0, t) &= T_S \\ T(\infty, t) &= T_R \end{aligned} \quad (5.7)$$

donde, α_{ob} es la difusividad térmica de las capas adyacentes en pie^2/hr .

La solución de la ecuación diferencial (5.6) para las condiciones de contorno e inicial (5.7), se determina aplicando transformadas de Laplace⁴, y es igual a:

$$T(y, t) = T_s - (T_s - T_r) \operatorname{erf}\left[\frac{y}{2\sqrt{\alpha_{ob}t}}\right] \quad (5.8)$$

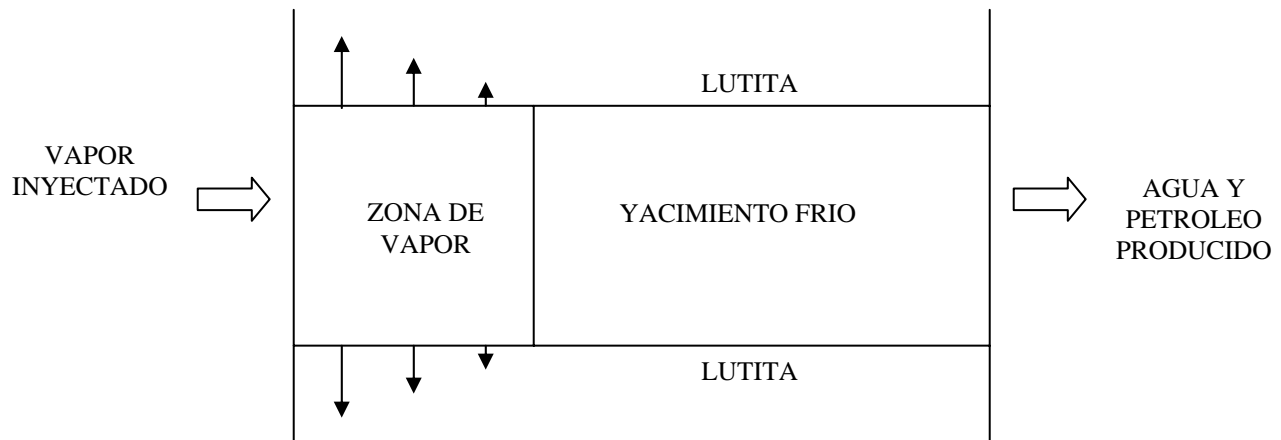


Figura 5.2- Pérdidas de calor hacia las capa supra y subyacentes.¹

donde la función error, $\operatorname{erf}(x)$, se define como :

$$\operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-u^2} du \quad (5.9)$$

Luego;

$$\frac{\partial T}{\partial y} = -\frac{2}{\sqrt{\pi}} \frac{(T_s - T_r)}{2\sqrt{\alpha_{ob}t}} e^{-(y^2/4\alpha_{ob}t)} \quad (5.10)$$

y para $y=0$:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial y}\right)_{y=0} = -\frac{(T_s - T_r)}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}t}} \quad (5.11)$$

Así, sustituyendo (5.11) en (5.5), se obtiene la tasa de pérdidas de calor por unidad de área calentada y por unidad de tiempo, $\left(\frac{BTU}{h - pie^2}\right)$, expresada por:

$$Q_c = \frac{K_{hob}(T_s - T_r)}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}t}} \quad (5.12)$$

Con el objeto de calcular las pérdidas de calor por unidad de tiempo, considérense una serie de áreas calentadas: $A_1(t_1)$, $A_2(t_2)$, ..., $A_n(t_n)$, las cuales se han formado a los tiempos: t_1 , t_2 , ..., t_n . Entonces, se tiene que:

<u>Área</u>	<u>Calor perdido al tiempo</u>
$A_1(t_1)$	$(t_1 - 0)$
$A_2(t_2) - A_1(t_1)$	$(t_2 - t_1)$
.	.
.	.
$A_n(t_n) - A_{n-1}(t_{n-1})$	$(t_n - t_{n-1})$

Luego, si un elemento de área dA el cual se comenzó a formar al tiempo u , al tiempo $(t > u)$ habrá perdido calor durante el tiempo $(t-u)$. Así, la tasa de pérdidas de calor al tiempo t , viene dada por:

$$Q_{ob} = 2 \int_0^{A(t)} Q_c dA = 2 \int_0^{A(t)} \frac{K_{hob}(T_s - T_r)dA}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}(t-u)}} \quad (5.13)$$

donde el 2 es para tomar en cuenta las dos formaciones adyacentes.

Dado que el área A es una función de tiempo, entonces se puede escribir:

$$dA = \frac{dA}{du} du \quad (5.14)$$

y la ecuación (5.13) puede escribirse como:

$$Q_{ob} = 2 \int_0^{A(t)} \frac{K_{hob}(T_s - T_r)}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}(t-u)}} \frac{dA}{du} du \quad (5.15)$$

Entonces, sustituyendo las expresiones respectivas en el balance dado por la ecuación (5.1), se tiene:

$$Q_i = h_i M_s (T_s - T_r) \frac{dA}{dt} + 2 \int_0^{A(t)} \frac{K_{hob}(T_s - T_r)}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}(t-u)}} \frac{dA}{du} du \quad (5.16)$$

La ecuación (5.16) es una ecuación integro-diferencial, la cual se puede resolver usando transformadas de Laplace para calcular $A(t)$, utilizando la condición inicial $A(0) = 0$. Con la finalidad de hacer esto, se designan las constantes:

$$C_1 = \frac{K_{hob}(T_s - T_r)}{\sqrt{\pi\alpha_{ob}}} \quad \text{y} \quad C_2 = h_i M_s (T_s - T_r) \quad (5.17)$$

Notando que la integral en la ecuación (5.16) es la convolución de $\frac{1}{\sqrt{(t-u)}}$ y

$\frac{dA}{du}$, la transformada de Laplace de la ecuación (5.16) es fácil de obtener, y la

ecuación para A , en términos de la variable transformada s , resulta:

$$A(s) = \frac{Q_i}{2C_1 \sqrt{\pi} s^{3/2} + C_2 s^2} \quad (5.18)$$

La transformada inversa puede obtenerse de tablas⁵, de donde se obtiene que:

$$L^{-1}\left[e^{a^2 t} \left\{ \frac{b}{a} \operatorname{erf}(a\sqrt{t}) - 1 \right\} + e^{b^2 t} \operatorname{erf}(b\sqrt{t})\right] = \frac{b^2 - a^2}{\sqrt{s}(s - a^2)(\sqrt{s} + b)} \quad (5.19)$$

Y si se tiene en cuenta que:

$$\lim_{a \rightarrow 0} \frac{1}{a} \operatorname{erf}(a\sqrt{t}) = 2\sqrt{\frac{t}{\pi}} \quad (5.20)$$

el resultado final es:

$$A_s = \frac{Q_i M_s h_t F_1}{4K_{hob} M_{ob} (T_s - T_r)} \quad (5.21)$$

siendo A_s , el área de la zona de vapor calentada a un tiempo t , en pie^2 .

De manera análoga, el volumen de la zona de vapor V_s , pie^3 , viene dada por:

$$V_s = \frac{Q_i M_s h_t^2 F_1}{4K_{hob} M_{ob} (T_s - T_r)} \quad (5.22)$$

donde F_1 es una función del tiempo adimensional, t_D , dada por:

$$F_1 = e^{t_D} \operatorname{erfc}(\sqrt{t_D}) + 2\sqrt{\frac{t_D}{\pi}} - 1 \quad (5.23)$$

$\operatorname{erfc}(x)$, es la función error complementaria, definida por:

$$\operatorname{erfc}(x) = 1 - \operatorname{erf}(x) = 1 - \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-t^2} dt = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_x^\infty e^{-t^2} dt \quad (5.24)$$

y t_D , el tiempo adimensional, dado por :

$$t_D = \frac{4K_{hob} M_{ob} t}{M_s^2 h_t^2} \quad (5.25)$$

siendo, M_{ob} la capacidad caloríficas de las capas supra y subyacentes en $\frac{BTU}{pie^3 - F}$,

y t es el tiempo en *horas*. Normalmente, el tiempo (en procesos de inyección) viene expresado en *años*, así es necesario convertir este tiempo a horas para calcular t_D .

La figura 5.3, presenta una curva de F_1 vs. t_D , la cual puede utilizarse para obtener F_1 . algunas veces es más conveniente usar valores tabulados tales como los mostrados en la Tabla 5.1.

Muchas aproximaciones matemáticas del primer término de F_1 están disponibles en manuales de funciones matemáticas⁵. Tales aproximaciones pueden ser usadas para obtener un valor exacto de F_1 . Van Lookeren⁶ da la siguiente aproximación de F_1 la cual tiene un error máximo menor del 3%.

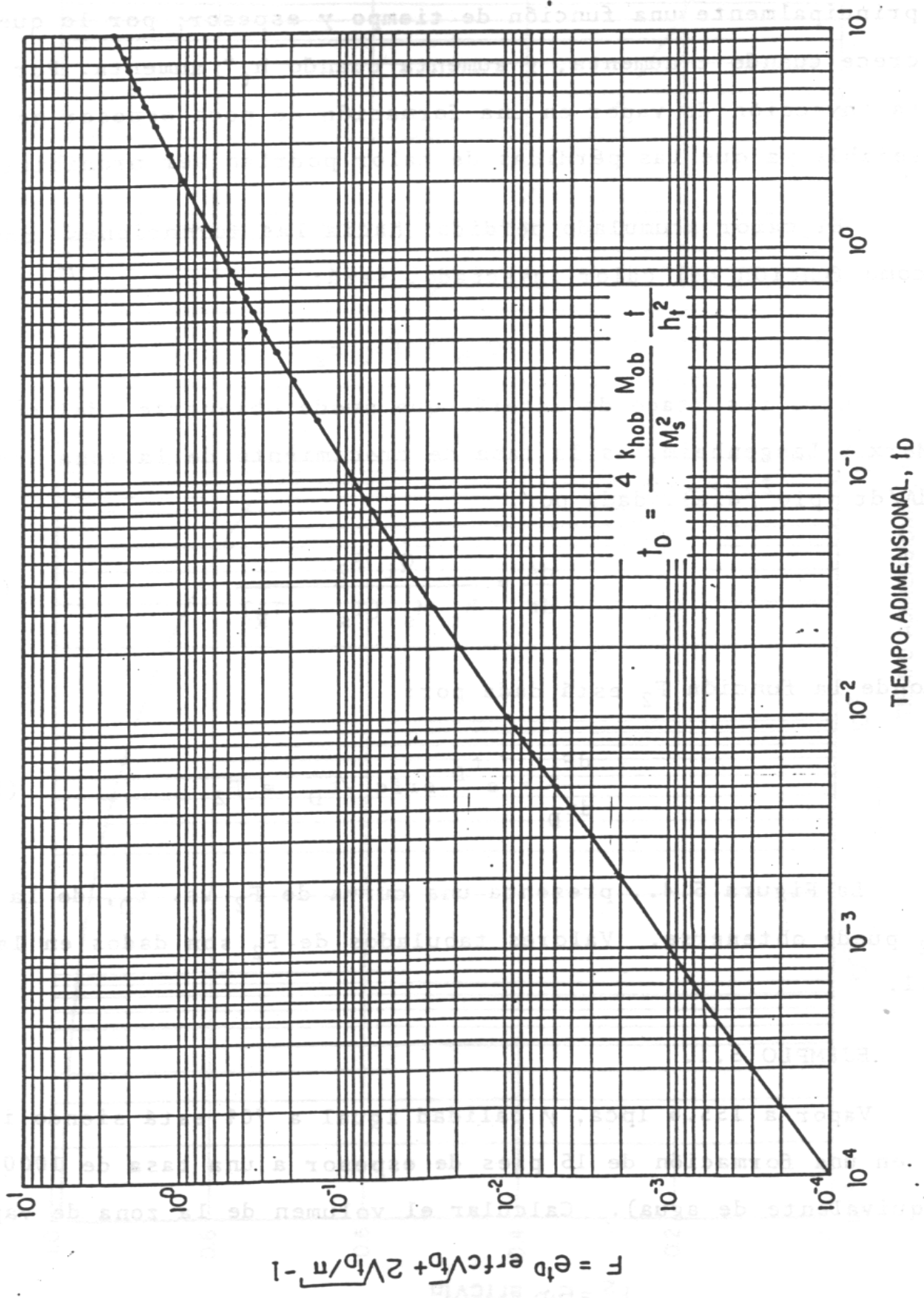


Fig.5.3.- Función F_1 de Marx y Langenheim!

$$F_1 = \frac{t_D}{1 + 0,85\sqrt{t_D}} \quad (5.26)$$

El modelo de Marx y Langenheim, permite también obtener la eficiencia térmica, E_s , la cual se define como la fracción del calor inyectado que permanece en la zona de vapor a un tiempo dado:

$$E_s = \frac{F_1}{t_D} \quad (5.27)$$

Nótese que la eficiencia térmica, es una función solamente del tiempo adimensional t_D . Suponiendo que las propiedades térmicas varían poco de formación a formación, la eficiencia térmica es principalmente una función del tiempo y del espesor; por lo que E_s decrece cuando t aumenta, y aumenta cuando h_t^2 aumenta. Por lo tanto, la inyección de vapor en una formación de poco espesor no es aconsejable ya que las pérdidas de calor podrían ser prohibitivas.

El calor acumulado perdido hacia las capas supra y subyacentes, como función del calor inyectado, será:

$$Q_{ob} = 1 - E_s \quad (5.28)$$

Otro resultado de interés que puede obtenerse del modelo de Marx y Langenheim, es la tasa de crecimiento de la zona calentada, $\frac{dA}{dt} \frac{pie^2}{día}$, dada por:

$$\frac{dA}{dt} = \frac{Q_i F_2}{h_t M_s (T_s - T_r)} \quad (5.29)$$

donde la función F_2 está dada por:

$$F_2 = \frac{dF_1}{dt_D} = e^{-t_D} \operatorname{erfc} \sqrt{t_D} \quad (5.30)$$

La figura 5.4 presenta una curva de F_2 vs t_D , de la cual puede obtenerse F_2 . En la tabla 5.1 se presentan valores tabulados de F_2 .

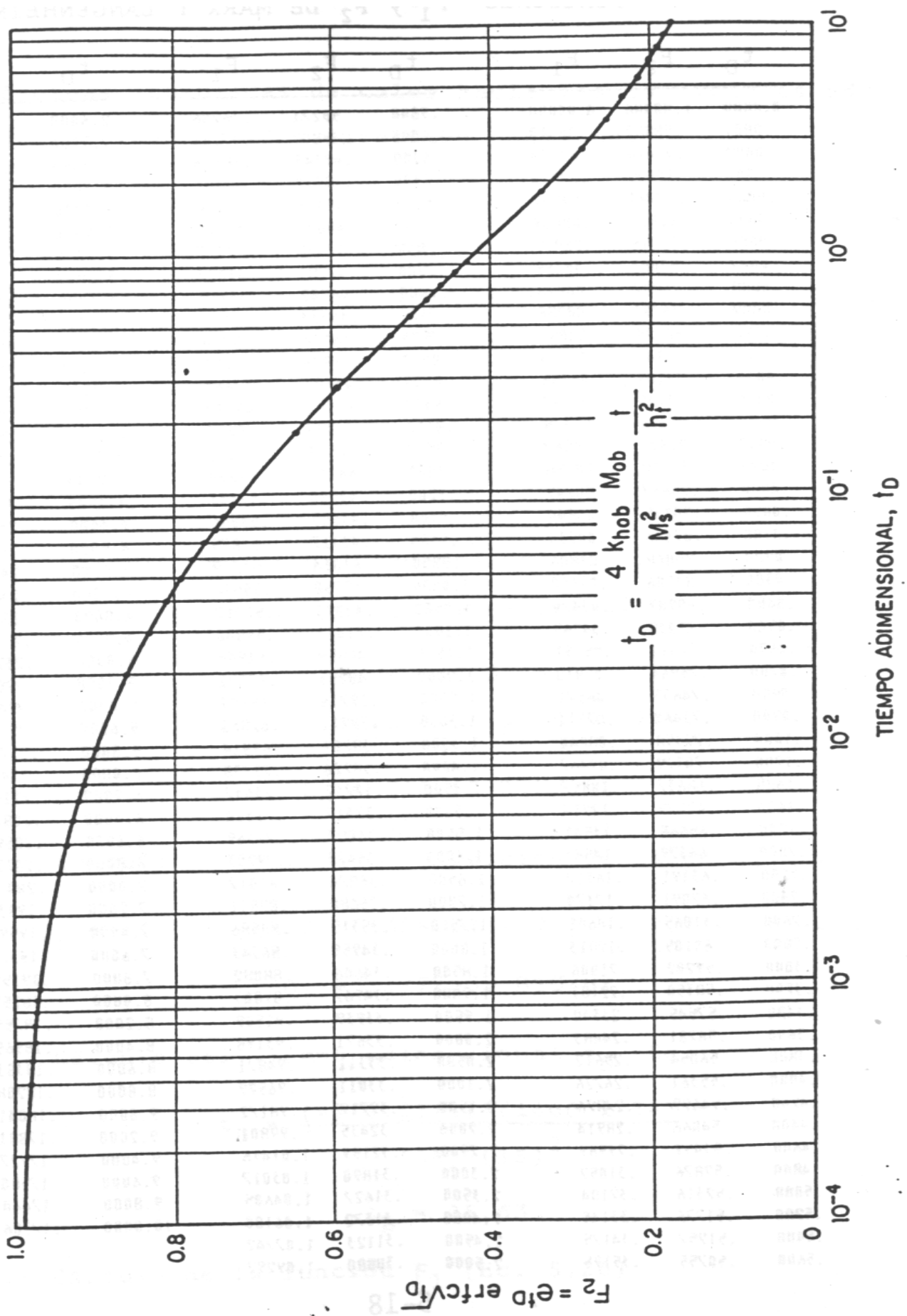


Fig. 5.4.- Función F_2 de Marx y Langenheim.¹

EJEMPLO 5.1

Vapor a 155,6 *lpca* y calidad igual a 70% está siendo inyectado en una formación de 15 *pies* de espesor a una tasa de 1.000 *B/D* (equivalente de agua). Calcular el *volumen* de la zona de vapor y las *pérdidas acumuladas* de calor hacia las capas supra y subyacentes, al final de 1.460 *días* de inyección continua.

Otros datos son:

$$M_{ob} = 42 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$M_S = 35 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$K_{hob} = 1,2 \frac{BTU}{h - pie - ^\circ F}$$

$$T_R = 75 ^\circ F$$

$$c_w = 1 \frac{BTU}{lb - ^\circ F}$$

SOLUCION:

a.- Cálculo de las propiedades del vapor:

$$T_S = 115,1 (155,6)^{0,225} = 358,3 ^\circ F$$

$$L_V = 1.318 (155,6)^{-0,08774} = 846,4 \frac{BTU}{lb}$$

b.- Cálculo de la tasa de inyección de calor Q_i (Ec. 5.2)

$$Q_i = \frac{350}{24} \times 1.000 \{ (358,3 - 75) + 0,7 \times 846,4 \} = 12.772.535 \frac{BTU}{h}$$

c.- Cálculo del tiempo adimensional t_D (Ec. 5.25)

$$t_D = \frac{4 \times 1,2 \times 42 \times (1.460 \times 24)}{35^2 \times 15^2} = 25,63$$

d.- Cálculo de la función F_1 (Ec. 5.26)

$$F_1 = \frac{25,63}{1 + 0,85 \times \sqrt{25,63}} = 4,8329$$

Tabla 5.1- Funciones F_1 Y F_2 de Marx y Langenheim

t_D	F_1	F_2	t_D	F_1	F_2	t_D	F_1	F_2
0,0000	0,00000	1,00000	0,62	0,38198	0,49349	3,2	1,29847	0,27996
0,0002	0,00020	0,98424	0,64	0,39180	0,48910	3,3	1,32629	0,27649
0,0004	0,00039	0,97783	0,66	0,40154	0,48484	3,4	1,35377	0,27314
0,0006	0,00059	0,97295	0,68	0,41120	0,48071	3,5	1,38092	0,26992
0,0008	0,00028	0,96887	0,70	0,42077	0,47670	3,6	1,40775	0,26681
0,0010	0,00098	0,96529	0,72	0,43027	0,47281	3,7	1,43428	0,26380
0,0020	0,00193	0,95147	0,74	0,43969	0,46902	3,8	1,46052	0,26090
0,0040	0,00382	0,93245	0,76	0,44903	0,46533	3,9	1,48647	0,25810
0,0060	0,00567	0,91826	0,78	0,45830	0,46174	4,0	1,51214	0,25538
0,0080	0,00749	0,90657	0,80	0,46750	0,45825	4,1	1,53755	0,25275
0,0100	0,00930	0,89646	0,82	0,47663	0,45484	4,2	1,56270	0,25021
0,0020	0,01806	0,85848	0,84	0,48569	0,45152	4,3	1,58759	0,24774
0,0040	0,03470	0,80902	0,86	0,49469	0,44827	4,4	1,61225	0,24534
0,0060	0,05051	0,77412	0,88	0,50362	0,44511	4,5	1,63667	0,24301
0,0080	0,06571	0,74655	0,90	0,51250	0,44202	4,6	1,66086	0,24075
0,1000	0,08040	0,72358	0,92	0,52131	0,43900	4,7	1,68482	0,23856
0,1200	0,09467	0,70379	0,94	0,53006	0,43605	4,8	1,70857	0,23642
0,1400	0,10857	0,68637	0,96	0,53875	0,43317	4,9	1,73212	0,23434
0,1600	0,12214	0,67079	0,98	0,54738	0,43034	5,0	1,75545	0,23232
0,1800	0,13541	0,65668	1,00	0,55596	0,42758	5,2	1,80153	0,22843
0,2000	0,14841	0,64379	1,10	0,57717	0,42093	5,4	1,84686	0,22474
0,2200	0,16117	0,63191	1,20	0,63892	0,40285	5,6	1,89146	0,22123
0,2400	0,17370	0,62091	1,30	0,67866	0,39211	5,8	1,93538	0,21788
0,2600	0,18601	0,61065	1,40	0,71738	0,38226	6,0	1,97865	0,21470
0,2800	0,19813	0,60105	1,50	0,75514	0,37317	6,2	2,02129	0,21165
0,3000	0,21006	0,59202	1,60	0,79203	0,36473	6,4	2,06334	0,20875
0,3200	0,22181	0,58350	1,70	0,82811	0,35688	6,6	2,10482	0,20597
0,3400	0,23340	0,57545	1,80	0,86343	0,34955	6,8	2,14576	0,20330
0,3600	0,24483	0,56781	1,90	0,89803	0,34267	7,0	2,18617	0,20076
0,3800	0,25612	0,56054	2,00	0,93198	0,33621	7,2	2,22608	0,19832
0,4000	0,26726	0,55361	2,10	0,96529	0,33011	7,4	2,26550	0,19598
0,4200	0,27826	0,54699	2,20	0,99801	0,32435	7,6	2,30446	0,19374
0,4400	0,28914	0,54066	2,30	1,03017	0,31890	7,8	2,34298	0,19159
0,4600	0,29989	0,53459	2,40	1,06180	0,31372	8,0	2,38106	0,18952
0,4800	0,31052	0,52876	2,50	1,09292	0,30880	8,2	2,41873	0,18755
0,5000	0,32104	0,52316	2,60	1,12356	0,30411	8,4	2,45600	0,18565
0,5200	0,33145	0,51776	2,70	1,15375	0,29963	8,6	2,49289	0,18383
0,5400	0,34175	0,51257	2,80	1,18349	0,29535	8,8	2,52940	0,18208
0,5600	0,35195	0,50755	2,90	1,21282	0,29126	9,0	2,56555	0,18041
0,5800	0,36206	0,50271	3,00	1,24175	0,28734	9,2	2,60135	0,17881
0,6000	0,37206	0,49802	3,10	1,27029	0,28358	9,4	2,63682	0,17727

e.- Cálculo del volumen de la zona de vapor V_s (Ec. 5.22)

$$V_s = \frac{12.772.535 \times 35 \times 15^2 \times 4,8329}{4 \times 1,2 \times 42 \times (358,3 - 75)} = 8.510.447 \text{ pie}^3$$

f.- Cálculo de las pérdidas acumuladas de calor hacia las formaciones adyacentes Q_{ob} (Ec. 5.28)

$$Q_{ob} = 1 - \frac{4,8329}{25,63} = 0,811$$

5.4- MODIFICACION DE MANDL Y VOLEK⁷

El modelo de Marx y Langenheim¹, supone que el vapor se condensa totalmente en el frente, y el condensado se enfría hasta la temperatura del yacimiento. Esta representación del perfil de temperatura como una función escalonada, introduce un ligero error, ya que desprecia el transporte convectivo de calor del agua caliente. En otras palabras, la inyección de vapor puede suministrar el calor latente para calentar la formación, así como también para satisfacer las pérdidas de calor a las capas adyacentes. Por lo tanto, mientras la tasa de inyección de calor sea mayor que el calor consumido, el modelo de Marx y Langenheim es válido. Sin embargo, a un cierto tiempo, el cual Mandl y Volek llaman el tiempo crítico, esto cesa, y debe tomarse en cuenta la convección del calor transportado por el agua caliente delante del frente de condensación.

Mandl y Volek reconocieron esta situación y obtuvieron el siguiente grupo de ecuaciones, las cuales son utilizadas para determinar el tiempo crítico, t_c .

$$F_{2c} = e^{t_{Dc}} \operatorname{erfc} \sqrt{t_{Dc}} = \frac{1}{1+B} \quad (5.31)$$

donde el tiempo crítico adimensional, t_{Dc} , está dado por:

$$t_{Dc} = \frac{4K_{hob} M_{ob} t_c}{M_s^2 h_t^2} \quad (5.32)$$

ó

$$t_c = \frac{M_s^2 h_t^2 t_{Dc}}{4K_{hob} M_{ob}} \quad (5.33)$$

y la razón del calor latente al calor sensible, B , está dado por:

$$B = \frac{X_{st} L_v}{H_w - H_r} = \frac{X_{st} L_v}{c_w (T_s - T_r)} \quad (5.34)$$

El procedimiento para calcular el tiempo crítico t_c , usando las ecuaciones anteriores es el siguiente:

- 1.- Calcular B de la ecuación (5.34)
- 2.- Calcular F_{2c} de la ecuación (5.31)
- 3.- Determinar t_{Dc} de la Tabla 5.1 ó Figura 5.4
- 4.- Calcular el tiempo crítico t_c de la ecuación (5.33) y convertirlo a años si se desea.

Estas ecuaciones pueden resolverse para t_{Dc} , la cual se convierte al tiempo crítico, t_c , en horas, usando la función F_2 de la Figura 5.4 ó Tabla 5.1.

Para el cálculo del volumen de la zona de vapor, se debe tener en cuenta que: si el tiempo es menor que el tiempo crítico, la solución dada por Marx y Langenheim permanece válida, pero si el tiempo es mayor que el tiempo crítico, la solución dada por Mandl y Volek debe ser usada. Así el volumen de la zona de vapor para las condiciones anteriores será:

$$V_s = \frac{Q_i h_t^2 M_s F_1}{4K_{hob} M_{ob} (T_s - T_r)} \quad (t \leq t_c) \quad (5.35)$$

$$V_s = \frac{Q_i h_t^2 M_s F_3}{4K_{hob} M_{ob} (T_s - T_r)} \quad (t > t_c) \quad (5.36)$$

donde la función F_3 viene dada por:

$$F_3 = e^{t_D} \operatorname{erfc} \sqrt{t_D} + 2 \sqrt{\frac{t_D}{\pi}} - 1 - \sqrt{\frac{t_D - t_{Dc}}{\pi}} \left\{ \left(1 + \frac{X_{st} L_v}{c_w (T_s - T_r)} \right)^{-1} + \frac{t_D - t_{Dc} - 3}{3} e^{t_D} \operatorname{erfc} \sqrt{t_D} - \frac{t_D - t_{Dc}}{3 \sqrt{\pi t_D}} \right\} \quad (5.37)$$

La Figura 5.5, presenta curvas de F_3 vs t_D para varios valores de B . La curva superior en la figura 5.5 ($B = \infty$) da valores de $F_3 = F_1$ de la función de Marx y Langenheim. En las ecuaciones (5.35) y (5.36), V_S está en pie^3 , por lo tanto hay que dividir por 43.560 para obtener acre-pie.

Mandl y Volek, estiman que el volumen de la zona de vapor es el promedio para dos condiciones de contorno, las cuales se resuelven analíticamente. Una condición supone que no hay movimiento del agua caliente delante del frente de condensación, por lo tanto la solución obtenida es igual a la de Marx y Langenheim. La otra condición supone que existe movimiento del agua caliente y pérdidas de calor delante del frente, pero que no hay precalentamiento de las formaciones adyacentes en el frente. En la referencia 7 se presentan los detalles. El ejemplo a continuación, ilustrará el efecto del espesor y tiempo de inyección sobre el volumen de la zona de vapor. Además, los resultados obtenidos por Mandl y Volek serán comparados a los obtenidos por Marx y Langenheim.

El ejemplo a continuación, ilustrará el efecto del espesor y tiempo de inyección sobre el volumen de la zona de vapor. Además, los resultados obtenidos por Mandl y Volek serán comparados a los obtenidos por Marx y Langenheim.

EJEMPLO 5.2

Vapor a 300 *lpca* y calidad igual a 70% está siendo inyectado en una formación de espesor h_t , pies, a una tasa de 600 *B/D* (equivalente de agua). Calcular el *volumen* de la zona de vapor al final de un tiempo t luego de iniciada la inyección.

Otros datos son:

$$M_{ob} = 42 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$M_S = 35 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$K_{hob} = 1,2 \frac{BTU}{h - pie - ^\circ F}.$$

$$T_R = 85 F$$

$$c_w = 1 \frac{BTU}{lb - ^\circ F}$$

SOLUCION:

- **Modelo de Marx y Langenheim:**

a.- Cálculo de las propiedades del vapor.

$$T_S = 115,1 (300)^{0,225} = 415,4 \text{ } ^\circ F$$

$$L_V = 1.318 (300)^{-0,08774} = 799,1 \frac{BTU}{lb}$$

b.- Cálculo de la tasa de inyección de calor Q_i (Ec. 5.2)

$$Q_i = \frac{350}{24} \times 600 \{ (415,4 - 85) + 0,7 \times 799,1 \} = 7.784.818 \frac{BTU}{h}$$

c.- Cálculo del volumen de la zona de vapor V_S (Ec. 5.35)

$$V_s = \frac{7.784.818 \times 35 \times h_i^2 F_1}{4 \times 1,2 \times 42 \times (415,36 - 85)} = 4.091 h_i^2 F_1 \text{ pie}^3 = 0,0939 h_i^2 F_1 \text{ acre} - \text{pie}$$

d.- Cálculo del tiempo adimensional t_D (Ec. 5.25)

$$t_D = \frac{4 \times 1,2 \times 42 \times t}{35^2 h_i^2} = \frac{0,165 t}{h_i^2} \quad (t \text{ en horas})$$

$$t_D = \frac{1,442 t}{h_i^2} \quad (t \text{ en años})$$

A continuación, conocido el valor de t_D se determina $\sqrt{t_D}$ para luego obtener la función F_1 de la figura 5.3 ó de la Tabla 5.1.

- **Modelo de Mandl y Volek:**

El primer paso para resolver las ecuaciones de Mandl y Volek, es encontrar la razón B y el factor F_{2c} .

e.- Cálculo de la razón B (Ec. 5.34) y del factor F_{2c} (Ec. 5.31)

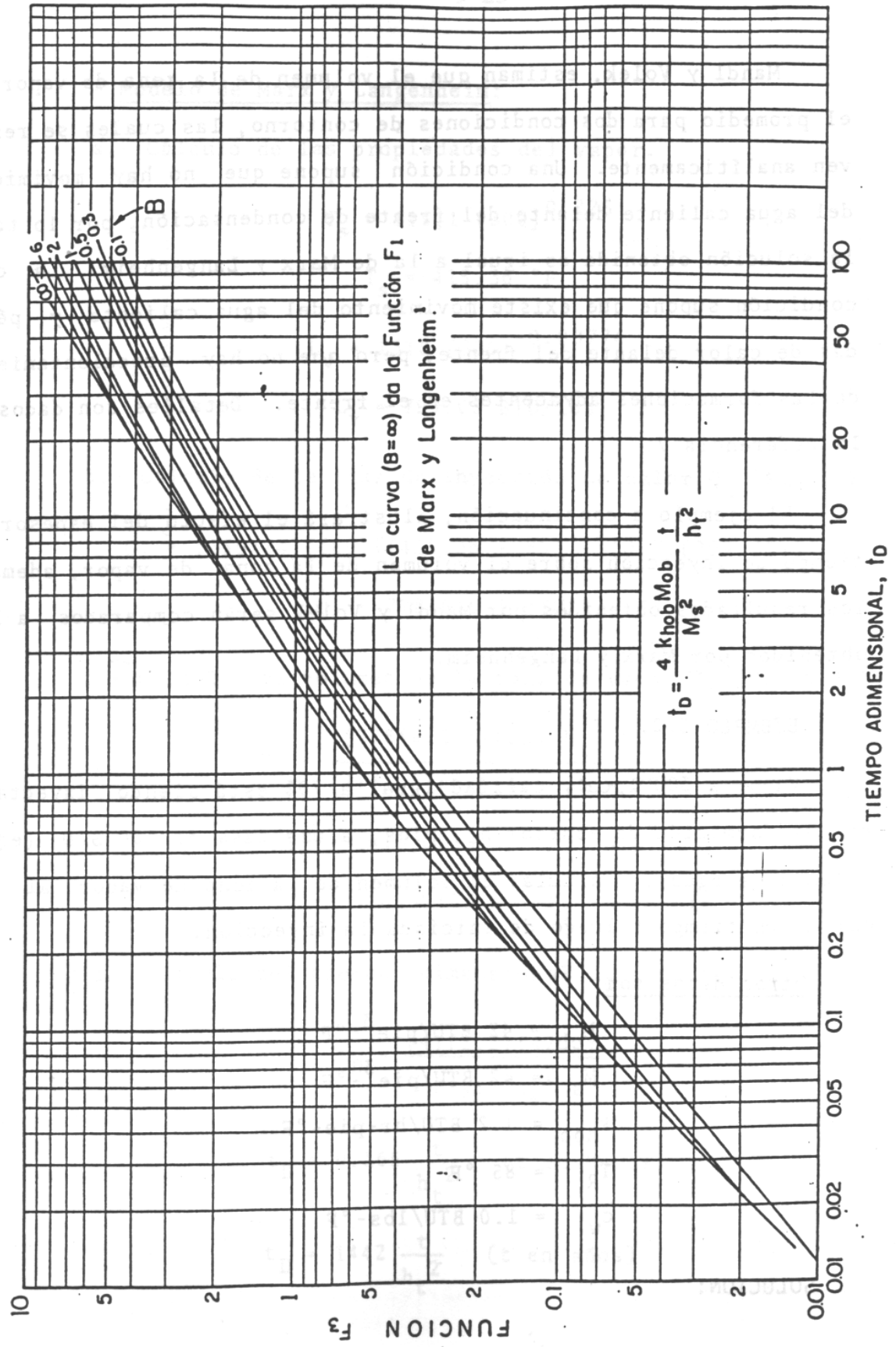


Fig. 5.5.- Función F_3 de Mandl y Volek?

$$B = \frac{0,7 \times 799,05}{415,36 - 85} = 1,69$$

$$F_{2c} = \frac{1}{1 + 1,69} = 0,376$$

Luego de la Tabla 5.1 ó Figura 5.4 se obtiene:

$$t_{Dc} = 1,49$$

f.- Cálculo del tiempo crítico t_c (Ec. 5.33)

$$t_c = \frac{35^2 \times 1,49 \times h_t^2}{4 \times 1,2 \times 42} \times \frac{1}{365 \times 24} = 0,00103 h_t^2 \text{ años}$$

g.- Cálculo del volumen de la zona de vapor V_S (Ec. 5.36)

$$V_S = 0,0939183 h_t^2 F_3 \text{ acre-pie}$$

La Tabla 5.2 presenta los resultados de los volúmenes de la zona de vapor obtenidos al variar el espesor y el tiempo de inyección. Nótese el efecto del espesor de la formación en el tiempo crítico: para espesores *bajos* (10 pies), este se alcanza al *mes* de comenzar la inyección, mientras que para espesores de 100 pies, éste no se alcanza sino a los *diez años*, lo cual significa que el modelo de Marx y Langenheim puede usarse a tiempos grandes para espesores grandes: esto está relacionado con las pérdidas de calor.

Tabla 5.2.- Volúmenes de la Zona de Vapor

ESPESOR (pies)	TIEMPO (años)	t_D	$\sqrt{t_D}$	F_1 Ec. 5.26	F_3 Ec. 5.37	VOL. ZONA DE VAPOR (acre-pie)		t_c (años)
						MARX / LANGENHEIM	MANDL/ VOLEK	
25	2	4,61	2,15	1,67	1,55	99	92	0,64
25	4	9,23	3,04	1,60	2,30	155	137	0,64
25	6	13,84	3,72	3,34	2,85	199	170	0,64
10	6	86,5	9,30	9,55	6,9	91	66	0,10
20	6	21,6	4,65	4,36	3,7	166	141	0,41
50	6	3,46	1,86	1,37	1,3	326	310	2,58
100	6	0,865	0,93	0,496	---	473	473	10,3

5.5- CALENTAMIENTO DE LA FORMACIÓN POR INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

Cuando un fluido caliente, tal como agua o gas, caracterizados solamente por su calor sensible (o sea, sin calor latente), es inyectado en un medio poroso, se crea en el medio poroso una distribución de temperatura. A cualquier tiempo dado, la temperatura en el punto de inyección (plano ó superficie) es igual a la temperatura del fluido T_F . A medida que el fluido se mueve del punto de inyección, la temperatura cae, alcanzando eventualmente la temperatura de la formación T_R .

Esta distancia, y por lo tanto el tamaño de la zona calentada por el fluido aumentará a medida que aumenta el tiempo de inyección, pero la temperatura de la zona calentada siempre estará por debajo de la temperatura del fluido T_F . Teóricamente, sólo a un tiempo infinito la temperatura en el yacimiento será igual a T_F .

5.6- MODELO DE LAUWERIER⁸

Lauwerier⁸ ha sido reconocido como el primero en establecer firmemente los cálculos aproximados de la distribución de temperatura en el yacimiento. Lauwerier consideró la inyección de agua caliente a un flujo constante i_F en un yacimiento lineal horizontal, de propiedades uniformes y constantes como se muestra esquemáticamente en la Figura 5.6. Además, supone que la transferencia de calor hacia las capas supra y subyacentes se efectúa por conducción vertical solamente, y que la distribución de temperatura en el yacimiento es independiente de la posición vertical y el flujo de calor dentro del yacimiento se realiza por convección solamente.

Luego, la distribución de temperatura T en el yacimiento y en las formaciones adyacentes a cualquier distancia lineal x (Lauwerier⁸) ó radial r (Malofeev⁹), del punto de inyección, está dada por la siguiente ecuación:

$$T = T_r + (T_F - T_r) \operatorname{erfc}\left(\frac{x_D}{2\sqrt{t_D - x_D}}\right) \text{ para } t_D > x_D \quad (5.38)$$

$$\text{y } T = T_R \text{ para } t_D \leq X_D \quad (5.39)$$

siendo X_D la distancia adimensional dada por:

$$x_D = \frac{4x24K_{\text{hob}}M_{\text{ob}}A}{5,615M_s\rho_F c_F i_F h_t} = 17,097 \frac{K_{\text{hob}}M_{\text{ob}}A}{M_s\rho_F c_F i_F h_t} \quad (5.40)$$

donde:

t_D : tiempo adimensional, (Ec. 5.25)

T_R : temperatura del yacimiento, °F

T_F : temperatura del fluido, °F

A : área, pie^2

Flujo radial: $A = \pi r^2$ Flujo lineal: $A = bx$

B : espesor, pies

x : distancia lineal, pies

r : distancia radial, pies

i_F : tasa de inyección de fluido, B/D

ρ_F : densidad del fluido inyectado, lbs/pies^3

c_F : calor específico del fluido inyectado, $\text{BTU}/\text{lbs}\text{-}^\circ\text{F}$

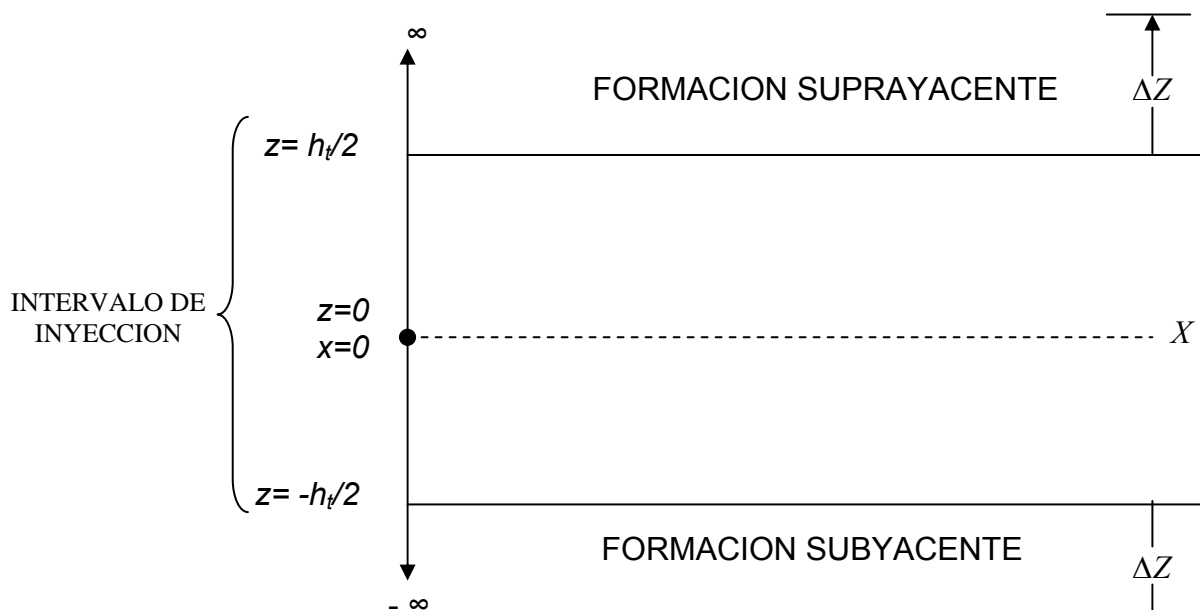


Figura 5.6.- Sistema de coordenadas utilizado por Lauwerier⁵

El valor de la función error complementaria, $erfc(x)$, puede ser obtenido de tablas, así, $erfc(x) = 1 - erf(x)$, siendo $erf(x)$ la función error (del mismo argumento). Una aproximación dada por Abramowitz y Stegun⁵ para el cálculo de $erfc(x)$ es la siguiente:

$$erfc(x) = (a_1u + a_2u^2 + a_3u^3)e^{-x^2} + \varepsilon(x) \quad (5.41)$$

$$\text{donde, } u = \frac{1}{1 + px}$$

$$\text{con, } p = 0,47047$$

$$a_1 = 0,3480242$$

$$a_2 = -0,0958798$$

$$a_3 = 0,7478556$$

$$\text{y el error: } |\varepsilon(x)| \leq 2,5 \times 10^{-5}$$

EJEMPLO 5.3

Agua caliente a $500^\circ F$ está siendo inyectada a una tasa de 500 B/D en una formación de 20 pies de espesor. Calcular la temperatura a una distancia de 40 pies del pozo de inyección, al final de 100 días de inyección (*flujo radial*). Repetir el ejemplo para el caso de *flujo lineal* ($b = 50 \text{ pies}$).

Otros datos son:

$$M_{ob} = 30 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$M_s = 30 \frac{BTU}{pie^3 - ^\circ F}$$

$$K_{hob} = 1,2 \frac{BTU}{h - pie - ^\circ F}$$

$$T_R = 80^\circ F$$

$$\rho_F = 62,4 \frac{lb}{pie^3}$$

$$c_F = 1 \frac{BTU}{lb - ^\circ F}$$

SOLUCIÓN:

-Flujo radial:

a.- Cálculo del área radial ($A = \pi r^2$)

$$A = \pi (40)^2 = 5.026 \text{ pie}^2$$

b.- Cálculo del tiempo adimensional t_D (Ec. 5.25)

$$t_D = \frac{4 \times 1,2 \times 30 \times (100 \times 24)}{30^2 \times 20^2} = 0,96$$

c.- Cálculo de la distancia adimensional x_D (Ec. 5.40)

$$x_D = \frac{4 \times 24 \times 1,2 \times 30 \times 5.026}{5,615 \times 30 \times 62,4 \times 1,0 \times 500 \times 20} = 0,1653$$

$$t_D > x_D$$

d.- Cálculo de la función error complementario $erfc(x)$, por medio de la aproximación dada por Abramowitz y Stegun⁵

$$erfc\left(\frac{0,1653}{2\sqrt{0,96 - 0,1653}}\right) = erfc(0,0926931)$$

Luego,

$$u = \frac{1}{1 + 0,47047 \times 0,0926931} = 0,9582129$$

$$erfc(x) = [0,3480242 \times 0,9582129 - 0,0958798 \times 0,9582129^2 + 0,7478556 \times 0,9582129^3] e^{-0,0926931^2}$$

$$= 0,8956847$$

e.- Cálculo de la temperatura T (Ec. 5.38)

$$T = 80 + (500 - 80) (0,8956847) = 456,19 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Flujo lineal:

a.- Cálculo del área lineal ($A = bx$)

$$A = (50) (40) = 2.000 \text{ pie}^2$$

b.- Cálculo del tiempo adimensional t_D (Ec. 5.25)

$$t_D = \frac{4 \times 1,2 \times 30 \times (100 \times 24)}{30^2 \times 20^2} = 0,96$$

c.- Cálculo de la distancia adimensional x_D (Ec. 5.40)

$$x_D = \frac{4 \times 24 \times 1,2 \times 30 \times 2.000}{5,615 \times 30 \times 62,4 \times 1 \times 500 \times 20} = 0,0657579$$

d.- Cálculo de la función error complementaria $erfc(x)$, por medio de la

aproximación dada por Abramowitz y Stegun⁵

$$\operatorname{erfc}\left(\frac{0,0657579}{2\sqrt{0,96 - 0,0657579}}\right) = \operatorname{erfc}(0,0347688)$$

así, $\operatorname{erfc}(x) = \operatorname{erfc}(0,0347688)$

Luego, $u = \frac{1}{1 + 0,47047x0,0347688} = 0,9839055$

$$\begin{aligned} \operatorname{erfc}(x) &= [0,3480242x0,9839055 - 0,0958798x0,9839055^2 + 0,7478556x0,9839055^3] e^{-0,0347688^2} \\ &= 0,9607669 \end{aligned}$$

e.- Cálculo de la temperatura T (Ec. 5.38)

$$T = 80 + (500-80) (0,9607669) = 484 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5.7- MODELO DE SPILLETTE¹⁰

Consiste en la solución numérica de las ecuaciones de balance de energía térmica en su forma más general, incluyendo la posibilidad de variación de la conductividad térmica. Las referidas ecuaciones, generalizadas para cualquier sistema de coordenadas son las siguientes:

$$\nabla(K_{hs} \nabla T) - \nabla\{(\rho_o c_o v_o + \rho_w c_w v_w)T\} + i_{st} = \frac{\partial}{\partial t} \{\phi(\rho_o S_o c_o + \rho_w S_w c_w) + (1-\phi)\rho_r c_r\}T \quad (5.42)$$

para la formación productora considerándola saturada de petróleo u agua, y:

$$\nabla(K_{hob} \nabla T) = \frac{\partial}{\partial t} (\rho_{rob} c_{rob} T) \quad (5.43)$$

para las capas supra y subyacentes.

El término i_{st} se refiere a la tasa de calor inyectado, v se refiere a la velocidad de flujo y los subíndices o , w y r se refieren a *petróleo*, *agua* y *formación (roca)*, respectivamente. Los subíndices s y ob se refieren a la formación productora y capas supra y subyacentes, respectivamente.

Spillette resolvió las ecuaciones (5.42) y (5.43), para las condiciones de contorno apropiadas, utilizando procedimientos numéricos. La técnica de solución utilizada es valiosa donde se requiera considerar flujo multidimensional, yacimiento heterogéneo, porosidad y saturación de fluido variable, y propiedades físicas dependientes de temperatura. Sin embargo, tal método de solución requiere el uso de un computador digital y considerable información acerca de las propiedades del yacimiento.

Las ecuaciones (5.42) y (5.43) conjuntamente con las ecuaciones que describen el flujo de fluidos multidimensional en medios porosos, constituyen la formulación básica de los modelos numéricos para simular procesos de recuperación térmica.

5.8- INYECCIÓN A TASAS VARIABLES

La tasa de inyección de vapor (ó agua caliente) es pocas veces constante, y puede variar ampliamente durante un proyecto. Los modelos de Marx y Langenheim, Mandl y Volek, y Lauwerier pueden ser generalizados para tasas variables, resultando en expresión más amplias. Detalles de esto pueden ser encontrados en las referencias 3, 7 y 8.

Un estudio hecho por Farouq Ali¹¹, muestra que en el caso inyección de vapor, el uso de un promedio constante en la tasa de inyección es suficientemente correcto, y el error sobre el tratamiento exacto es alrededor del 10% y frecuentemente mucho menor.

5.9.- REFERENCIAS

- 1.- Marx, J.W. and Langenheim, R.H.: **“Reservoir Heating by Hot Fluid Injention,”** Trans. AIME (1959) 216, 312.315.
- 2.- Marx, J.W. and Langenheim, R.H.: **“Authors Reply to H.J. Ramey, Jr.,”** Trans._AIME (1959) 216, 365.

- 3.- Ramey, H.J., Jr.: **"Discussion of the Paper by Marx- Langenheim,"** Trans. AIME (1959) 216, 364.
- 4.- Carslaw, H.S. and Jaeger, J.C.:**"Conduction of Heat in Solids,"** Oxford University Press., p. 59 (1959).
- 5.- Abramowitz, M. and Stegun, I.A.: **"Handbook of Mathematical Functions,"** National Bureau of Standards Applied Mathematics, Series 55, p. 1024 (November, 1964).
- 6.- Van Lookeren, J.: **"Calculation Methods for Linear and Radial Steam Flow in Oil Reservoirs,"** SPE 6788, presented at the 52nd. Annual Fall Meeting of Soc. Pet. Engrs., Denver, Colorado, October, 9-12, 1977.
- 7.- Mandl, G. and Volek, C.W.: **"Heat and Mass Transport in Steam-Drive Processes,"** SPE J. (March 1969), 59-79.
- 8.- Lauwerier, H.A.: **"The Transport of Heat in an Oil Layer Caused by Injection of Hot Fluid,"** Appl. S c. Res., Sec. A, No. 5.
- 9.- Malofeev, G.E.: **"Calculation of the Temperature Distribution in a Formation when Pumping Hot Fluid into a Well,"** Neft' I Gaz (1960) 3, No. 7; 59-64.
- 10.- Spillette, A.C.: **"Heat Transfer During Hot Fluid Injection into an Oil Reservoir,"** J. Cdn. Pet. Tech. (Oct.-Dec., 1965) 213.
- 11.- Farouq Ali, S.M.: **"Oil Recovery by Steam Injection,"** Producers Publishing Company, Inc., Bradford, Pennsylvania, 1970.

CAPITULO VI

INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

En su forma más sencilla, la inyección de agua caliente involucra el flujo de dos fases: agua y petróleo. Por otro lado, los procesos a vapor y los de combustión siempre envuelven una tercera fase: gas. En este sentido, los elementos de la inyección de agua caliente son relativamente fáciles de describir, ya que se trata básicamente de un proceso de desplazamiento en el cual el petróleo es desplazado inmisciblemente, tanto por agua caliente como por agua fría. Exceptuando los efectos de la temperatura y el hecho de que generalmente se aplica a crudos viscosos, la inyección de agua caliente tiene varios elementos comunes con la inyección convencional de agua.

Debido a la difundida presencia del agua en todos los yacimientos petrolíferos, el desplazamiento por agua caliente debe ocurrir, en cierto grado, en todos los procesos de extracción térmica. Se conoce que este mecanismo contribuye al desplazamiento del petróleo en las zonas corriente abajo tanto en la inyección continua de vapor como en la combustión in situ. De allí, que muchos de los elementos de la discusión sobre inyección de agua caliente, presentados en éste capítulo, sean aplicables a ciertas regiones en otros procesos.

6.1.- MECANISMOS DE RECUPERACIÓN EN INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

Cuando se inyecta agua caliente a través de un pozo, la formación en la vecindad del pozo es calentada, mientras que al mismo tiempo parte del calor inyectado se pierde hacia las formaciones adyacentes. El agua caliente inyectada suministra el calor necesario a expensas de su calor sensible (el cual aproximadamente es, directamente proporcional a la temperatura), y como

resultado, su temperatura disminuye. Además, como el agua caliente se mueve alejándose del pozo de inyección, ésta se mezcla con los fluidos del yacimiento formando así una zona calentada, en la cual la temperatura varía, desde la temperatura de inyección en el pozo inyector, hasta la temperatura original del yacimiento a una cierta distancia del pozo inyector. A diferencia de la inyección de vapor, donde la zona formada por el vapor permanece aproximadamente a una temperatura constante (a saber, a la temperatura de saturación), en el caso de la inyección de agua caliente, la temperatura de la zona calentada será igual a la temperatura del agua caliente inyectada sólo a un tiempo “infinitesimal”, tal como se señaló en el capítulo V.

Según los experimentos de *Willman* y col.¹, la recuperación de petróleo mediante el desplazamiento con agua caliente en relación con el desplazamiento normal con agua (sin calentar), se debe principalmente a los siguientes mecanismos: al mejoramiento de la movilidad del petróleo, como resultado de la reducción en su viscosidad y a la reducción del petróleo residual a altas temperaturas. Obviamente, la expansión térmica del petróleo contribuye a la reducción del petróleo residual a altas temperaturas, aunque en algunos casos las reducciones en el petróleo residual son significativamente más pronunciadas que lo que puede ser explicado por la expansión térmica solamente. El punto de vista más frecuente es que las reducciones en petróleo residual con aumento de temperatura por encima de aquellas explicables por la expansión térmica, se deben a cambios en las fuerzas de superficie de los fluidos a elevadas temperaturas. Estas fuerzas de superficie incluyen no solo las fuerzas interfaciales entre las fases petróleo y agua, sino también las fuerzas entre las superficies de los minerales y los líquidos, especialmente aquellas que puedan retener compuestos orgánicos complejos asidos a la superficie de los minerales.

Estos cambios en las fuerzas de superficie no necesariamente reducen las fuerzas capilares, pues parece que varios de los sistemas roca/fluido estudiados se tornan más humectados por el agua a medida que aumenta la temperatura.

Otro factor envuelto en la recuperación por inyección de agua caliente es el efecto de la temperatura sobre las permeabilidades relativas al agua y al petróleo. Hasta el presente, aún no está claro cuál es el mecanismo que induce a estos cambios; sin embargo en base a ciertas investigaciones *Sinnokrot y col.*¹⁸ y *Poston y col.*¹⁹, respectivamente, han informado sobre cambios en las presiones capilares y permeabilidades relativas, en la dirección de mayor humectabilidad al agua, con aumentos de temperatura, por lo que se puede decir que estos cambios son de forma tal, que el flujo fraccional de agua disminuye con la temperatura y como resultado, la recuperación de petróleo aumenta. La figura 6.1, tomada de *Combarnous y Sorieau*¹⁰, muestra esquemáticamente cómo: (1) la expansión térmica, (2) la reducción de viscosidad, (3) la humectabilidad, y (4) la tensión interfacial petróleo-agua, afectan la eficiencia de desplazamiento de crudos de diferentes densidades. Cualitativamente, se puede observar que la expansión térmica es más importante para los crudos livianos, mientras que para los crudos pesados, son más importantes la reducción de la viscosidad y los cambios de humectabilidad.

6.2.- CÁLCULO DE LA RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO POR INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

Existen tres enfoques diferentes para estimar el comportamiento de la inyección de agua caliente. Un enfoque, es el propuesto por *Van Heiningen y Schwarz*² y *Croes y Schwarz*³, los cuales utilizan el efecto de la viscosidad del petróleo sobre los procesos isotérmicos (o sea, se ignoran los efectos de la temperatura sobre la expansión térmica, así como sobre los cambios en las fuerzas de superficie) tal como se muestra en las figuras 6.2 y 6.3. El método presentado por *Van Heiningen y Schwarz*² requiere el cambio de una curva de relación de viscosidad por otra de más bajo valor, de una manera que corresponda a los

cambios en la temperatura promedio de yacimiento (la cual aumenta con el tiempo).

1. Expansión Térmica
2. Reducción de la Viscosidad
3. Humectabilidad
4. Tensión Interfacial Petróleo-Agua

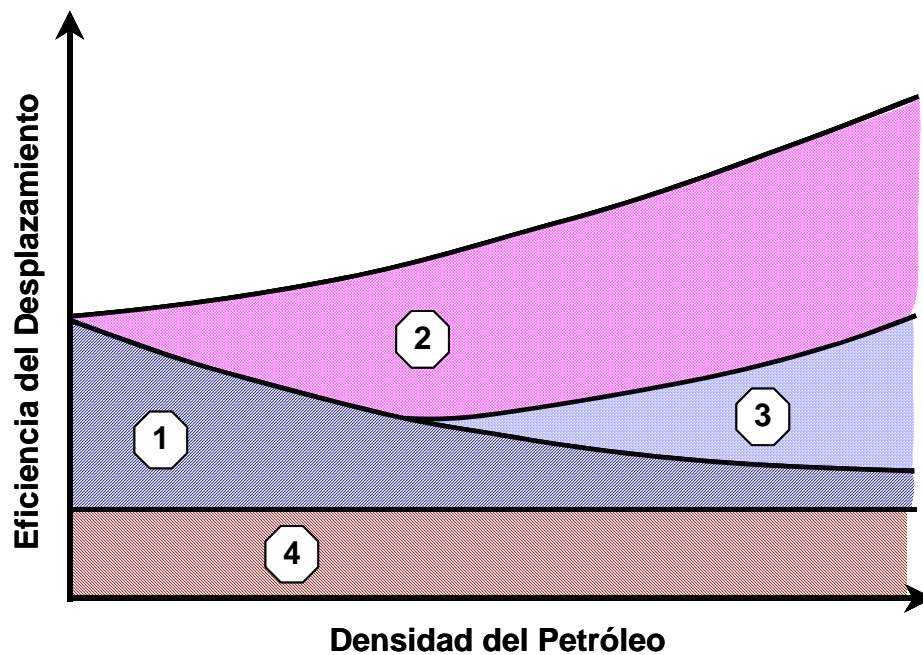


FIG. 6.1- Contribuciones relativas de los mecanismos a la eficiencia del desplazamiento del petróleo por agua caliente⁴.

Figura 6.2.- Producción Acumulada Total vs. Producción Acumulada de Petróleo Extraído.

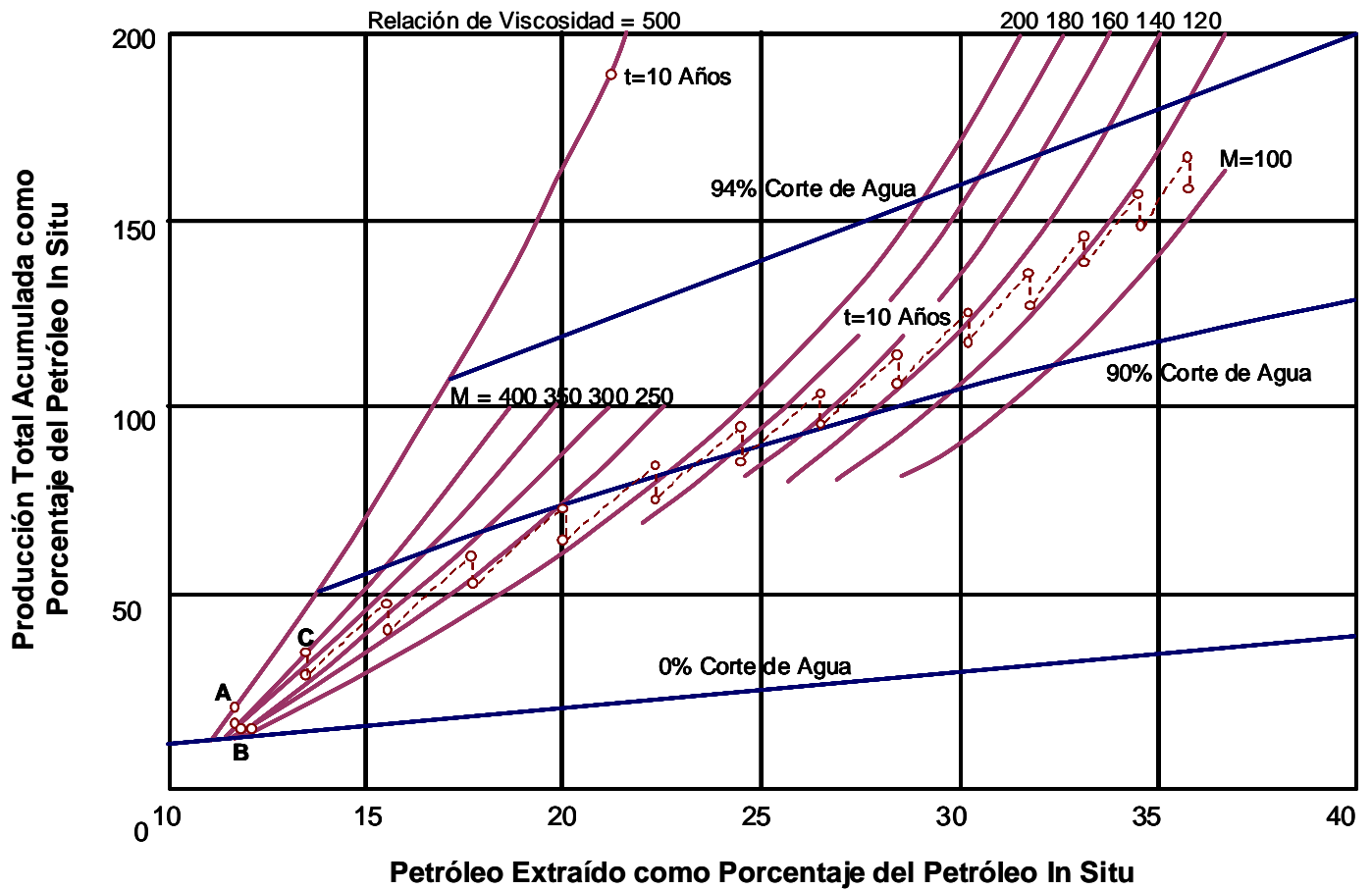
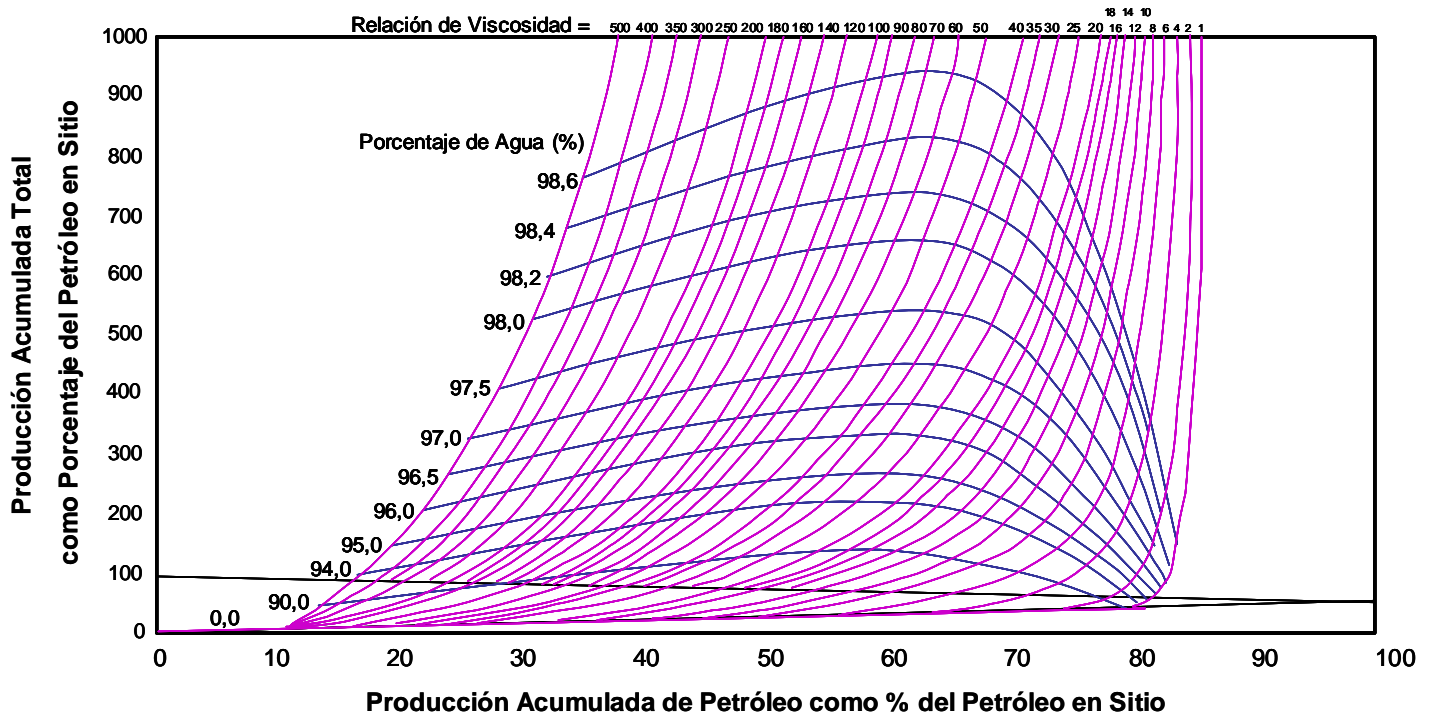


Figura 6.3.- Producción Acumulada Total vs. Producción Acumulada de Petróleo Según Modelos Experimentales³.



En la aplicación de este procedimiento, los principales elementos requeridos son: la relación de viscosidad petróleo/agua en función de la temperatura, y la temperatura promedio del yacimiento en función del tiempo. El procedimiento, el cual puede ser inferido de la figura 6.2, considera solamente los efectos de la viscosidad, aunque el efecto de la expansión térmica de los fluidos sobre la extracción se puede incluir fácilmente. El procedimiento de *Van Heiningen* y *Schwarz*² es fácil de aplicar, pero es válido solamente cuando las curvas de extracción tales como las que se muestran en la figura 6.3, son representativas de la formación estudiada. Para petróleos de alta viscosidad, éstos resultados son útiles porque muestran la irrupción temprana del agua y la extracción del petróleo rebasado por el agua.

El segundo enfoque es también prestado de la tecnología de la inyección convencional de agua, y está basado en las ecuaciones de *Buckley* y *Leverett*⁴ para el desplazamiento isotérmico en los procesos de extracción. Las formas modificadas de estas ecuaciones para aplicarlas a la inyección de agua caliente, fueron introducidas por primera vez por *Willman* y col.¹, y han sido utilizadas frecuentemente como una manera sencilla de estimar el comportamiento de la extracción mediante la inyección de agua caliente en sistemas lineales y radiales^{5,6,11,20}.

El tercer enfoque para estimar el comportamiento de una inyección de agua caliente, es mediante el uso de simuladores térmicos numéricos. Los simuladores son capaces de calcular el comportamiento de la extracción, con mayor exactitud que lo que se puede lograr con los dos métodos más sencillos que se acaban de exponer. Sin embargo, los simuladores tienen dos limitaciones: el alto costo (especialmente el costo de preparar los datos requeridos para alimentar el modelo) y la calidad de los datos de alimentación (a saber, los resultados no son mejores que los datos utilizados).

6.3.-VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA INYECCIÓN DE AGUA CALIENTE

Aunque el agua caliente es capaz de transportar una mayor cantidad de calor (entalpía) que el vapor, en base volumétrica, en general la inyectividad del vapor es mucho mayor que la del agua caliente.

Parece ser que la inyección de agua caliente será ventajosa donde las formaciones tengan una alta permeabilidad, suficiente para mantener una tasa de inyección alta, con el objeto de minimizar las pérdidas de calor. Además, como el incremento de temperatura logrado con el agua caliente es menor que el logrado con vapor, la inyección de agua caliente resultará más efectiva en yacimientos que contengan petróleos viscosos que exhiban una gran disminución en viscosidad para incrementos de temperatura relativamente pequeños.

Aunque el agua caliente exhibe una razón de movilidad más favorable que el vapor, los datos de campo tienden a demostrar que el agua caliente es susceptible a formar canales y a digitarse. Esto se debe en parte a los efectos de gravedad, tal como lo demuestran los resultados de *Spillette y Nielsen*¹¹.

La inyección de agua caliente puede ser deseable en el caso de formaciones que contengan arcillas sensitivas al agua, puesto que el vapor podría dañar la formación en tales circunstancias. *Dietz*¹², ha reportado el uso de agua caliente extremadamente salada (74 gr NaCl/litro) en pruebas de campo.

Los problemas en los equipos de inyección de agua caliente, en general, serán menos severos que en la inyección de vapor. Sin embargo, la cantidad invertida en generadores, equipos de superficie y en el pozo, es comparable a la del caso de la inyección de vapor. Las pérdidas de calor en las líneas de superficie y en el pozo, pueden causar una seria disminución en la temperatura del agua, mientras que en el caso de vapor sólo habrá una reducción en su calidad.

En el caso de petróleos livianos, donde la destilación con vapor contribuye en una alta proporción a la recuperación total, la inyección de agua caliente podría no ser efectiva, ya que la destilación no se hará efectiva debido a la ausencia de una fase gaseosa. Aunque esto, podría ser compensado por la inyección simultánea de gas como proponen *Slobod y Nielsen*¹³.

En resumen, existen áreas donde definitivamente la inyección de agua caliente podría ser utilizada económica y eficientemente como un proceso de recuperación. Sin embargo, todos los factores antes mencionados deben ser cuidadosamente analizados y comparados en relación con la alternativa de inyectar vapor antes de iniciar la inyección de agua caliente.

6.4.- ESTIMULACIÓN CON AGUA CALIENTE

La estimulación de pozos mediante la inyección de fluidos calientes, ha recibido una gran atención en años recientes. En particular, la estimulación con vapor en yacimientos de crudos pesados ha resultado en muchos casos en un extraordinario incremento en las tasas de producción de petróleo.

Otro método de estimulación térmica que ha sido utilizado en algunos casos es la inyección alternada de agua caliente. Este tratamiento puede ser más aconsejable que la inyección de vapor si la condición mecánica de los pozos no es adecuada para inyectar vapor o si los pozos son muy profundos.

Debido a la desventaja del agua caliente con respecto al vapor como agente transportador de calor (a saber., la entalpía del vapor seco y saturado por libra, es mucho mayor que la entalpía del agua saturada a la misma presión), la estimulación con agua caliente ha sido reportada en muy pocos casos. Sólo se conoce de un proyecto a gran escala, el reportado por *Socorro y Reid*¹⁴ y *Araujo*¹⁵ en el Campo Morichal en el Oriente de Venezuela, donde se

estimularon 31 pozos, de los cuales sólo 9 resultaron ser exitosos en el sentido de que la tasa de producción se incrementó sustancialmente.

Los resultados de campo de este proyecto sugieren, que la limpieza del hoyo del pozo (remoción de depósitos asfálticos y escamas hoyo abajo) juega un papel posiblemente más importante que la estimulación misma. Además, se piensa que la inyección de agua caliente puede causar daño a la formación, debido al incremento en la saturación de agua alrededor del pozo, y a la formación de emulsiones que pueden reducir su capacidad productiva luego que se disipan los efectos térmicos.

En vista de la poca aplicabilidad de la estimulación con agua caliente, son pocos los trabajos experimentales y/o teóricos realizados al respecto. *Socorro y Reid*¹⁴, utilizaron el modelo de *Boberg y Lantz*¹⁶ (desarrollado básicamente para estimulación con vapor) para predecir el comportamiento de los 31 pozos estimulados en el proyecto Morichal. La correspondencia entre los resultados calculados y observados fue pobre, debido probablemente a lo inadecuado del modelo de *Boberg y Lantz* para el caso de inyección de agua caliente. Uno de los estudios más completos sobre la estimulación con agua caliente, es el presentado por *Díaz-Muñoz y Farouq Ali*¹⁷, quienes desarrollaron un modelo numérico para estudiar la susceptibilidad de las condiciones que afectan la respuesta de la estimulación con agua caliente.

6.5.-REFERENCIAS

1. Willman, B. T., Valleroy, V. V., Rumberg, G. W., Cornelius, A. J., and Powers, L. W.: “**Laboratory Studies of Oil Recovery by Steam Injection**”, Trans., AIME, 222: 681 (1961).
2. Van Heiningen, J., and Schwarz, N.: “**Recovery Increased by Thermal Drive**”, Proc. Fourth World Pet. Cong., Roma (1955) Sec. II 299.

3. Croes, G. A., and Schwarz, N.: **“Dimensionally Scaled Experiments and Theories and the Water-Drive Process”**, Trans., AIME (1955) 204, 35-42.
4. Buckley, S. E., and Leverett, M. C.: **“Mechanism of Fluid Displacement in Sands”**, Trans. AIME (1942) 146, 107-116.
5. Jordan, J. K., Rayne, J. R., and Marshall, S. W. III: **“A Calculation Procedure for Estimating the Production History During Hot Water Injection in Linear Reservoirs”**, presented at the Technical Conf. on Petroleum Production, Pennsylvania State U., University Park. May 9-10, (1957).
6. Farouq Ali, S. M.: **“Oil Recovery by Steam Injection”**, Producers Publishing Co. Inc., Bradford, Pa (1970).
7. Higgins, R. V., and Leighton, A. J.: **“A Computer Method to Calculate Two-Phase Flow in Any Irregularly Bounded Porous Medium”**, J. Pet. Tech. (June, 1962), 670-683; Trans. AIME, 225.
8. Higgins, R. V., and Leighton, A. J.: **“Computer Prediction of Water Drive of Oil and Gas Mixtures Through Irregularly Bounded Porous Media-Three-Phase-Flow”**, J. Pet. Tech. (Sept. 1962), 1048-1054; Trans. AIME, 228.
9. Morel-Seytoux, H. J.: **“Analitical-Numerical Method in Waterflooding Predictions”**, Soc. Pet. Eng. J. (Sept. 1965), 247-258; Trans. AIME, 234.
10. Combarous, M., and Sourieau, P.: **“Les Methodes Thermiques de Production des Hydrocarbures”**, Revue. Inst. Francais de Pétrole (Jul.-Ago. 1976), Cap. 3, 543-517.
11. Spillette, A. G., and Nielsen, R. L.: **“Two-Dimensional Method for Predicting Hot Waterflood Recovery Behavior”**, SPE Paper 1895, presented at the 42nd. Annual Meeting of the Soc. Pet. Eng., Houston, Texas (Oct. 1967).
12. Dietz, D. N.: **“Hot-Water Drive”**, Proc. Seventh World Pet. Cong. Ciudad de Mexico (1967), 3, 451-457.
13. Slobod, R. L., and Nielsen, R. F.: Private Cominucation (F. Ali).

14. Socorro, J. B., and Reid, T. B.: **“Technical Analysis of Cyclic Hot Water Stimulation-Morichal Field, Venezuela”**, presentado en las III Jornadas Técnicas, Maracaibo, Oct. 14-16, (1971).
15. Araujo, J.: **“Estimulación Cíclica con Agua Caliente en las Arenas del Grupo I – Campo Morichal”**, I Simposio de Crudos Extra-Pesados, Petróleos de Venezuela, Maracay, Oct. 13-15, (1976).
16. Boberg, T. C., and Lantz, R. B.: **“Calculation of the Production Rate of a Thermally Stimulated Well”**, Jour. of Pet. Tech. (Dec.1966), 1613.
17. Díaz-Muñoz, J., and Farouq Ali, S. M.: **“Effectiveness of Hot-Water Stimulation of Heavy-Oil Formations”**, J. Cdn. Pet. Tech. (July-Sept. 1975), 66-76.
18. Sinnokrot, A. A., Ramey, H. J. Jr., and Marsden, S. S. Jr.: **“Effect of Temperature Level Upon Capillary Pressure Curves”**, Soc. Pet. Eng. J. (March 1971), 13-22.
19. Poston, S. W., Ysrael, S. C., Hassain, A.K.M.S., Montgomery, E. F. III, and Ramey, H. J. Jr.: **“Effect of Temperature on Irreducible Water Saturation and Relative Permeability of Unconsolidated Sands”**, Soc. Pet. Eng. J. (June 1970), 171-180; Trans. AIME, 249.
20. Fournier, K. P.: **“A Numerical Method for Computing Recovery of Oil by Hot Water Injection in a Radial System”**, Trans. AIME, 234, (1965).

CAPITULO VII

INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR

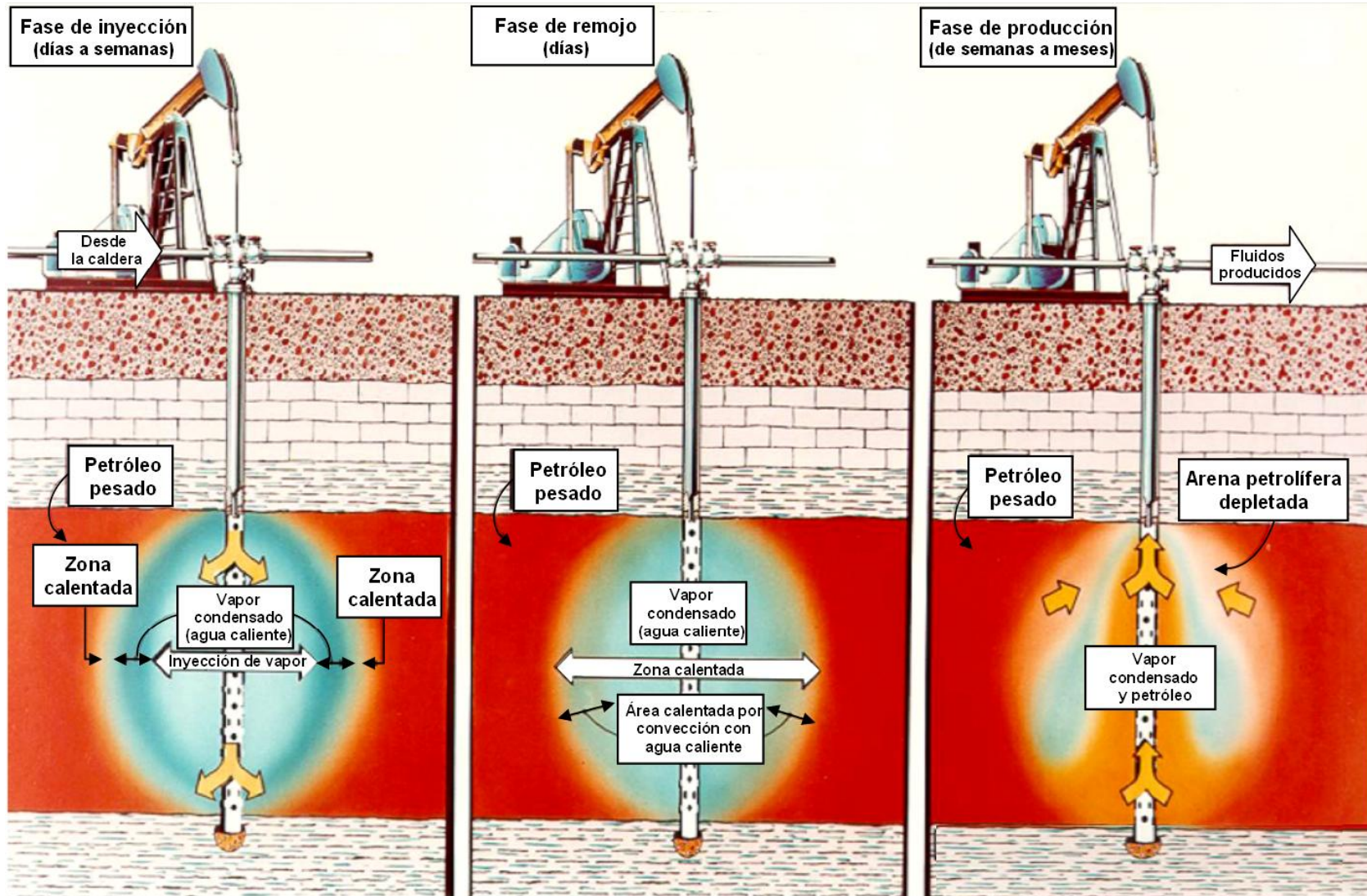
La inyección cíclica de vapor (también conocida como, remojo con vapor, inyección alternada de vapor y estimulación con vapor), es uno de los métodos de inyección de vapor más ampliamente usados en el presente tiempo. Esta popularidad deriva de la fácil aplicación de este método, de la baja inversión inicial y del rápido retorno de la misma. Los resultados del tratamiento son evidentes en pocas semanas, no siendo así, en los métodos del tipo desplazamiento para la recuperación de petróleo, los cuales tardan meses antes de notarse un incremento en la producción.

La inyección cíclica de vapor, básicamente consiste en inyectar vapor a un pozo de petróleo durante un determinado tiempo, generalmente de una a tres semanas; cerrar el pozo por un corto período de tiempo (*3 a 5 días*), y luego ponerlo en producción. La Figura 7.1., es una representación esquemática de un proceso de inyección cíclica de vapor.

Una vez que el pozo es puesto en producción, este producirá a una tasa aumentada durante un cierto periodo de tiempo, que en general, puede ser del orden de *4 a 6 meses*, y luego declinará a la tasa de producción original. Un segundo ciclo de inyección puede emplearse, y de nuevo la tasa de producción aumentará y luego declinará. Ciclos adicionales pueden realizarse de una manera similar, sin embargo, el petróleo recuperado durante tales ciclos será cada vez menor.

En la literatura técnica se han reportado casos de hasta 22 ciclos, pero se duda que más de tres ciclos resulten comercialmente atractivos. La Figura 7.2. presenta respuestas típicas del comportamiento de producción en un proceso de inyección cíclica de vapor.

Figura 7.1- representación Esquemática de un Proceso de Inyección Alternada de Vapor.



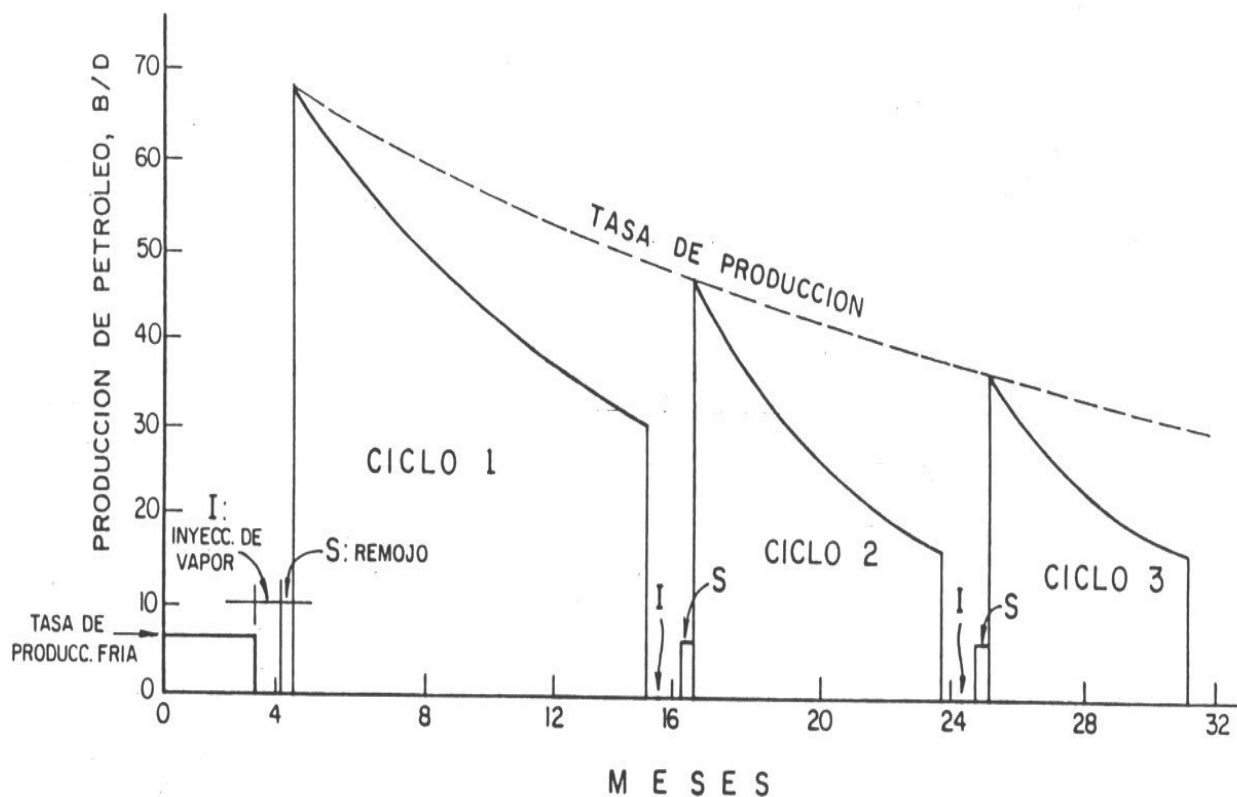


Figura 7.2.- Repuestas típicas de producción en un Proceso de Inyección Cíclica de Vapor².

Aunque existen variaciones del proceso de inyección cíclica descrito, es evidente que se trata básicamente de un proceso de estimulación, usualmente utilizado para petróleos pesados (8-15 °API), puede utilizarse también para yacimientos de cualquier tipo de crudo.

Existe poca duda en cuanto al hecho de que la inyección cíclica de vapor aumenta la tasa de producción aunque sea por un corto período de tiempo; sin embargo, no está claro si la inyección cíclica de vapor conduce a un aumento de la recuperación última del yacimiento. Además, se cree que la aplicación intensa de este proceso en un yacimiento, podría hacer imposible o ineficiente el uso futuro de métodos de desplazamiento para la recuperación de petróleo, tales como inyección continua de vapor, combustión in situ, desplazamientos miscibles, etc.

Por lo tanto, es importante considerar todos los aspectos de la operación, como también los métodos alternativos de recuperación de petróleo antes de iniciar un proceso de inyección cíclica.

7.1.- MECANISMOS DE RECUPERACIÓN EN INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR.

Los mecanismos involucrados en la producción de petróleo durante la inyección cíclica de vapor son diversos y complejos. Sin duda. La reducción de la viscosidad del crudo en la zona calentada cercana al pozo, afecta ampliamente el comportamiento de la producción.

En orden a entender los mecanismos de producción de petróleo por inyección cíclica de vapor, consideremos un pozo inicialmente produciendo a una tasa muy baja (típicamente de *5 a 10 B/D* para un petróleo pesado). La tasa de producción inicial incluso puede ser cero en el caso de petróleos muy viscosos (*8-15 °API*).

El vapor es inyectado en el pozo a una tasa bastante alta (para minimizar las pérdidas de calor) por varias semanas. Después de inyectar el volumen deseado de vapor (expresado como barriles equivalentes de agua), el pozo se cierra aproximadamente por dos semanas. Esto es llamado el periodo de remojo ("soak period"), y el propósito es promover una condensación parcial de todo el vapor inyectado para calentar la roca y los fluidos, así como también, permitir la distribución uniforme del calor.

Hasta el presente tiempo, hay diferencias de opinión con respecto a la eficacia del periodo de remojo, especialmente cuando grandes volúmenes de vapor están envueltos, ya que la relativa cantidad de vapor condensado en un corto periodo de tiempo es pequeña por un lado, y el periodo de remojo representa una pérdida en la producción de petróleo por otro lado. Sin embargo, el periodo de remojo es una parte integral en un proceso de inyección cíclica.

Durante la inyección de vapor y los periodos de remojo, la viscosidad del petróleo es disminuida dentro de la zona de vapor, ocurriendo expansión térmica del petróleo y del agua.

Antes de poner el pozo en producción, la arena calentada por el vapor contiene petróleo con alta movilidad, vapor y agua. Cuando la presión en la cara de la arena es disminuida como resultado de la producción de fluidos, uno o varios mecanismos ayudan a expeler el petróleo y los otros fluidos al pozo. Si la presión es bastante alta, el petróleo será producido a una tasa mucho mayor que la tasa original como resultado del aumento en la movilidad del petróleo.

Debido a la presurización de la arena, cualquier gas libre es forzado en solución, así, el gas disuelto en el petróleo durante el periodo de producción juega un papel importante en la expulsión del petróleo. Esta fuerza expulsiva debida al gas en solución, será relativamente efectiva solo en el primer ciclo, ya que para el segundo ciclo, mucho de este gas puede haber sido producido.

Si la formación tiene bastante espesor, y pocas barreras horizontales están presentes, el petróleo caliente fluye al pozo debido a gravedad. Una vez que el petróleo drenado de la zona calentada es producido, algún relleno ocurre debido al flujo de petróleo de las formaciones adyacentes frías. Este es el principal mecanismo de producción de las arenas de California (Kern River, Midway-Sunset, etc.).

Otros factores que contribuyen a la recuperación del petróleo en inyección cíclica son: el efecto de la temperatura sobre las permeabilidades relativas de los fluidos que fluyen, el efecto del calentamiento mas allá de la zona contactada por el vapor, la imbibición del agua caliente en estratos de baja permeabilidad, resultando flujo de petróleo a los estratos permeables y finalmente al pozo, y la compactación de la roca-yacimiento en caso de existir.

Un índice frecuentemente utilizado en la evaluación de la inyección cíclica de vapor, es la razón vapor/petróleo, esta razón se define como el volumen de vapor inyectado (BN equivalentes de agua) por BN de petróleo producido. Un barril de petróleo puede evaporar alrededor de 15 barriles de agua si es quemado bajo una eficiencia térmica de 100%. Así, una razón vapor/petróleo igual a 15 puede ser considerado como el límite superior, donde la ganancia neta de energía es cero. Obviamente, la razón vapor/petróleo, tendrá que ser mucho menor para que un proyecto sea viable.

7.2.- CÁLCULO DE LA RECUPERACIÓN DE PETROLEO EN INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR:

Existen varios modelos matemáticos para predecir la recuperación de petróleo en un pozo sometido a inyección cíclica de vapor. Cada uno de estos modelos, se basa en uno u otro de los mecanismos que hacen que el pozo produzca luego de la inyección. El caso mas frecuente es aquel donde el pozo se encuentra en un yacimiento con una energía (presión) pero que produce a una tasa muy baja debido a la alta viscosidad del petróleo.

La manera mas simple de calcular el recobro de petróleo mediante estimulación con vapor, consiste en calcular el radio calentado para una determinada tasa de inyección, calidad y presión del vapor, espesor de la formación y propiedades de las rocas y de los fluidos, utilizando algún modelo matemático para el calentamiento de la formación (el modelo de Marx y Langeheim³ por ejemplo), y luego suponer que ocurre flujo radial a través de un sistema radial compuesto de dos elementos de flujo en serie.

El primer elemento de flujo se extiende desde el radio del pozo r_w , hasta el radio calentado por el vapor r_h , siendo la viscosidad del petróleo en esta zona, μ_{oh} (o sea, la viscosidad del petróleo a la temperatura del vapor en la zona calentada). El otro elemento de flujo se extiende desde el radio calentado r_h , hasta el radio de

drenaje del pozo r_e , siendo la viscosidad del petróleo en esta zona μ_{oc} (o sea, la viscosidad del petróleo a la temperatura original del yacimiento).

Así, considerando condiciones de flujo radial (espesor uniforme, presión constante p_e en el radio externo r_e), la tasa de flujo de petróleo antes de la estimulación q_{oc} , viene dada por:

$$q_{oc} = \frac{2\pi(1.127)hk(p_e - p_w)}{\mu_{oc} \ln \frac{r_e}{r_w}} \quad (7.1)$$

Siendo p_w la presión en el pozo, $lpca$, de radio r_w , $pies$.

Si la formación es ahora estimulada a una distancia radial r_h , tal que la viscosidad del petróleo en la zona calentada es disminuida a un valor μ_{oh} , entonces el sistema de flujo consiste de dos zonas radiales. Luego, aplicando el principio de conductividades en serie, la tasa de petróleo estimulada q_{oh} viene dada por:

$$q_{oh} = \frac{2\pi(1.127)hk(p_e - p_w)}{\mu_{oc} \ln \frac{r_e}{r_w} + \mu_{oh} \ln \frac{r_h}{r_w}} \quad (7.2)$$

Así, la “razón de estimulación” q_{oh}/q_{oc} , viene dada por:

$$\frac{q_{oh}}{q_{oc}} = \frac{\mu_{oc} \ln \frac{r_e}{r_w}}{\ln \frac{r_h}{r_w} + \frac{\mu_{oc}}{\mu_{oh}} \ln \frac{r_e}{r_w}} = \frac{\ln \frac{r_e}{r_w}}{\frac{\mu_{oh}}{\mu_{oc}} \ln \frac{r_e}{r_w} + \ln \frac{r_e}{r_h}} \quad (7.3)$$

La ecuación (7.3), solo dará la razón (q_{oh}/q_{oc}) para un instante dado, puesto que r_h , el radio calentado, al igual que la temperatura y por lo tanto la viscosidad del petróleo caliente μ_{oh} , cambian con tiempo.

Si $\mu_{oc} \gg \mu_{oh}$, la ecuación (7.3) se puede escribir como:

$$\frac{q_{oh}}{q_{oc}} = \frac{\ln \frac{r_e}{r_w}}{\ln \frac{r_e}{r_h}} \quad (7.4)$$

lo cual implica que la razón de estimulación (q_{oh}/q_{oc}) es solo función del radio calentado. Esto explica la necesidad de utilizar grandes volúmenes de vapor en formaciones con petróleos muy viscosos.

Es de hacer notar que en la derivación de la ecuación (7.2), se considero que todo el espesor de la formación fue afectado por la inyección de vapor. Si la inyección resulta en la remoción de una superficie impermeable de una porción del espesor del intervalo, la ecuación (7.2) debe multiplicarse por (h_r/h_t), siendo h_h el espesor afectado por la inyección de vapor y h_t el espesor total.

El tratamiento anterior es una versión altamente simplificada del problema complejo de la estimulación con vapor. En efecto, se supone que al final del periodo de inyección, la temperatura de la zona calentada a un tiempo ($t=0$) permanece a una temperatura igual a la temperatura del vapor T_s durante el periodo de producción, donde el pozo produce a una tasa constante q_{oh} .

En realidad, la zona calentada se deteriorara con tiempo debido a las perdidas de calor a las formaciones adyacentes (v_z), a la conducción radial de calor (v_r), y al calor perdido con los fluidos calientes producidos (δ). Esta situación se ilustra en la Figura 7.3.

Como resultado de las perdidas de calor antes mencionadas, la temperatura de la zona calentada declinara a una temperatura promedio T_{avg} , a un tiempo ($t>0$).

El modelo matemático presentado por Boberg y Lantz⁴, básicamente refina el procedimiento anterior considerando estos factores adicionales. El resultado final es la predicción de q_{oh} en función de tiempo.

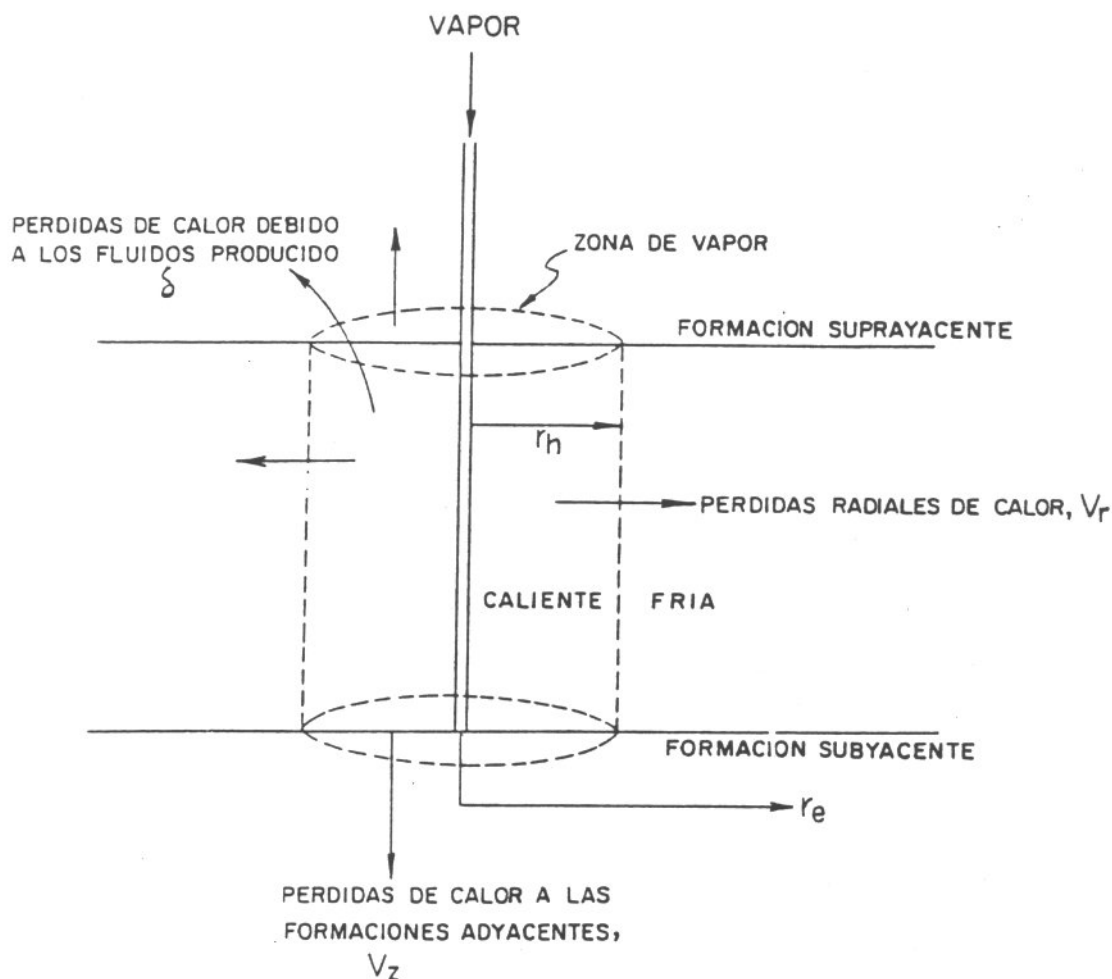


Figura 7.3- Zona de Vapor y Pérdidas de calor supuestas en el modelo de Boberg y Lantz⁴.

7.3.- MODELO DE BOBERG Y LANTZ⁴:

Esencialmente consiste de un balance de calor, el cual suministra una temperatura promedio (T_{avg}) para el área calentada en función del tiempo. Esta temperatura promedio es utilizada para calcular la viscosidad del petróleo caliente (μ_{oh}), la cual se requiere para calcular la tasa estimulada (q_{oh}) en función de tiempo.

A continuación, se presenta el procedimiento de cálculo para el caso de una sola arena. Boberg y Lantz, adicionalmente han considerado el caso de arenas múltiples.

El procedimiento de cálculo es el siguiente:

- 1.- Dados los datos requeridos calcular la calidad promedio en la cara de la formación.
- 2.- Usando el método de Marx y Langenheim³, calcular el radio de la zona calentada (r_h) al final del periodo de inyección ($t=0$), considerando que la zona calentada tiene forma cilíndrica.
- 3.- La temperatura promedio (T_{avg}) de la región calentada o regiones calentadas, en el caso de yacimientos con arenas múltiples después de terminada la inyección de vapor viene dada por:

$$T_{avg} = T_r + (T_s - T_r) \{v_r v_z (1 - \delta) - \delta\} \quad (7.5)$$

suponiendo enfriamiento por conducción de la zona calentada. Los términos v_r y v_z en la ecuación (7.5) son las soluciones unitarias de la ecuación de calor en la dirección radial y vertical respectivamente. Para el caso de una sola arena, v_r y v_z pueden evaluarse mediante las siguientes ecuaciones²².

$$\bar{v}_r = 0,180304 - 0,41269x + 0,18217x^2 + 0,149516x^3 + 0,024183x^4 \quad (7.6)$$

$$x = \log \left(\frac{K_{hob} t}{M_{ob} r_h^2} \right) \quad (7.7)$$

$$v_z = 0,474884 - 0,56832y - 0,239719y^2 - 0,035737y^3 \quad (7.8)$$

$$y = \log \left(\frac{4K_{hob} t}{M_{ob} \bar{h}^2} \right) \quad (7.9)$$

siendo,
$$\bar{h} = \frac{h_t t_D}{F_1} \quad (7.10)$$

donde:

F_1 : función de Marx y Langenheim (Ec. 5.23)

K_{hob} : conductividad térmica de las capas supra y subyacentes, $\frac{BTU}{h - pie^2 - F}$

M_{ob} : capacidad calorífica de las capas supra y subyacentes, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

t : tiempo de inyección, *horas*

t_D : tiempo adimensional (Ec. 5.25)

h_i : espesor total de la formación, *pies*.

\bar{h} : espesor aumentado de la formación, *pies*.

La Figura 7.4. presenta soluciones para v_r y v_z vs el parámetro x e y , la cual puede utilizarse en vez de las ecuaciones anteriormente presentadas.

Para el caso de arenas múltiples, las soluciones dadas por Boberg y Lantz deben evaluarse numéricamente. Los términos T_R y T_S , se refieren a las temperaturas del yacimiento y del vapor, respectivamente. Al igual que T_{avg} se expresan en F .

El término δ es una cantidad adimensional dependiente del tiempo, la cual representa la energía removida por medio de los fluidos producidos, y está definido por:

$$\delta = \frac{1}{2} \int_0^t \frac{H_f}{\pi r_h^2 \bar{h} M_s (T_s - T_R)} dt \quad (7.11)$$

donde:

M_s : capacidad calorífica de la roca-yacimiento, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

r_h : radio de la región calentada, *pies*.

H_f : tasa de calor removido con los fluidos producidos, *BTU/día*, evaluada mediante:

$$H_f = q_{oh} (H_{o,g} + H_{w,s}) \quad (7.12)$$

siendo q_{oh} la tasa de petróleo estimulada, *B/D*, $H_{o,g}$ y $H_{w,s}$ representan el calor removido por el petróleo y el gas, y el calor removido por el agua y el vapor.

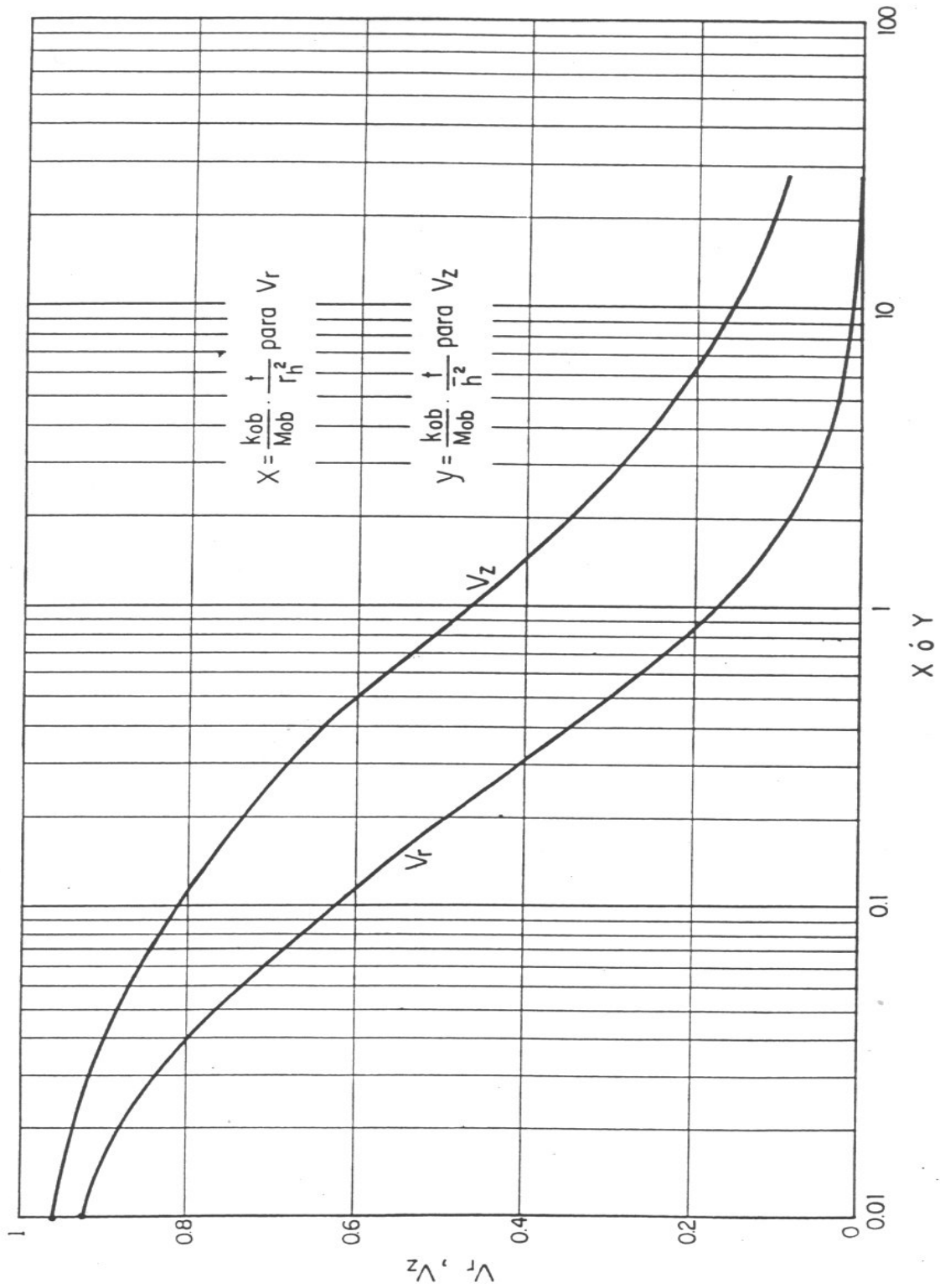


Figura 7.4.- Soluciones para V_r y V_z (caso de una sola arena).

El calor removido de la formación por el petróleo y el gas producido, se estima mediante;

$$H_{o,g} = (5.615\rho_o c_o + R_g c_g)(T_{avg} - T_R) \quad (7.13)$$

donde:

R_g : razón gas/petróleo total producido, PCN/BN . R_g esta basada en el gas seco. Por tanto, el gas debe corregirse si este contiene vapor de agua.

ρ_o : densidad del petróleo a condiciones normales, lb/pe^3

c_o : calor específico del petróleo en el intervalo de temperatura, $T_R \rightarrow T_{avg}$, $\frac{BTU}{lb-F}$

c_g : calor específico del gas en el intervalo de temperatura, $T_R \rightarrow T_{avg}$, $\frac{BTU}{lb-F}$

El calor sensible y latente removido de la formación por el agua y el vapor producidos, se estima mediante:

$$H_{w,s} = 5,615\rho_w(R_w(H_w - H_R) + R_s L_v) \quad (7.14)$$

donde:

ρ_w : densidad del agua a condiciones normales, $62,4 \frac{lb}{pe^3}$.

H_w : entalpía del agua a T_{avg} , BTU/lb

H_R : entalpía del agua a T_R , BTU/lb .

L_v : calor latente de vaporización a T_{avg} , BTU/lb .

R_w : razón agua/petróleo producido, BN/BN

R_s : *agua producida en estado de vapor por BN de petróleo producido, BN de vapor de agua (como liquido condensado a 60F)/BN de petróleo. Se determina por:*

$$R_s = \frac{1}{5,615} \frac{\rho_g R_g}{\rho_w} \frac{p_s}{p_w - p_s} \approx 1.,6x10^{-4} R_r \left(\frac{p_s}{p_w - p_s} \right) \quad (7.15)$$

con las siguientes condiciones:

Si $p_s > p_w$, entonces *toda el agua* es producida como vapor y $R_s = R_w$.

Si $p_s < p_w$, entonces R_s se calcula por la ecuación (7.15). Sin embargo, R_s no debe exceder a R_w .

p_w : presión en el fondo del pozo, *lpca*.

p_s : presión de saturación del vapor a T_{avg} , *lpca*.

La ecuación (7.5) para determinar T_{avg} , debe resolverse de una manera iterativa puesto que δ es una función de T_{avg} . Cuando el valor de δ es próximo a la unidad puede resultar que la ecuación (7.5) de valores de T_{avg} menores que T_R . Puesto que esta condición es físicamente imposible, cuando esto ocurra, se debe hacer $T_{avg} = T_R$.

4.- Una vez determinada la temperatura promedio (T_{avg}) mediante las ecuaciones anteriores, se determina μ_{oh} a T_{avg} y finalmente se calcula q_{oh} de la ecuación (7.2). Dado que inicialmente, la presión en el límite exterior (p_e) se consideró constante, en el caso que la presión en el límite exterior (p_e) decline, la razón de estimulación vendrá dada por:

$$\frac{q_{oh}}{q_{oc}} = \frac{1}{C_1 + \frac{\mu_{oh}}{\mu_{oc}} C_2} \quad (7.16)$$

donde,

$$C_1 = \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right) - \frac{1}{2} + \frac{r_h^2}{2r_e^2}}{\ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right) - \frac{1}{2}} \quad \text{y} \quad C_2 = \frac{\ln\left(\frac{r_h}{r_w}\right) - \frac{r_h^2}{2r_e^2}}{\ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right) - \frac{1}{2}} \quad (7.17)$$

El efecto de daño ("skin effect") de la formación, previo a la estimulación, puede tomarse en cuenta utilizando un radio efectivo del pozo en las ecuaciones anteriores, definido por:

$$r_w = \bar{r}_w e^{-S} \quad (7.18)$$

siendo \bar{r}_w el radio nominal (o actual) del pozo, pies, y S el factor de daño (adimensional). Si el daño alrededor del pozo tiene como consecuencia la reducción de la permeabilidad a un valor k_d (*darcy*) hasta un radio r_d , el valor de S se puede obtener de:

$$S = \left(\frac{k}{k_d} - 1 \right) \ln\left(\frac{r_d}{r_w} \right) \quad (7.19)$$

En algunos casos, los depósitos de asfaltenos pueden originar altos factores de daño. Así, este y daños similares se pueden reducir por calentamiento, de tal manera que el valor de S se reduce a S_r después de la estimulación, por lo que C_1 y C_2 vienen dadas por;

$$C_1 = \frac{S_r + \ln\left(\frac{r_h}{r_w}\right)}{S + \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)} \quad \text{y} \quad C_2 = \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_h}\right)}{S + \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)} \quad (7.20)$$

para el caso de p_e constante. Una forma similar puede obtenerse para el caso de p_e declinando.

El procedimiento antes descrito puede ser usado para predecir la tasa de producción como función del tiempo, dando una curva similar a la mostrada en la Figura 7.2.

5.- Los cálculos para los ciclos siguientes al primero se realizan de una manera similar, con la diferencia de que se debe tomar en cuenta el calor residual en el yacimiento durante el ciclo precedente. La energía remanente existente en la arena petrolífera se puede calcular por;

$$\text{Calor remanente} = \pi r_h^2 M_S h (T_{avg} - T_R) \quad (7.21)$$

Una forma aproximada de tomar en cuenta esta energía, es sumándola al calor inyectado durante el ciclo siguiente, suponiendo que el yacimiento se encuentra a la temperatura original T_R . Esto sin embargo, supone que las capas supra y subyacentes se encuentran a la temperatura original del yacimiento. Como consecuencia, las pérdidas de calor calculadas serán mayores que las pérdidas de calor verdaderas.

Una limitación del modelo de Boberg y Lantz, es que considera constantes las saturaciones de fluidos en el yacimiento, por lo que los resultados para los ciclos siguientes al primero son algo irreales.

Para ilustrar el modelo de Boberg y Lantz, a continuación se presenta el siguiente ejemplo.

EJEMPLO 7.1.

En un proyecto de inyección cíclica de vapor se inyectaron 1.370 B/D de vapor (equivalente en agua) a una presión de 1600 lpca y 80% de calidad en la cara de la arena productora. El espesor de la arena es de 55 pies , la permeabilidad es de $2.$, *darcy* y el tiempo de inyección fué de 35 días . Calcular la tasa de producción estimulada a los 10 días de terminada la inyección. La viscosidad del petróleo es de $156.210,4 \text{ cp}$ a $60F$ y $220,13 \text{ cp}$ a $200 F$. La densidad del petróleo es 60 lbs/pie^3 , la densidad del agua es $62,4 \text{ lbs/pie}^3$, el calor específico del petróleo es $0,5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} - F}$, el calor específico del gas es $0,01 \frac{\text{BTU}}{\text{PCN} - F}$, el calor específico del agua $1,0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} - F}$, la relación gas/petróleo es $0,0 \frac{\text{PCN}}{\text{BN}}$, y la relación agua/petróleo es $1,0 \text{ BN/BN}$. La presión en el fondo del pozo es 87 lpca , la presión en el límite exterior es 400 lpca y la temperatura original del yacimiento es $70 F$. La conductividad térmica y la difusividad térmica de las capas supra y subyacentes son $1,4 \frac{\text{BTU}}{\text{h} - \text{pie} - F}$ y $0,04 \frac{\text{pie}^2}{\text{h}}$, respectivamente, y la capacidad calorífica de la arena es $35 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3 - F}$.

El radio de drenaje es igual a 70 pies y el radio del pozo es de $0,333 \text{ pies}$. Considere presión constante en el límite exterior del área de drenaje.

SOLUCION:

a- Cálculo de T_s y L_v a 1600 lpca . (Tabla de Vapor).

$$T_s=604,19 F \quad \text{y} \quad L_v=540,13 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}.$$

b- Cálculo de Q_i (Ec. 5.2).

$$Q_i = \left(\frac{350 \times 1.370}{24} \right) \{ (1,0)(604,19 - 70) + (0,8)(540,13) \} = 19.305.749 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

c- Cálculo de t_D (Ec. 5.25).

$$t_D = \frac{4 \times 1,4 \times 35 \times (35 \times 24)}{35^2 \times 55^2} = 0,0444$$

d- Cálculo de F_1 (Ec. 5.26).

$$F_1 = \frac{0,0444}{1 + 0,85\sqrt{0,0444}} = 0,0377$$

e.- Cálculo de A_s (Ec. 5.21) y r_h

$$A_s = \frac{(19.305.749)(35)(55)(0,0377)}{(4)(1,4)(35)(604,19 - 70)} = 13.381 \text{ pie}^2$$

en consecuencia,

$$r_h = \sqrt{\frac{A_s}{\pi}} = \sqrt{\frac{13.381}{\pi}} = 65,26 \text{ pie}$$

f- Suponiendo que la temperatura del yacimiento es igual a T_{avg} para iniciar los cálculos.

$$T_{avg} = \frac{(604,19 + 70)}{2} = 337,10 F$$

g- Cálculo de las constantes a y b , Ecuación de Andrade (Ec. 2.1.)

$$\ln(156,210,4) = \ln a + \frac{b}{60 + 460} \quad (1)$$

$$\ln(220,13) = \ln a + \frac{b}{200 + 460} \quad (2)$$

al resolver este sistema de ecuaciones, se obtiene:

$$a = 5,66417 \times 10^{-9} \quad y \quad b = 1,60929 \times 10^4$$

h- Cálculo de μ_{oh} a T_{avg} y μ_{oc} a T_R (Ec. 2.1).

$$\mu_{oh} = (5,66417 \times 10^{-9}) e^{(1,60929 \times 10^4 / 797,1)} = 3,321 \text{ cp}$$

$$\mu_{oc} = (5,66417 \times 10^{-9}) e^{(1,60929 \times 10^4 / 530)} = 87,104 \text{ cp}$$

i- Cálculo de q_{oc} (Ec. 7.1).

$$q_{oc} = \frac{2\pi(1,127)(55)(2,5)(400 - 87)}{(87104) \ln\left(\frac{70}{0,33}\right)} = 0,654 \frac{B}{D}$$

j- Cálculo de q_{oh} (Ec. 7.2).

$$q_{oh} = \frac{2\pi(1,127)(55)(2,5)(400 - 87)}{(87,104)\ln\left(\frac{70}{65,26}\right) + (3,32)\ln\left(\frac{65,26}{0,333}\right)} = 49,76 \frac{B}{D}$$

k - Cálculo de v_r (Ec. 7.6) y v_z (Ec. 7.8).

$$\bar{h} = \frac{(55)(0,0444)}{(0,0377)} = 64,8 \text{ pies}$$

$$x = \log \frac{1,4x(10x24)}{35x65,26^2} = -2,65$$

$$y = \log \frac{4x1,4x(10x24)}{35x64,8^2} = -2,04$$

$$v_r = 0,180304 - 0,41269x(-2,65) + 0,18217x(-2,65)^2 + 0,149516x(-2,65)^3 + 0,024183x(-2,65)^4 = 0,963$$

$$v_z = 0,474884 - 0,56832x(-2,04) - 0,239719x(-2,04)^2 - 0,035737x(-2,04)^3 = 0,94$$

l - Cálculo de $H_{o,g}$ (Ec. 7.13)

$$H_{o,g} = \{(5,615)(60)(0,5) + (0)(0,01)\}(337,10 - 70) = 44,993 \frac{BTU}{BN}$$

m- Cálculo de R_s (Ec. 7.15).

$$p_s = \left(\frac{337,10}{115,10}\right)^{1/0,225} = 118,62 \text{ lpc}$$

Dado que: $p_s > p_w$, entonces $R_s = R_w = 1.0 \text{ BN/BN}$

n- Cálculo de $H_{w,s}$ (Ec. 7.14)

$$H_w = (1,0)(337,10 - 32) = 305,1 \frac{BTU}{lb}$$

$$H_r = 1,0x(70 - 32) = 38 \frac{BTU}{lb}$$

$$L_v = 1,318x(118,6)^{-0,08774} = 866,8 \frac{BTU}{lb}$$

$$H_{w,s} = (5,615)(62,4)\{(1,0)(305,1 - 38) + (1,0)(866,8)\} = 397,298 \frac{BTU}{BN}$$

o- Cálculo de δ (Ec. 7.11)

$$H_f = (49,7)(44,993 + 397,298) = 22,008,418 \frac{BTU}{d}$$

$$\delta = \frac{1}{2\pi(65,6)^2(64,8)(35)(604,19 - 70)} (22,008,418)(10) = 6,79063x10^{-3}$$

p- Cálculo de T_{avg} (Ec. 7.5)

$$T_{avg} = 70 + (604 - 70)\{(0,963)(0,94)(1 - 6,79063x10^{-3}) - 6,79063x10^{-3}\} = 546,65F$$

Dado que la diferencia entre el valor de T_{avg} supuesto ($337,10 F$) y el valor de T_{avg} calculado ($546,65 F$) difieren de una tolerancia de aproximación ($\approx 0,1 F$), los cálculos deben repetirse tomando como T_{avg} supuesto el valor de T_{avg} calculado.

A continuación se presentan los resultados de las siguientes iteraciones:

VAL. SUPUEST.	VALORES CALCULADOS					
T_{avg}	T_{avg}	q_{oh}	μ_{oh}	$H_{o,g}$	$H_{w,s}$	δ
337,10	546,65	49,76	3,321	44.993	397.298	0,00679
546,65	545,74	49,90	0,050	80.291	418.538	0,00768

7.4.- MODELO DE BOBERG Y TOWSON⁵

En muchos yacimientos (principalmente en los de California), las presiones son bajas, y la gravedad suministra la fuerza de expulsión de los fluidos en la inyección cíclica de vapor. Como consecuencia, el flujo por gravedad puede dominar en la fase de producción.

Dependiendo de la tasa afluencia de petróleo "frío" a la zona calentada, donde una forma de flujo esta ocurriendo, la zona calentada puede en parte desaturarse, en otras palabras, una superficie libre puede desarrollarse. Esto se muestra en la Figura 7.5, donde una zona de gas se ha formado arriba del petróleo dentro del volumen de la arena calentada, y parte en la zona fría (esta se despreciará en el siguiente análisis).

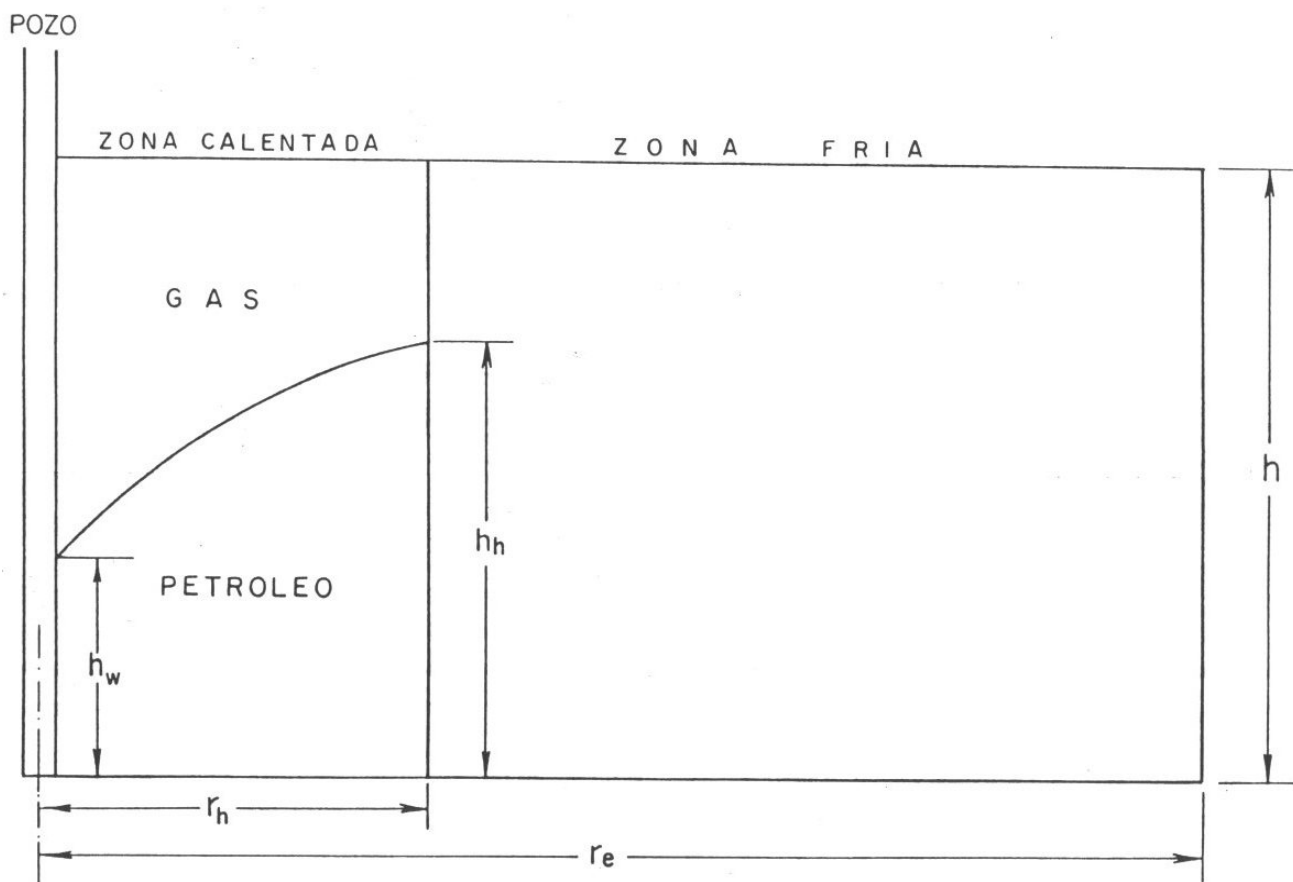


Figura 7.5.- Geometría considerada en el Modelo de Boberg y Towson¹⁵ para Flujo por gravedad en un Pozo estimulado por Vapor.

Dada la altura de la columna de petróleo h_h , el radio calentado r_h , y el nivel del fluido en el pozo h_w , la tasa de flujo estimulada q_{oh} esta dada por:

$$q_{oh} = \frac{\pi(1.127)\rho_o g k_o (h_h^2 - h_w^2)}{\mu_o \left(\ln \frac{r_h}{r_w} - \frac{1}{2} \right)} \quad (7.22)$$

donde g es un factor de conversión ($g=1/144$) y k_o es la permeabilidad efectiva del petróleo en *darcys*.

Boberg y Towson⁵, proponen el uso de la ecuación (7.22) en conjunción con la ecuación (7.2), calculando la tasa de producción estimulada de ambas ecuaciones

y escogiendo la mayor de las dos. El esquema de cálculo es igual al presentado por Boberg y Lantz⁴, solo que un cálculo adicional debe hacerse para tomar en cuenta la altura de la columna de petróleo h_h , la cual debe calcularse a cada tiempo.

El procedimiento para el cálculo de h_h es como sigue:

1.- Se calcula la tasa de flujo de petróleo de la zona fría de radio r_e , a la zona calentada de radio r_h , usando la ecuación de flujo radial., Esto da q_{oc} la tasa de afluencia de petróleo a la zona calentada. Entonces, la altura promedio de la zona calentada al tiempo $(n+1)$, se relaciona a la altura al tiempo (n) , el tiempo anterior, mediante la siguiente ecuación:

$$h^{n+1} = h^n - \frac{(q_{oh} - q_{oc})\Delta t(5,615)}{\pi\phi(r_h^2 - r_w^2)(S_{oi} - S_{or})} \quad (7.23)$$

siendo, S_{oi} la saturación de petróleo en la zona drenada por gravedad, fracción.

2.- Habiendo encontrado la altura promedio h^{n+1} , la altura de la columna de petróleo en la zona calentada h_h esta dada por:

$$h_h = 4h^{n+1}B - \sqrt{16(h^{n+1})^2 B^2 - h_w^2 - 8(h^{n+1})^2 B} \quad (7.24)$$

donde, B esta definida por:

$$B = \left(\ln \frac{r_h}{r_w} - \frac{1}{2} \right) \quad (7.25)$$

En resumen, el procedimiento para la fase de producción es como sigue:

3.- A un tiempo inicial Δt , se calcula q_{oh} para flujo radial (Ec. 7.2) y q_{oh} para flujo por gravedad (Ec. 7.22), se escoge la mayor de las dos tasas, y se supone que esta será la tasa promedio para ese tiempo inicial. Se calcula la T_{avg} como se discutió anteriormente y finalmente se calcula el nuevo valor de h_h , y se procede al próximo tiempo.

7.5.- OTROS MODELOS PARA PREDECIR LA RECUPERACION DE PETROLEO EN INYECCION CICLICA DE VAPOR

Entre los modelos desarrollados para predecir el comportamiento de pozos sometidos a inyección cíclica de vapor, cabe mencionar los siguientes:

7.5.1.- MODELOS DE DAVIDSON, MILLER Y MUELLER⁸, Y DE MARTIN⁹

Son algo mas complicados que el modelo de Boberg y Lantz, y básicamente se diferencian de aquel en que estos modelos consideran que el vapor inyectado suple parte de la energía requerida para producir el petróleo.

7.5.2.- MODELOS DE SEBA Y PERRY¹⁰, Y DE KUO, SHAIN Y PHOCAS¹¹

Al igual que Boberg y Towson⁵ consideran el caso de estimulación con vapor en yacimientos donde el principal mecanismo de producción es drenaje por gravedad.

7.5.3.- MODELO DE CLOSMANN, RATLIFF Y TRUITT¹²

Simula la inyección cíclica de vapor en yacimientos que producen mediante empuje por gas en solución. Incluye la distribución del vapor y de la viscosidad del petróleo en yacimiento, y la especificación del intervalo de inyección. Desprecia al drenaje por gravedad.

7.5.4.- MODELO DE SWAAN¹³

Simula la estimulación con vapor, tanto en yacimientos con empuje por gas en solución como por drenaje por gravedad. El modelo considera una solución analítica para la distribución de temperatura y una solución numérica para la ecuación de difusividad, puesto que considera flujo en una sola fase.

7.6.- CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA SELECCIÓN DEL YACIMIENTO EN UN PROYECTO DE INYECCION CICLICA DE VAPOR

Es difícil establecer criterios que garanticen un buen proyecto de estimulación cíclica en un yacimiento dado. La mayoría de los criterios de diseño corrientemente conocidos para proyectos de estimulación con vapor, están basados en experiencias ganadas en el campo. Existen pocos casos donde se utilizó la teoría para diseñar el proyecto.

Petróleo en sitio: Se cree comúnmente que debe ser del orden de *1.200 Bls/acre-pie* o más, con la finalidad de que el proyecto resulte económicamente exitoso.

Permeabilidad: debe ser lo suficientemente alta como para permitir una inyección rápida del vapor y una tasa alta de flujo de petróleo hacia el pozo.

Viscosidad del petróleo: El mayor éxito se obtiene cuando esta es del orden de *4.000 cp* a condiciones del yacimiento, aunque existen proyectos exitosos donde la viscosidad es baja, del orden de *200 cp*. La gravedad del petróleo es conveniente en el rango de *8 a 15 °API*.

Profundidad: la máxima profundidad práctica es *3.000 pies*, aún cuando es preferible valores de profundidad menores, ya que las pérdidas de calor en el pozo son menores y las presiones de inyección requeridas serán también menores.

Tasa de inyección: debe ser tan alta como sea posible, con la finalidad de inyectar el calor requerido (del orden de *10-50 MM BTU/pie de espesor por ciclo*) en el menor tiempo posible. De esta forma se disipa menos calor.

Presión del yacimiento: es conveniente que sea moderadamente alta, aunque existen proyectos exitosos donde la presión del yacimiento es baja, del orden de *40 lpc*.

Espesor de la arena: debe ser *mayor de 20 pies*.

Tiempo de remojo: puede ser de *1 a 4 días*, aunque se han utilizado periodos mucho mas largos.

La producción estimulada se puede extender hasta *24 meses*, aunque en algunos casos dura muy poco.

El tiempo de inyección es normalmente de *3 semanas*, y el número de ciclos es generalmente 3, aunque como se mencionó antes, se han reportado casos de hasta *22 ciclos*.

La cantidad de vapor a ser inyectado es una variable difícil sobre la cual decidir. Posiblemente la mejor guía se obtiene en base al radio calentado que se desea obtener.

La Tabla 7.1 resume los criterios generales de diseño para la selección del yacimiento en un proyecto de estimulación con vapor.

Tabla 7.1- Criterios para la Selección del Yacimiento en un Proyecto de Estimulación con Vapor²

Espesor de la arena, <i>pies</i>	≥ 30
Profundidad, <i>pies</i>	< 3.000
Porosidad, %	> 30
Permeabilidad, <i>md</i>	$1.000 - 2.000$
Tiempo de remojo, <i>días</i>	$1-4$
Tiempo de inyección, <i>días</i>	$14-21$
Número de ciclos	$3-5$
Saturación de Petróleo, $\frac{Bl}{acre - pie}$	1.200
Calidad del vapor, %	$80-85$
Gravedad, °API	< 15
Viscosidad del petróleo (cond. de yac.), <i>cp</i>	< 4.000
Presión de inyección, <i>lpc</i>	< 1.400
Longitud de los ciclos, <i>meses</i>	~ 6
Inyección de vapor / ciclos, <i>bls</i>	7.000
$\frac{kh}{\mu}, \frac{md - pie}{cp}$	< 200

7.7.- DESVENTAJAS DE LA ESTIMULACION CON VAPOR

La inyección cíclica de vapor es básicamente un proceso de estimulación, y como tal, no conduce a un incremento en la recuperación última del yacimiento. En general, se cree que en yacimientos de crudos pesados, donde la recuperación primaria es del orden del 10% del petróleo in situ, la recuperación por estimulación con vapor, incluyendo la primaria, será del orden del 15 al 20%¹⁴⁻¹⁵. Resultados de un proyecto de estimulación a gran escala desarrollado en Venezuela, mostró que la recuperación de petróleo después de dos años de operación, aumento de 18% (recuperación primaria) a 24% (total)¹⁶.

Tal vez una de las principales desventajas de la estimulación con vapor, es que solo una parte (30-35%) del agua inyectada como vapor es producida cuando el pozo se abre a producción. Esto implica que una gran cantidad de agua inyectada se queda en el yacimiento formando zonas de alta saturación de agua alrededor de los pozos productores. Tales regiones de alta saturación de agua, pueden hacer que la aplicación futura de procesos de recuperación del tipo desplazamiento, resulten difíciles o ineficientes, ya que la eficiencia areal de barrido será afectada adversamente. La Figura 7.7., ilustra áreas con altas saturación de agua en la vecindad del pozo estimulado.

La estimulación con vapor puede ser indeseable en áreas donde ocurra un hundimiento activo de la tierra (subsistencia). En algunos yacimientos, alrededor del 35,5% del petróleo producido ha sido atribuido a la compactación de la roca yacimiento y al hundimiento de la superficie que la acompaña. La compactación de la roca-yacimiento se puede prevenir mediante la aplicación de procesos de recuperación del tipo desplazamiento, donde el yacimiento se mantiene a una alta presión. Esto ha sido posible en el caso del campo Wilmington en California¹⁷. Además, la compactación podría causar cambios en la estructura y propiedades de la roca, los cuales serán desfavorables desde el punto de vista de recuperación.

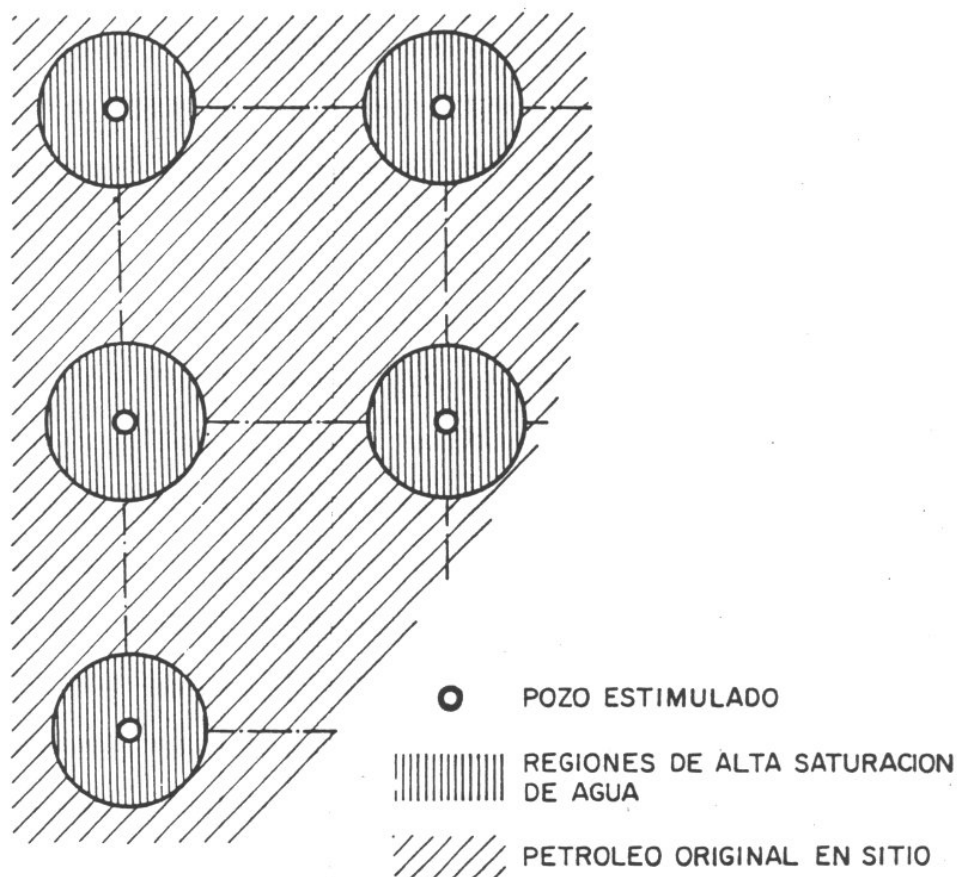


Figura 7.7.- Áreas de alta saturación de agua en la vecindad de los Pozos Estimulados con Vapor¹.

Otra consideración en la estimulación con vapor es la expansión de las arcillas sensibles al agua fresca, puesto que al ponerse en contacto con el vapor pueden dañar la permeabilidad del yacimiento.

En resumen, se puede decir que aunque la inyección cíclica de vapor es económicamente atractiva, es importante estudiar cuidadosamente los diferentes aspectos del proceso, desde el punto de vista de recuperación final. Mientras que en muchos yacimientos la inyección cíclica de vapor puede ser un método de recuperación efectivo, en algunos casos puede ser más ventajoso usar un proceso de recuperación del tipo desplazamiento.

7.8- OTROS PROCESOS DE ESTIMULACION

El vapor y el agua caliente son los únicos fluidos que han sido reseñados en la literatura de haber sido inyectados durante varios ciclos para estimular pozos. Sin embargo, también se ha mencionado que se han utilizado, al menos durante un ciclo^{18,19}, otros fluidos calentados (incluyendo las mezclas de crudo del propio campo y gasóleo de refinería y gases no condensables).

La combustión directa, que requiere inyección de aire, también se ha utilizado como un procedimiento de estimulación¹⁸⁻²⁰⁻²¹.

Al parecer, estos procesos solo se han utilizado una vez en algún pozo. Otra técnica utilizada para estimular el pozo ha sido el uso de calentadores de fondo, practica que se remonta al siglo diecinueve. Los aparatos mas comúnmente utilizados en este proceso han sido los calentadores eléctricos y los quemadores de gas.

7.9.- REFERENCIAS

- 1.- Farouq Alí, S.M. : **“Steam Stimulation - An Evaluation”**, Producers Monthly, 31(10), 2 Octubre 1.967.
- 2.- Farouq Ali, S.M. And Meldau, R. F.: **“Practical Heavy Oil Recovery Course”**, University of Alberta, Canada, (1.987).
- 3.- Marx, J. W. and Langenheim, R. H. : **“ Reservoir Heating by Hot Fluid Injection”**, Trans. AIME (1.959), 312.
- 4.- Boberg, T. C. and Lantz, R. B.: **“Calculation of the Production Rate of a Thermally Stimulated Well”**, J. Pet. Tech., Dec. 1.966, pp. 1613-1623.
- 5.- Boberg, T. C. and Towson, D. E.: **“Gravity Drainage in Thermally Stimulated Wells “**, J. Can. Pet. Tech., (Oct.-Dec., 1.967) 130-135.

- 6.- Davidson, L. B., Miller, F. G. and Mueller, T. D.: **“A Mathematical Model of Reservoir Response During the Cyclic Injection of Steam”**, Soc. Pet. Eng. Journal, June 1.967, pp. 174-188.
- 7.-Martin, J. C.: **“ A Theoretical Analysis of Steam Stimulation”**, J. Pet. Tech. (Mar. 1.967), 411-418; Trans. AIME, 240.
- 8.- Seba, R. D. and Perry, G. E.: **“A Mathematical Model of Repeated Steam Soaks of Thick Gravity Drainage Reservoirs”**, J. Pet. Tech. (Jan. 1.969) 87-94; Trans. AIME, 249.
- 9- Kuo, C. H., Shain, S. A. and Phocas, D. M.: **“A Gravity Drainage Model for the Steam Soak Process”**, Soc. Pet. Eng. J., June 1.970.
- 10.- Closmann, P. J., Ratliff, N. W. and Truitt, N. E.: **“ A Steam Soak Model for Depletion Type Reservoirs”**, J. Pet. Tech. , (June 1.970) 757-770, Trans. AIME, 246.
- 11.- de Swaan, O. A.: **“ Improved Numerical Model of Steam Soak Process”**, Oil & Gas J., (Jan. , 1.972), pp. 58-62.
- 12.- Rochon, J. A.: **“Steam Stimulation No Great Bonanza”**, Oil & Gas J., 56 (June 1.966).
- 13.- Gray, E. T. : Independent Petroleum Monthly, (June 1.966).
- 14.- de Haan, H. J. and Van Lookeren, J.: **“Early Results of the First Large Scale Steam Soak Project in the Tia Juana Field, Western Venezuela”**, J. Pet. Tech., (Jan. 1.969) 95-100.
- 15.- Allen, D. R.: **” Physical Changes of Reservoir Properties Caused by Subsidence and Represuring Operations, Wilmington Field, California”**, Paper No. SPE 1811, presented at the Annual Fall Meeting of the SPE of AIME, Houston, Texas, (October, 1.967) .
- 16.- Farouq Ali, S. M.: **“ Well Stimulation by Downhole Thermal Methods”**, Prod. Monthly (Oct. 1.973) 25-25.
- 17.- Nelson, T. W., and McNiel, J. S., Jr.: **“Oil Recovery by Thermal Methods”**, Part I, Pet. Eng. (Feb. 1.959) B27-32.
- 18.- Farouq Ali, S. M.: **“ Well Stimulation by Thermal Methods”**, Prod. Monthly (April 1.968) 23-27.

- 19.- White, P. D. and Moss, J. T. : “**High-Temperature Thermal Techniques for Stimulating Oil Recovery**” , J. Pet. Tech. (Sept. 1.965) 1007-1011.
- 20.- van Poolen, H. K. and Associated: “ **Fundamentals of Enhanced Oil Recovery**” , PennWell Publishing company, Tulsa, Oklahoma, 1.981.

CAPITULO VIII

INYECCION CONTINUA DE VAPOR

La inyección continua de vapor es un proceso de desplazamiento, y como tal más eficiente desde el punto de vista de recuperación final que la estimulación con vapor. Consiste en inyectar vapor en forma continua a través de algunos pozos y producir el petróleo por otros. Los pozos de inyección y producción se perforan en arreglos, tal como en la inyección de agua.

En la actualidad se conocen varios proyectos exitosos de inyección continua de vapor en el mundo^{1,2}, muchos de los cuales fueron inicialmente proyectos de inyección cíclica, que luego se convirtieron a inyección continua en vista de las mejoras perspectivas de recuperación: 6-15% para cíclica vs. 40-50% para continua.

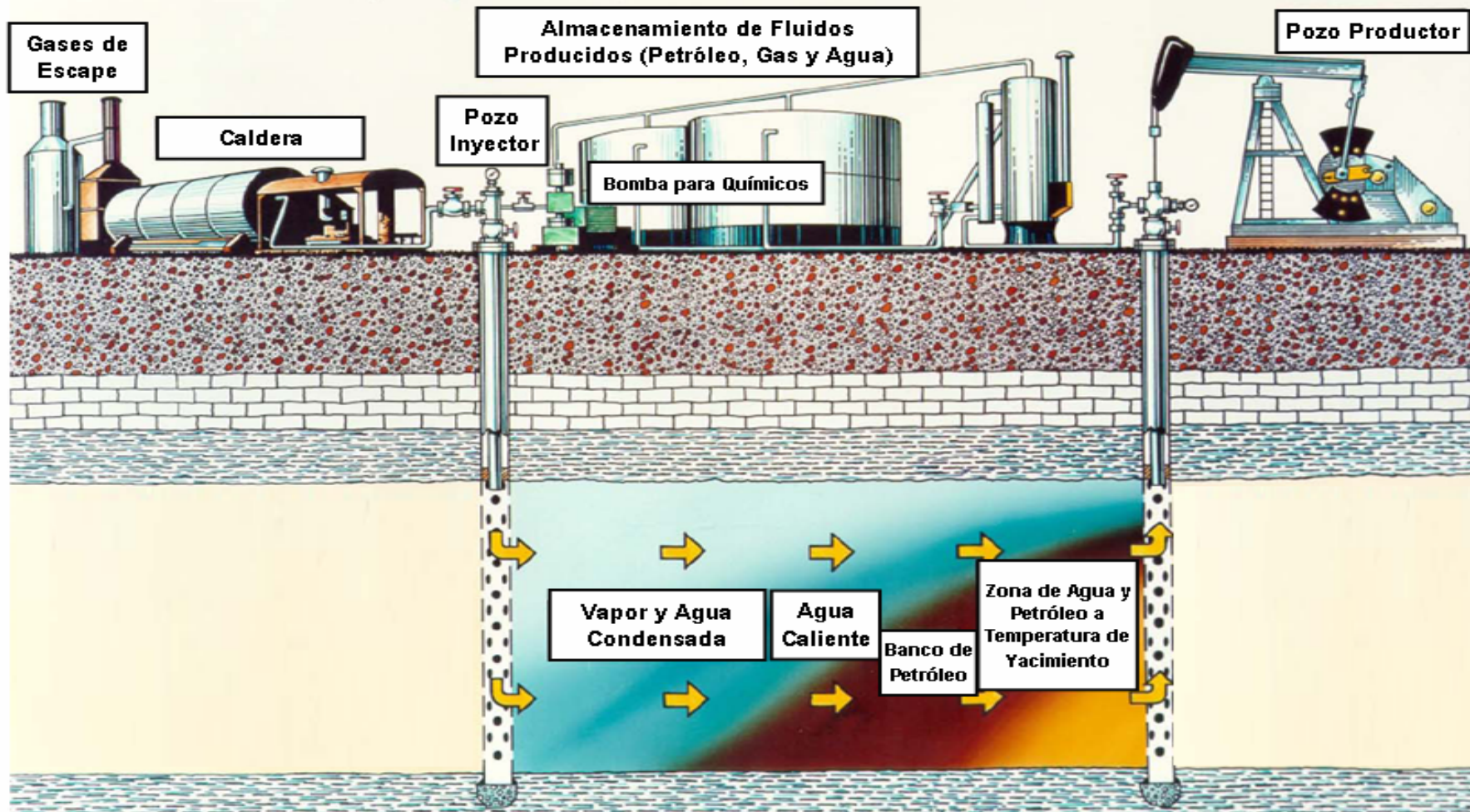
La inyección continua de vapor difiere apreciablemente en su comportamiento de la inyección de agua caliente, siendo esta diferencia producto únicamente de la presencia y efecto de la condensación del vapor de agua. La presencia de la fase gaseosa provoca que las fracciones livianas del crudo se destilen y sean transportados como componentes hidrocarburos en la fase gaseosa.

Donde el vapor se condensa, los hidrocarburos condensables también lo hacen, reduciendo la viscosidad del crudo en el frente de condensación. Además, la condensación del vapor induce un proceso de desplazamiento más eficiente y mejora la eficiencia del barrido. Así, el efecto neto es que la extracción por inyección continua de vapor es apreciablemente mayor que la obtenida por inyección de agua caliente.

8.1.- MECANISMOS DE RECUPERACION EN INYECCION CONTINUA DE VAPOR

Cuando se inyecta vapor en forma continua en una formación petrolífera, el petróleo es producido por causa de tres mecanismos básicos: destilación por

Figura 8.1.- Diagrama Esquemático de la Inyección Continua de Vapor y Distribución Aproximada de los Fluidos en el Yacimiento .



vapor, reducción de la viscosidad y expansión térmica, siendo la destilación por vapor el más importante. Otros fenómenos que contribuyen a la recuperación de petróleo son la extracción con solventes, empuje por gas en solución y desplazamientos miscibles por efectos de la destilación por vapor. Las magnitudes relativas de cada uno de estos efectos dependen de las propiedades del petróleo y del medio poroso en particular.

Los mecanismos de recuperación por inyección continua de vapor pueden visualizarse considerando inyección de vapor en un medio poroso suficientemente largo, inicialmente saturado con petróleo y agua connata. El petróleo en la vecindad del extremo de inyección es vaporizado y desplazado hacia delante. Una cierta fracción del petróleo no vaporizado es dejada atrás. El vapor que avanza se va condensando gradualmente, debido a las pérdidas de calor hacia las formaciones adyacentes, generando así una zona o banco de agua caliente, el cual va desplazando petróleo y enfriándose a medida que avanza, hasta finalmente alcanzar la temperatura original del yacimiento (ver figura 8.1). Desde este punto en adelante el proceso de desplazamiento prosigue tal como en la inyección de agua fría. Así, se puede observar que se distinguen tres zonas diferentes: la zona de vapor, la zona de agua caliente y la zona de agua fría. Por lo tanto, el petróleo recuperado en el proceso es el resultado de los mecanismos operando en cada una de estas zonas.

La recuperación de petróleo obtenida en la zona de agua fría será aproximadamente igual a la calculada para la inyección de agua convencional, excepto que la fase efectiva de inyección será mayor que lo que se inyecta como vapor, debido a la capacidad expansiva del vapor.

En la zona de agua caliente, la recuperación de petróleo está gobernada básicamente por las características térmicas del petróleo envuelto. Si la viscosidad del petróleo exhibe una drástica disminución con aumento de la temperatura, la zona de agua caliente contribuirá considerablemente a la recuperación de petróleo. Si por el contrario, el cambio en la viscosidad del petróleo con temperatura es moderado, los beneficios obtenidos con el agua

caliente serán solo ligeramente mayores que los obtenidos con inyección de agua fría convencional. Sin embargo, la expansión térmica del petróleo aún será responsable de una recuperación del orden del 3% al 5% del petróleo in situ³.

En la zona de vapor, el efecto predominante es la destilación con vapor. Este fenómeno básicamente consiste en la destilación por el vapor de los componentes relativamente livianos del petróleo no desplazado por las zonas de agua fría y caliente, los cuales se caracterizan por una alta presión de vapor. La presencia de la fase gaseosa y la alta temperatura originan la vaporización de los componentes livianos, los cuales son transportados hacia delante por el vapor, hasta que se condensan en la porción más fría del yacimiento. La recuperación por la destilación con vapor depende de la composición del petróleo envuelto, y puede alcanzar hasta el 20% del petróleo in situ³.

El petróleo delante de la zona de vapor se hace cada vez más rico en componentes livianos, lo cual causa efectos de extracción por solventes y desplazamientos miscibles en el petróleo original del yacimiento, aumentando así la recuperación. La magnitud de estos efectos aun no ha sido posible de evaluar cuantitativamente.

Otro mecanismo que opera en la zona de vapor es el empuje por gas en solución ya que el vapor es una fase gaseosa. La recuperación por este factor puede ser del orden del 3% de la recuperación total⁴.

Aún queda por evaluarse la formación de CO_2 (y de otros gases en menores cantidades)¹⁴ resultante de las reacciones entre el vapor y el crudo (o de cualquier otra fuente), proceso conocido como acuatermolisis, el cual también puede actuar como mecanismo de desplazamiento.

8.2.- CALCULO DE LA RECUPERACION DE PETROLEO POR INYECCION CONTINUA DE VAPOR

La forma más simple de estimar la recuperación de petróleo en inyección continua de vapor, es ignorando la recuperación de petróleo de las zonas de agua fría y caliente (o sea, basando la recuperación solamente en la saturación de petróleo residual, S_{orst} , en la zona de vapor, la cual se encuentra aproximadamente a una temperatura constante, T_s). Este procedimiento puede resultar satisfactorio en yacimientos previamente inundados con agua hasta el límite económico. Varios artículos describiendo este procedimiento están disponibles en la literatura^{4,5,6,7,8}.

El procedimiento básicamente consiste en determinar el volumen de la zona de vapor para una serie de tiempos, y luego calcular la recuperación de petróleo en base a la suposición que la saturación de petróleo en la zona barrida por el vapor se reduce desde un valor inicial, S_{oi} , hasta un valor residual, S_{orst} . Experimentalmente se ha demostrado³ que el valor de S_{orst} , es independiente de la saturación inicial de petróleo y se han publicado valores en el rango de 3% a 18%^{3,9,10,11,12}.

El volumen de la zona de vapor puede determinarse en función del tiempo, utilizando algún modelo para el calentamiento de la formación como el propuesto por Marx y Langenheim⁶ ó Mandl y Volek¹³. Así, si el volumen de la zona de vapor a cualquier tiempo t , es V_s , pie^3 , entonces el petróleo total recuperado en BN , viene dado por:

$$N_P = \frac{\phi V_s (S_{oi} - S_{orst})}{5,615} E_C \left(\frac{h_n}{h_t} \right) \quad (8.1)$$

Donde:

- N_P : petróleo total recuperado de la zona de vapor, BN
- V_s : volumen de la zona de vapor, pie^3
- E_C : factor de captura (fracción de petróleo - desplazado de la zona de vapor- que se produce), *fracción*
- h_n : espesor neto de la formación, *pies*
- h_t : espesor total de la formación, *pies*

- ϕ : porosidad de la formación, *pies*
 S_{oi} : saturación inicial de petróleo, *fracción*
 S_{orst} : saturación residual de petróleo en la zona de vapor, *fracción*

Una cifra indicativa del éxito de la inyección continua de vapor y que cambia lentamente con el tiempo durante un proyecto, es la relación del volumen de petróleo desplazado de la zona de vapor con respecto al volumen de agua inyectada como vapor. Esta cifra se conoce como la razón petróleo/vapor acumulada, y viene dada por:

$$OSR = \frac{N_p}{i_{st} t} \quad (8.2)$$

Donde:

OSR : razón $\frac{\text{petróleo}}{\text{vapor}}$, *fracción*

i_{st} : tasa de inyección de vapor, *B/D*

t : tiempo de inyección, *días*

Empleando el modelo de Marx y Langenheim⁶, la tasa de producción de petróleo a un tiempo t , q_o , está gobernada por la tasa de crecimiento de la zona calentada (Ec. 5.29), y es la derivada, contra el tiempo, de la ecuación (8.1). Así, haciendo las sustituciones necesarias se tiene que:

$$q_o = \frac{24Q_i \phi (S_{oi} - S_{orst})}{5,615M_s (T_S - T_R)} E_C \left(\frac{h_h}{h_t} \right) F_2 \quad (8.3)$$

Donde:

q_o : tasa de producción de petróleo, *B/D*

Q_i : tasa de inyección de calor, $\frac{BTU}{h}$

M_s : capacidad calorífica de la formación, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

T_S : temperatura de saturación del vapor, $^{\circ}F$

T_R : temperatura original de la formación, $^{\circ}F$

F_2 : función de Marx y Langenheim, (Ec. 5.30)

Cuando se emplea el modelo de Mandl y Volek¹³, la función F_3 (Ec. 5.37) se puede diferenciar para obtener dV_s/dt , y así q_o . Dado que la expresión resultante es bastante difícil de manejar, una mejor aproximación es graficar N_P vs. t , y luego obtener gráficamente las pendientes de N_P vs. t a tiempos seleccionados, resultando un gráfico de q_o vs. t .

Las curvas de q_o vs. t , son bastantes útiles ya que permiten determinar la extensión económica del proyecto. Similarmente, la razón petróleo/vapor puede ser graficada como función del tiempo o de la inyección acumulada de vapor. Otro resultado de interés que debe determinarse en un proceso de inyección continua de vapor, es la relación del volumen de petróleo producido, con respecto al volumen de agua inyectada como vapor, a un tiempo dado. Este resultado se conoce como la razón petróleo/vapor instantánea y viene dada por:

$$\text{OSR}(t) = \frac{q_o(t)}{i_{st}} \quad (8.4)$$

Una limitación del método presentado, es que supone que el petróleo desplazado de la zona de vapor es producido de inmediato. Normalmente, hay una cantidad de petróleo que queda rezagado debido a la formación de bancos durante el proceso. El método también es aplicable a petróleos livianos.

Para ilustrar el método anterior, a continuación se presenta un ejemplo de cálculo.

EJEMPLO 8.1

Vapor a 300 *lpca* y calidad igual a 80%, está siendo inyectado en una formación de espesor (total) igual a 35 *pies* y porosidad de 28%, a una tasa de 400B/D (equivalente de agua). La capacidad calorífica de la arena y de las capas supra y subyacentes es $33 \frac{BTU}{pie^3 - F}$, la saturación inicial de petróleo es 65%, la saturación residual de petróleo es 20%, la conductividad térmica de las formaciones adyacentes es $0,7 \frac{BTU}{h - pie^2 - F}$ y la temperatura de la formación es

de 85 F. Calcular el volumen de la zona de vapor, la recuperación total de petróleo, la tasa de producción de petróleo y la razón petróleo/vapor al final de 100 días y 4.197,5 días luego de iniciada la inyección. El calor específico del agua es de $1,02 \frac{BTU}{lb-F}$. Considere que el espesor neto es igual al espesor total y el factor de captura es igual al 100%.

SOLUCION:

- a. Cálculo de la temperatura de saturación, T_S (Ec. 3.1), y del calor latente de vaporización, L_V (Ec. 3.4).

$$T_S = 115,1 (300)^{0,225} = 415,36 \text{ } ^\circ F$$

$$L_V = 1.318 (300)^{-0,08774} = 799 \text{ BTU/lbs}$$

- b. Cálculo de la razón B (Ec. 5.34) y del factor F_{2c} (Ec. 5.31)

$$B = \frac{0,80 \times 799}{1,02 \times (415,36 - 85)} = 1,897$$

$$F_{2c} = \frac{1}{1 + 1,897} = 0,345$$

Luego, de la tabla 5.1, se obtiene:

$$t_{Dc} = 1,85$$

- c. Cálculo del tiempo crítico, t_c (Ec. 5.33).

$$t_c = \frac{33^2 \times 35^2 \times 1,85}{4 \times 0,7 \times 33} = 26.709 \text{ hr} = 1.112,9 \text{ días}$$

- d. Cálculo de la tasa de inyección de calor, Q_i (Ec. 5.2)

$$Q_i = \frac{350}{24} \times 400 \times \{1,02 \times (415,36 - 85) + 0,8 \times 799\} = 5.694.542 \frac{BTU}{h}$$

- e. Cálculo del tiempo adimensional, t_D (Ec. 5.25) para $t = 100$ días.

$$t_D = \frac{4 \times 0,7 \times 33 \times (100 \times 24)}{33^2 \times 35^2} = 0,166$$

- f. Cálculo de la función F_1 (Ec. 5.26)

$$F_1 = \frac{0,166}{1 + 0,85 \sqrt{0,166}} = 0,123$$

- g. Cálculo del volumen de la zona de vapor, V_s (Ec. 5.22). Dado que $t(100 \text{ días}) < t_c (1.112, 9)$, entonces el volumen de la zona de vapor puede calcularse por Marx y Langenheim⁶.

$$V_s = \frac{5.694.542 \times 33 \times 35^2 \times 0,123}{4 \times 0,7 \times 33 \times (415,36 - 85)} = 927.587 \text{ pie}^3$$

h. Cálculo de la recuperación acumulada de petróleo, N_p (Ec. 8.1).

$$N_p = \frac{927.587 \times 0,28 \times (0,65 - 0,20)}{5,615} \times 1,0 \times \frac{35}{35} = 20.815 \text{ BN}$$

i. Cálculo de la tasa de producción de petróleo, q_o (Ec. 8.3)

Dado que: $t_D = 0,166 \rightarrow F_2 = 0,66379$ (Tabla 5.1.) *BND*

$$q_o = \frac{24 \times 5.694.542 \times 0,28 \times (0,65 - 0,20)}{5,615 \times 33 \times (415,36 - 85)} \times 1,0 \times \frac{35}{35} \times 0,66379 = 187 - .$$

j. Cálculo de la razón petróleo/vapor acumulada (Ec. 8.2).

$$OSR = \frac{20.815}{400 \times 100} = 0,52037$$

k. Cálculo del tiempo adimensional, t_D (Ec. 5.25) para $t = 4197,5$ días

$$t_D = \frac{4 \times 0,7 \times 33 \times (4.197,5 \times 24)}{33^2 \times 35^2} = 6,978$$

l. Cálculo del volumen de la zona de vapor, V_s (Ec. 5.36). Dado que: $t(4.197,5 \text{ días}) > t_C(1.112,9 \text{ días})$, el volumen de la zona de vapor debe calcularse por Mandl y Volek¹³.

Con $B = 1,897$ y $t_D = 6,978 \rightarrow F_3 = 2,02$ (Figura 5.5)

$$V_s = \frac{5.694.542 \times 33 \times 35^2 \times 2,02}{4 \times 0,7 \times 33 \times (415,36 - 85)} = 15.233.538 \text{ pie}^3$$

m. Cálculo de la recuperación acumulada de petróleo, N_p (Ec. 8.1).

$$N_p = \frac{15.233.538 \times 0,28 \times (0,65 - 0,2)}{5,615} \times 1,0 \times \frac{35}{35} = 341.839 \text{ BN}$$

n. Cálculo de la tasa de producción de petróleo, q_o (Ec. 8.3)

Dado que $t_D = 6,978 \rightarrow F_2 = 0,20203$ (Tabla 5.1)

$$q_o = \frac{24 \times 5.694.542 \times 0,28 \times (0,65 - 0,2)}{5,615 \times 33 \times (415,36 - 85)} \times 1,0 \times \frac{35}{35} \times 0,20203 = 57 \text{ BND}$$

o. Cálculo de la razón petróleo/vapor acumulada, OSR (Ec. 8.2)

$$OSR = \frac{341.839}{400 \times 4.197,5} = 0,20359$$

8.2.1. MÉTODO DE MYHILL Y STEGEMEIER:

Myhill y Stegemeier⁷, presentan un modelo matemático basado sobre un balance de energía para predecir la recuperación de petróleo y la razón petróleo/vapor en un proceso de inyección continua de vapor. El procedimiento de cálculo para estimar la recuperación de petróleo es igual al procedimiento anteriormente presentado, solo que la función F_3 de Mandl y Volek¹³ es ligeramente modificada para considerar los términos de mayor orden despreciados por éstos autores. La función F_4 de Myhill y Stegemeier viene dada por:

$$F_4 = \frac{1}{t_D} (e^{t_D} \operatorname{erfc} \sqrt{t_D} + 2\sqrt{\frac{t_D}{\pi}} - 1) - \left(\frac{1}{1+B}\right) \left[\frac{1}{t_D} (e^{t_D} \operatorname{erfc} \sqrt{t_D} + 2\sqrt{\frac{t_D}{\pi}} - 1) \dots \dots \dots \right. \\ \left. \dots - \left(\frac{2\sqrt{t_D}}{\sqrt{\pi t_D}} - \frac{2\sqrt{t_D - t_{Dc}}}{(1+B)} - \int_0^{t_{Dc}} \frac{e^u \operatorname{erfc} \sqrt{u}}{\sqrt{t_D - u}} du \right) \right] \quad (8.5)$$

La figura 8.2, presenta curvas de F_4 vs. t_D para varios valores de B . La curva superior en esta figura ($B = \infty$) da valores de $F_4 = F_1$, la función de Marx y Langenheim⁶, al igual que en la función F_3 de Mandl y Volek.

La razón petróleo/vapor, F_{OS} , viene dada por la siguiente ecuación:

$$F_{OS} = \frac{\phi(S_{oi} - S_{orst})(\rho_w c_w)}{M_S} (1+B) F_4 \quad (8.6)$$

donde, ρ_w es la densidad del agua en $(62,4 \frac{lb}{pie^3})$

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo para ilustrar el método de Myhill y Stegemeier.

EJEMPLO 8.2.

Vapor a 700 *lpca* y calidad igual a 70%, esta siendo inyectado en una formación de espesor (total) igual a 30 *pies* y porosidad de 34% a una tasa de 700 *BD* (equivalente de agua).

La capacidad calorífica de la arena y de las capas supra y subyacentes es $35 \frac{BTU}{pie^3 - F}$, la saturación inicial de petróleo es 70% y la saturación residual de

petróleo es 15%, la conductividad térmica de las formaciones adyacentes es $1,0 \frac{BTU}{h - pie - F}$ y la temperatura de la formación es 100 *F*. El calor específico del

agua es de $1,0511 \frac{BTU}{lb - F}$, y la densidad, $62,4 \frac{lb}{pie^3}$. Considere el espesor neto

igual al total y la eficiencia de captura igual a 100%.

Calcular el volumen de la zona de vapor, la recuperación total de petróleo, la tasa de producción de petróleo y la razón petróleo/vapor al final de 3 años luego de iniciada la inyección.

SOLUCION

- a. Cálculo de la temperatura de saturación, T_s , y del calor latente de vaporización, L_v (Tablas de vapor)

$$T_s = 503 F$$

$$L_v = 710 BTU/lb$$

- b. Cálculo de la razón B (Ec. 5.34) y del factor F_{2c} (Ec. 5.31)

$$B = \frac{0,70 \times 710}{1,0511 \times (503 - 100)} = 1,173$$

$$F_{2c} = \frac{1}{1 + 1,173} = 0,460$$

Luego, de la tabla 5.1., se obtiene;

$$t_{Dc} = 0,78$$

- c. Cálculo del tiempo crítico, t_c (Ec. 5.33)

$$t_c = \frac{35^2 \times 30^2 \times 0,78}{4 \times 1,0 \times 35} = 6.143 \text{ hr} = 256 \text{ d}$$

d. Cálculo de la tasa de inyección de calor, Q_i (Ec. 5.2)

$$Q_i = \frac{350}{24} \times 700 \times \{1,0511 \times (503-100) + 0,70 \times 710\} = 9.397.831 \text{ BTU/h}$$

e. Cálculo del tiempo adimensional, t_D (Ec. 5.25) para $t = 3 \text{ años} = 1.095 \text{ días}$.

$$t_D = \frac{4 \times 1,0 \times 35 \times (1.095 \times 24)}{35^2 \times 30^2} = 3,337$$

f. Cálculo del volumen de la zona de vapor, V_S

Dado que: $t(1.095 \text{ días}) > t_c(256 \text{ días})$, el volumen de la zona de vapor debe calcularse utilizando la función F_4 de Myhill y Stegemeier en la ecuación (5.36)

Con $B=1,173$ y $t_D=3,337 \rightarrow F_4 = 0,370$ (Figura 8.2)

$$V_S = \frac{9.397.831 \times 30^2 \times 35 \times 0,37}{4 \times 1,0 \times 35 \times (503-100)} = 1.941.315 \text{ pie}^3$$

g. Cálculo de la recuperación acumulada de petróleo, N_P (Ec. 8.1)

$$N_P = \frac{1.941.315 \times 0,34 \times (0,70-0,15)}{5.615} \times 1,0 \times \frac{30}{30} = 64.653 \text{ BN}$$

h. Cálculo de la tasa de producción de petróleo, q_o (Ec. 8.3)

Dado que $t_D = 3,337 \rightarrow F_2 = 0,27649$ (Tabla 5.1)

$$q_o = \frac{24 \times 9.397.831 \times 0,34 \times (0,70-0,15)}{5.615 \times 35 \times (503-100)} \times 1,0 \times \frac{30}{30} \times 0,27649 = 147 \text{ BND}$$

i. Cálculo de la razón petróleo/vapor, F_{OS} , (Ec. 8.5)

$$F_{OS} = \frac{0,34 \times (0,70-0,15) \times 62,4 \times 1,0511}{35} \times (1 + 1,173) \times 0,370 = 0,2817$$

Si se hubieran utilizado los datos del problema 8.1 (para $t > t_c$), se obtendría:

$$V_S = 2.337.820 \text{ pie}^3$$

$$N_P = 52.460 \text{ BN}$$

$$Q_o = 57 \text{ BND}$$

$$F_{OS} = 0,218$$

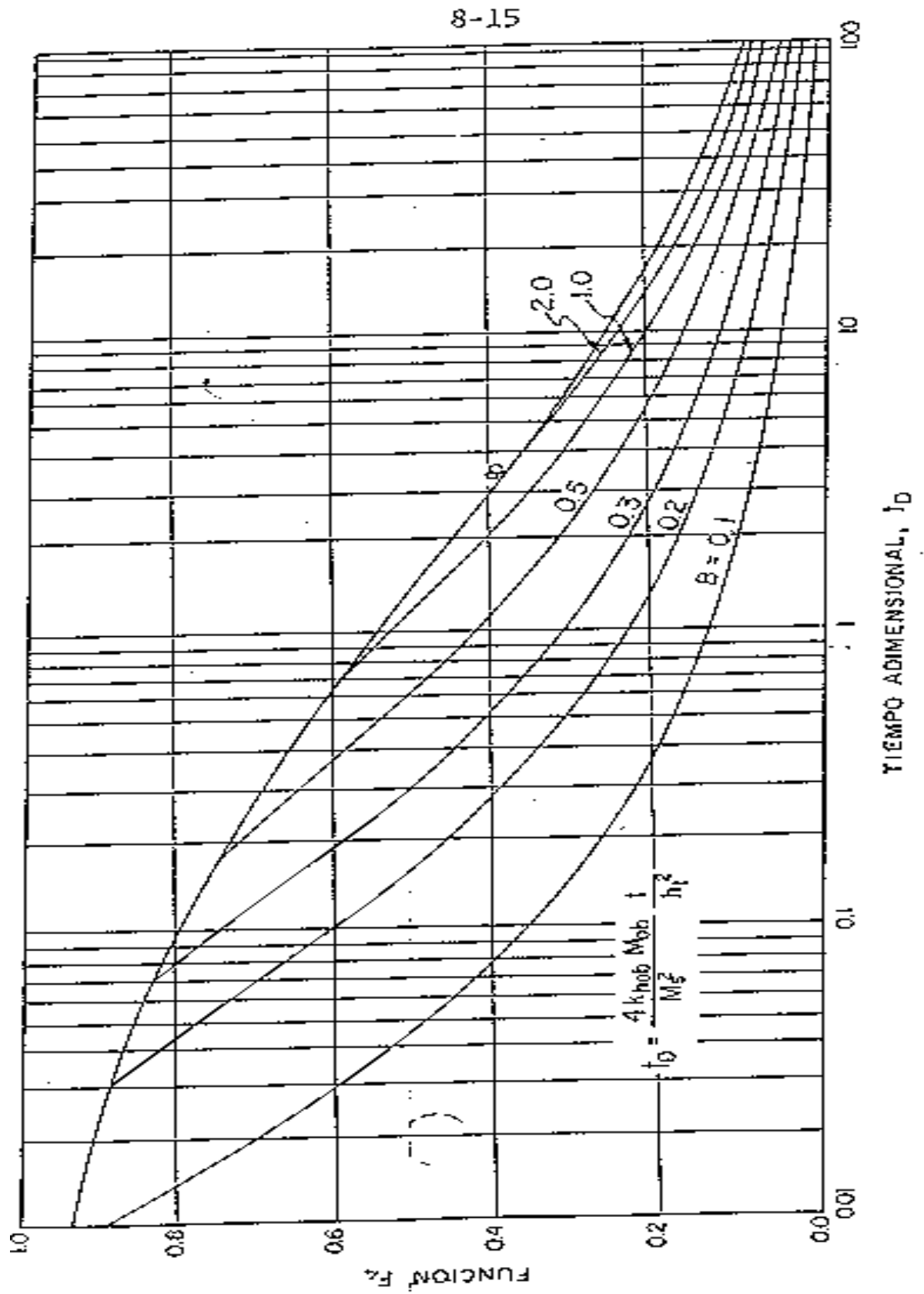


Figura 8.2 Función F_4 de Myhill y Stegemeier⁷.

8.2.2. – MÉTODO DE GOMAA⁸:

Gomaa presenta un método gráfico simplificado para estimar la recuperación de petróleo en inyección continua de vapor, basado sobre correlaciones gráficas, desarrolladas para los crudos pesados de California, utilizando un simulador numérico. Las características del yacimiento y las propiedades de los fluidos supuestas en el método se presentan en las tablas 8.1 y 8.2. Es importante notar que la presión del yacimiento se considera igual a 60 *lpca* y la temperatura igual a 90 *F*. En cuanto a la presión de inyección del vapor, ésta se fijó constante en 200 *lpca*. Las correlaciones obtenidas por Gomaa⁸ se resumen en las figuras 8.3, 8.4, y 8.5.

El procedimiento de cálculo para estimar la recuperación de petróleo por medio de éstas correlaciones es como sigue:

- Para una tasa de inyección dada ($\frac{MMBTU}{d - acre - pie}$), obtener de la Figura 8.3 las pérdidas verticales de calor H_L , como porcentaje del calor inyectado.
- De la Figura 8.4, se obtiene el factor de utilización de calor, Y .
- Se calcula el calor efectivo inyectado, Q_e ($\frac{B/D}{acre - pietotal}$), mediante la siguiente ecuación:

$$Q_e = \frac{350 \times 365}{10^6} I_{st} H_{ws} Y (1 - H_L) t \quad (8.7)$$

Donde:

I_{st} : tasa de inyección de vapor, $\frac{B/D}{acre - pietotal}$.

H_{ws} : entalpía del vapor húmedo (Ec. 3.7), *BTU/lb*

Y : factor de utilización del calor, *fracción*

t : tiempo de inyección, *días*

- Con el valor del calor efectivo inyectado, Q_e , obtenido por medio de la ecuación (8.7), se calcula la recuperación acumulada de petróleo como porcentaje del petróleo original movable (i.e., $S_{om} = S_{oi} - S_{orst}$), Figura 8.5.
- Repetir los pasos c y d tantas veces como sea necesario hasta que la recuperación última sea alcanzada.

Es de notar que la ecuación (8.7) está dada en el trabajo original de Gomaá como una sumatoria en tiempo, para tomar en cuenta los cambios en la entalpía del vapor y en la tasa de inyección. Sin embargo, considerando la naturaleza aproximada de éste método, tal refinamiento no es necesario, y un valor promedio sobre el tiempo de interés es suficiente¹⁵.

El uso de las correlaciones antes presentadas, está limitado a yacimientos con características y propiedades similares ó cerca del rango de las supuestas en el modelo. Esto es importante, especialmente si se requieren valores precisos de la recuperación de petróleo.

Tabla 8.1-Propiedades de Rocas y Fluidos

Permeabilidad Horizontal, md	1,900
Permeabilidad Vertical, md	950
Gas en Solución	0
Gravedad del petróleo en el tanque, $^{\circ}API$	14
Compresibilidad de la formación, lpc^{-1}	0,00008
Compresibilidad del agua, lpc^{-1}	0,0000031
Compresibilidad del petróleo, lpc^{-1}	0,000005
Calor específico de la roca, $BTU/pc F$	35
Calor específico del petróleo, $BTU/lbm F$	0,485
Calor específico de los estratos supradycentes, $BTU/pc F$	47,0
Calor específico de los estratos subyacentes, $BTU/pc F$	47,0
Conductividad térmica de la formación, $BTU/pc día F$	43,0
Conductividad térmica de los estratos supradycentes, $BTU/pc día F$	17,0
Conductividad térmica de los estratos subyacentes, $BTU/pc día F$	17,0
Coefficiente de expansión térmica, F^{-1}	0,00041

Tabla 8.2.- Datos de Viscosidad y Temperatura⁸

Temperatura (°F)	Viscosidad (cp)		
	Petróleo	Agua	Vapor
75	4200,0	0,920	0,0095
100	1100,0	0,681	0,0102
150	130,0	0,435	0,0114
200	33,0	0,305	0,0127
250	12,5	0,235	0,0138
300	6,4	0,187	0,0149
350	3,8	0,156	0,0158
500	1,6	0,118	0,0174

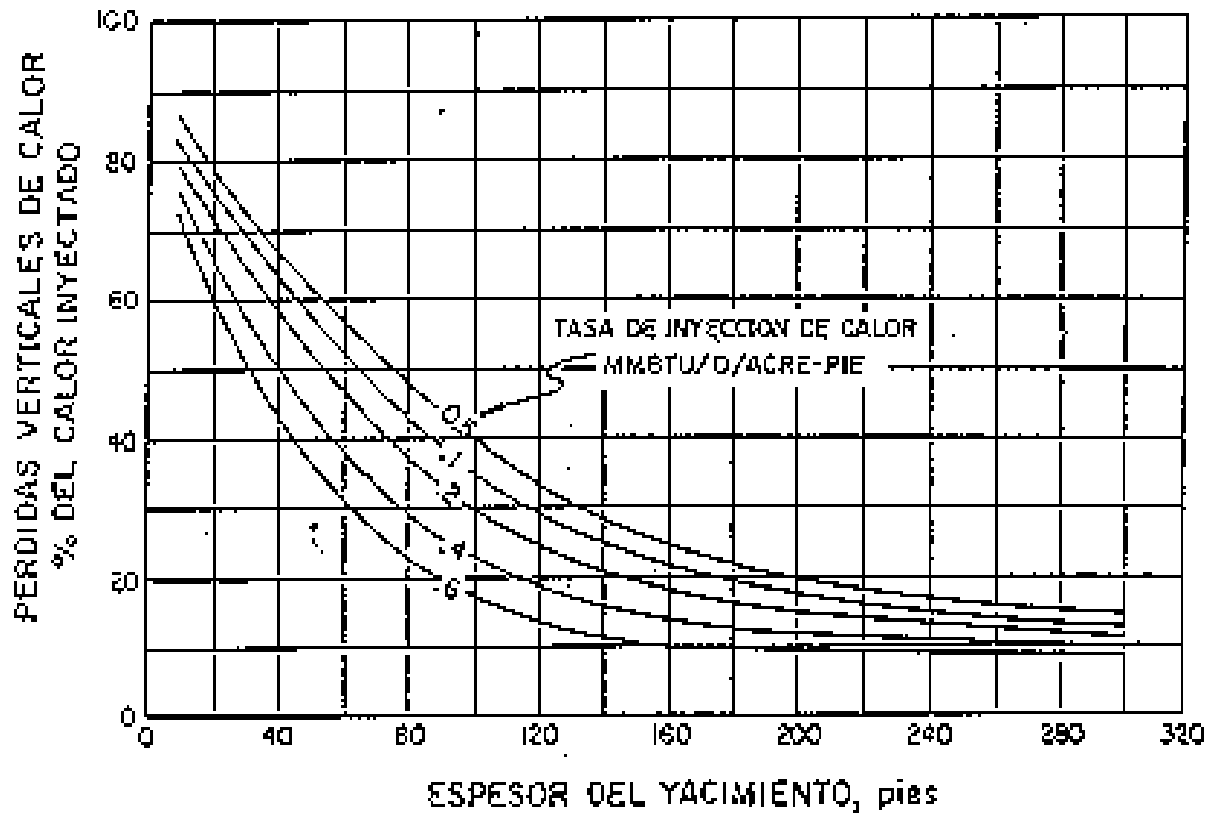


Figura 8.3.- Pérdidas de calor hacia las capas supra y subyacentes

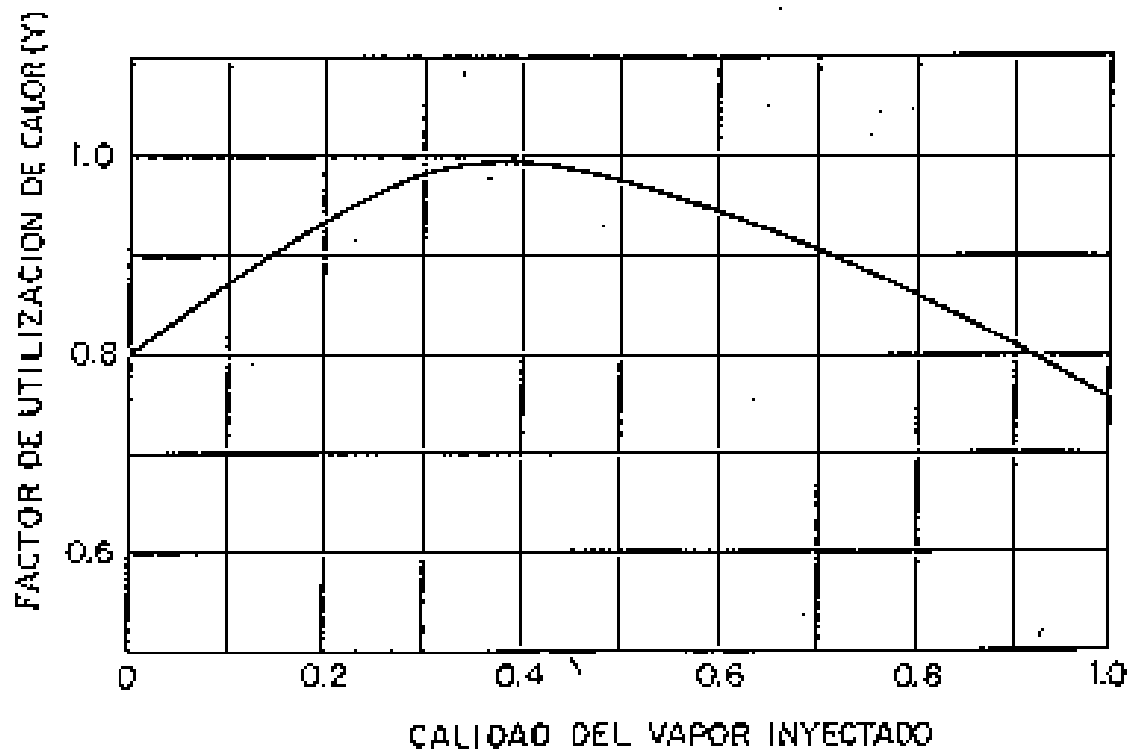


Figura 8.4- Factor de utilización del calor como función de la calidad del vapor⁸.

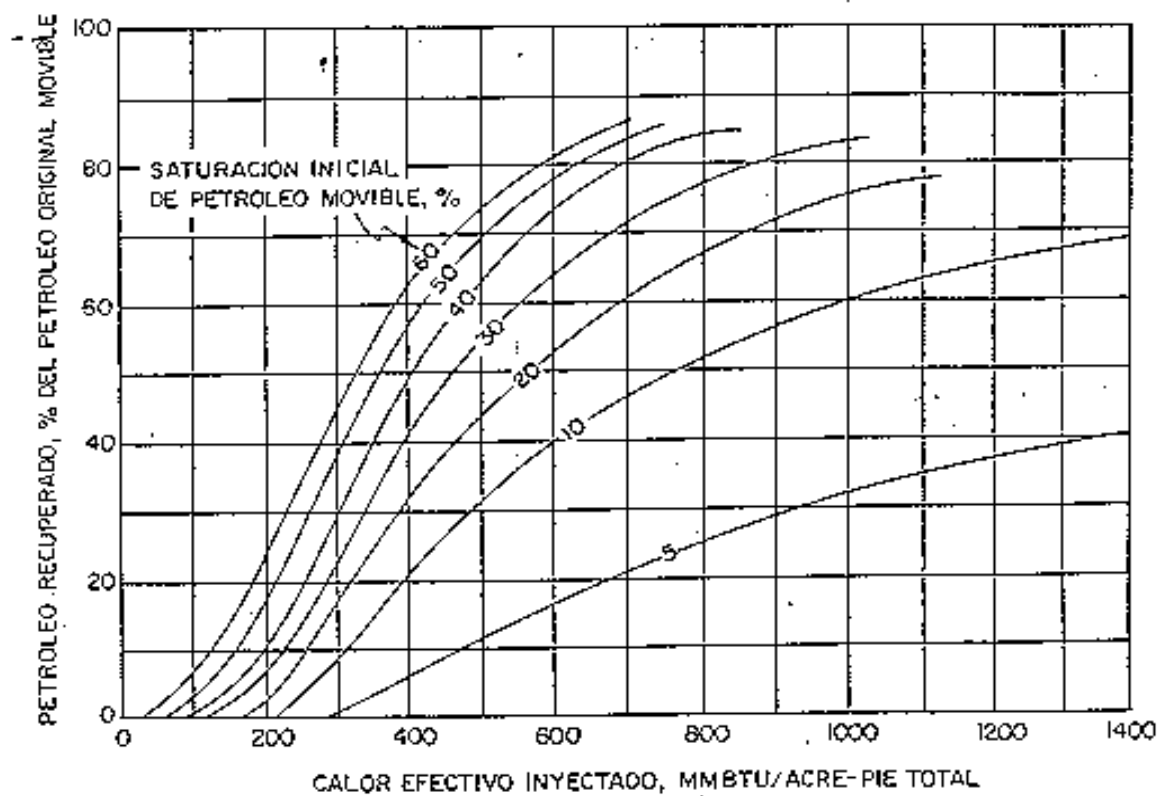


Figura 8.5- Petróleo recuperado como función del calor neto inyectado y de la saturación de petróleo movible⁸.

8.2.3 MÉTODO DE FAIRFIELD¹⁶:

Fairfield, al igual que Gomaa⁸, presenta también un método gráfico (basado en el modelo de Marx y Langenheim⁶) para estimar la recuperación de petróleo. Procedimientos y detalles del método son dados en la misma referencia 16.

8.2.4. MÉTODO DE VAN LOOKEREN¹⁸

La predicción de la extracción, a pesar de ser el aspecto más importante, no es suficiente para describir el comportamiento total de un proyecto de campo. La distribución de vapor dentro del yacimiento es importante para estimar la inyectabilidad, la irrupción del calor y del vapor (lo cuál puede tener un impacto en el espaciamiento de los pozos, la vida del proyecto y el comportamiento de la producción después de la irrupción del vapor) y la eficiencia global de la extracción. Unos de los aspectos más importantes con respecto a la distribución del vapor dentro del yacimiento, es la localización de la zona de vapor dentro de la extensión vertical del mismo. Se conoce por estudios de campo y de laboratorio que el vapor sube hacia el tope del intervalo donde exista una adecuada comunicación vertical^{11, 17,19}. La Figura 8.6., tomada de Blevins et al¹¹, presenta un ejemplo de cómo el vapor sube considerablemente por encima del intervalo de inyección. Este ascenso se debe simplemente al efecto de las fuerzas de flotación y al grado de rebasamiento por gravedad del vapor que se espera debería ser correlacionable con la relación entre las fuerzas de gravedad y las fuerzas horizontales viscosas²¹.

Un método aproximado desarrollado por van Lookeren¹⁸ y basado en los principios de flujo segregado es el único que toma en cuenta los efectos del buzamiento, la relación entre las fuerzas de gravedad y viscosas, y el nivel del líquido en el pozo inyector en el comportamiento de la producción. El método permite además estimar la sección vertical de la zona de vapor bajo la influencia de las fuerzas de flotación y predecir el grado de rebasamiento por gravedad sobre la configuración de la zona de vapor.

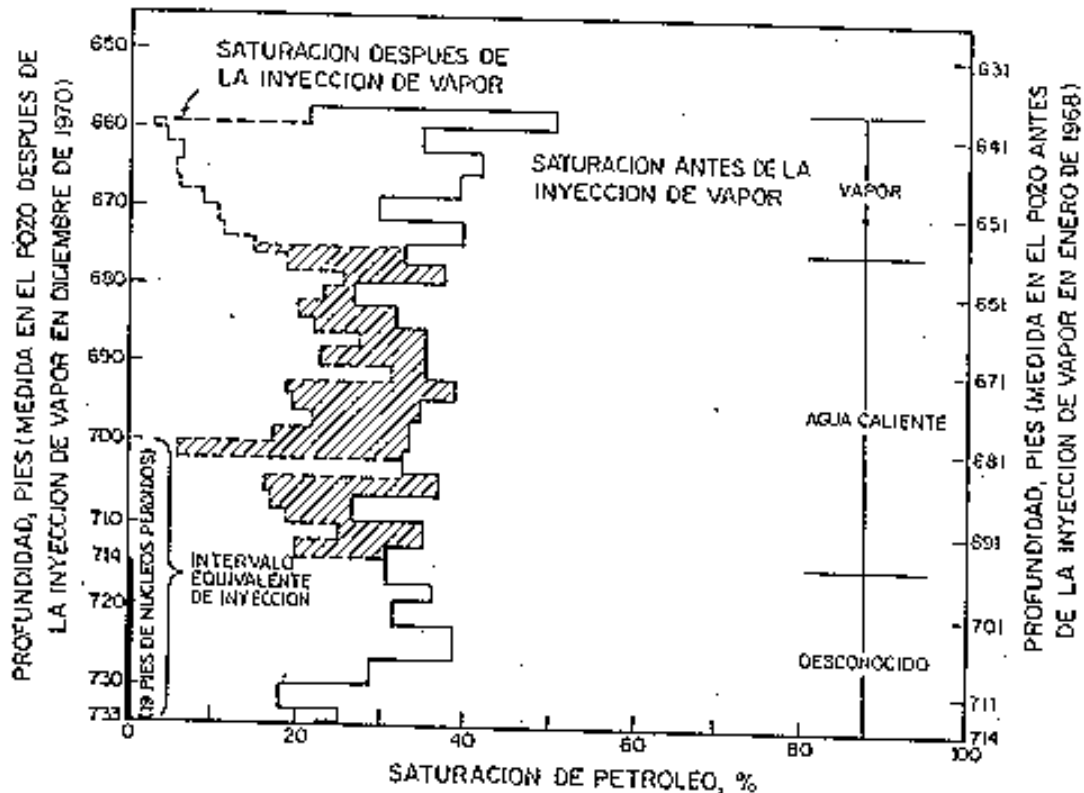


Figura 8.6-Comparación del análisis de núcleos de dos pozos, a 150 pies uno de otro⁸.

Las ecuaciones más importantes derivadas por van Lookeren son las siguientes:

$$E_{sv} = \frac{h_{st}}{h_t} = 0,5A_r \quad (8.8)$$

Donde:

- E_{sv} : eficiencia vertical de barrido del vapor, *adimensional*
- h_{st} : espesor promedio de la formación barrida por el vapor, *pies*
- h_t : espesor total de la formación, *pies*
- A_r : factor de conformación vertical, *adimensional*

El factor de conformación vertical ("vertical conformance factor"), viene dado por

$$A_r = \sqrt{\frac{5.900\mu_{st}i_{st}X}{\pi(\rho_o - \rho_{st})h_t^2k_{st}\rho_{st}}} \quad (8.9)$$

Donde:

μ_{st} : viscosidad del vapor seco y saturado, *cp*

ρ_{st} : densidad del vapor seco y saturado, *lbs/pie³*

ρ_o : densidad del petróleo a 60 °F

X : calidad del vapor, *fracción*

i_{st} : tasa de inyección de vapor (equivalente de agua), *B/D*

k_{st} : permeabilidad de la zona barrida por el vapor, *darcy*

De acuerdo a la teoría de van Lookeren¹⁸, la eficiencia vertical de barrido disminuye cuando la tasa de inyección disminuye o la presión de inyección aumenta, o el espesor de la formación aumenta. Aparte del método de van Lookeren, el otro único método publicado para estimar la sección vertical de la zona de vapor es el de Neuman²² y aún no existen otros métodos o procedimientos sencillos para predecir el grado de rebasamiento por gravedad y el efecto de las heterogeneidades del yacimiento sobre la configuración de la zona de vapor.

Dado que los métodos anteriormente presentados solo consideran la recuperación de petróleo de la zona de vapor, el cálculo de la recuperación de petróleo considerando las zonas de agua fría y caliente es algo complicado, aún para el caso idealizado de flujo radial, y se requiere del conocimiento de algunas ideas básicas sobre la teoría de desplazamiento en caso de temperatura variable en el yacimiento. Entonces, el recobro de la zona de vapor puede calcularse en la forma inicialmente descrita; en la zona de agua fría se calcula mediante la técnica convencional de Buckley y Leverett²⁰, y en la zona de agua caliente el método de cálculo está basado en el tratamiento matemático de William y col³. Se considera flujo radial y se supone que se recobran todos los fluidos desplazados hacia el límite exterior del área circular.

El método de cálculo depende esencialmente del conocimiento de las posiciones de los frentes de vapor y agua caliente, junto con la tasa de crecimiento de la zona de vapor, para una serie de tiempos. Dadas las propiedades de los fluidos y las características de la formación, las posiciones frontales y la tasa de avance se pueden calcular en función del tiempo

utilizando un modelo para el calentamiento de la formación, tal como el de Marx y Langenheim⁶. A continuación se supone una distribución simple de temperatura en la zona de agua caliente y utilizando una modificación de la técnica de Buckley y Leverett²⁰ se calcula el recobro de petróleo, tomando en cuenta el efecto de la temperatura sobre las viscosidades del petróleo y del agua, y el efecto de la expansión del vapor sobre la tasa de inyección. Finalmente, una vez determinada la distribución de saturación para la zona de agua caliente y fría, se corrige por expansión y se calcula la recuperación acumulada de petróleo al tiempo de interés y por lo tanto la tasa de producción de petróleo. El lector interesado puede remitirse a las referencias 3 y 4 para mayores detalles.

8.3. OTROS MODELOS PARA CALCULAR LA RECUPERACION DE PETROLEO EN LA INYECCION CONTINUA DE VAPOR

Además de los métodos antes presentados, existen otros modelos más completos para predecir el comportamiento de un yacimiento sometido a inyección continua de vapor. Entre ellos cabe mencionar los siguientes:

8.3.1. MODELO DE DAVIES, SILBERBERG Y CAUDLE²³

Es un modelo completo de simulación térmica numérica. En él se utilizan tubos de corriente que son idealizados mediante canales de lados rectos convergentes y divergentes, a los cuales se aplica el cálculo del desplazamiento primeramente hecho por William et al³. El método fue desarrollado para el patrón repetido de cinco pozos, pero puede ser extendido para otros casos. Tal como lo hicieron William et al³., Farouq Ali⁴ y otros. Davies y col³³ también toman en cuenta la contribución del desplazamiento por agua corriente del frente de condensación, para la extracción del petróleo.

8.3.2. MODELOS DE SHUTLER^{24, 25}

Son modelos numéricos para tres fases en una y dos dimensiones, respectivamente. Las ecuaciones de flujo para petróleo, gas y agua se resuelven simultáneamente, mientras que la ecuación de energía se resuelve separadamente. La formulación de ambos modelos considera transferencia de masa entre las fases agua y gas, pero supone que la fase petróleo no es volátil y que los hidrocarburos gaseosos son insolubles en las fases líquidas.

8.3.3. MODELO DE ABDALLA Y COATS²⁶

Es un modelo numérico para tres fases (petróleo, agua y vapor) en dos dimensiones; similar al de Shutler²⁴ pero utilizando una técnica de solución diferente. El modelo no considera efectos de destilación por vapor:

8.3.4. MODELO DE VINSOME²⁷

Es básicamente el modelo de Abdalla y Coats²⁶, modificando la técnica de solución con el propósito de hacerla más estable.

8.3.5. MODELO DE COATS, GEORGE, CHU Y MARCUM²⁸

Es un modelo tridimensional, trifásico (petróleo, agua y vapor), en el cual se resuelven simultáneamente las ecuaciones de flujo de energía. El modelo no considera efectos de destilación del petróleo.

8.3.6. MODELO DE COATS²⁹

Es un modelo tridimensional, trifásico (petróleo, agua y vapor) que toma en cuenta la destilación por vapor, el gas en solución y la permeabilidad relativa dependiente de la temperatura. Los resultados obtenidos muestran que el recobro de petróleo aumenta cuando aumenta la calidad del vapor y disminuye la saturación inicial de petróleo.

8.3.7. MODELO DE RINCÓN, DIAZ – MUÑOZ, Y FAROUQ ALI³⁰

Se fundamenta básicamente en el modelo de Higgins y Leighton³¹ originalmente desarrollado para inyección de agua convencional y modificado para el caso de inyección continua de vapor. El calentamiento de la formación y las pérdidas de calor hacia las capas suprayacentes y subyacentes en cada uno de los canales en los cuales se divide el arreglo, se calculan en base al modelo de Marx y Langenheim⁶.

8.3.8. MODELO DE FERRER Y FAROUQ ALI³²

Basado en los mismos principios del modelo de Coats²⁹, Ferrer y Farouq Ali³² desarrollaron un modelo composicional, tridimensional y trifásico del proceso de inyección de vapor. Los resultados obtenidos con este modelo muestran la importancia de los mecanismos de la destilación con vapor y la segregación por gravedad en los procesos de inyección de vapor, y que la compactación de la roca yacimiento mejora las respuestas de la inyección cíclica pero podría ser perjudicial en la inyección continua de vapor.

8.4. CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA INYECCION CONTINUA DE VAPOR

En base a experiencias de campo y a estudios teóricos experimentales, se pueden delinear algunos criterios generales para el diseño de proyectos de inyección continua de vapor. Algunos de ellos son los siguientes:

El contenido de petróleo en sitio es conveniente que sea del orden de 1.200

a $1.700 \frac{Bl}{acre - pie}$ con el fin de que el proyecto resulte económicamente

exitoso.

La gravedad del petróleo es adecuada en el rango de 12 –25 °API, aunque se han desarrollado proyectos en yacimientos con crudos de hasta 45 °API.

La viscosidad del petróleo a temperatura del yacimiento debe ser menor a 1.000 cp.

El espesor de la formación debe ser mayor de *30 pies* con el fin de reducir las pérdidas de calor hacia las formaciones adyacentes.

La profundidad de la formación debe ser inferior a *3.000 pies*, con el objeto de mantener moderadamente alta la calidad del vapor que llega a la formación. El uso de aislantes permite inyectar vapor con calidades moderadamente altas a profundidades mayores de *3.000 pies*.

Otras consideraciones adicionales importantes son: el **tamaño del arreglo**, así, éste podría determinar las pérdidas de calor vía el tiempo de flujo. **La presión** del yacimiento es un factor importante y significativo, ya que altas presiones del yacimiento requerirán altas presiones de inyección de vapor, lo cual se traduce en mayores temperaturas de inyección. La Tabla 8.3 resume los criterios generales de diseño para la selección del yacimiento para un proceso de inyección continua de vapor. Como puede observarse de la tabla 8.3., el rango de valores de $(k h)/\mu$, para los cuales la inyección continua de vapor ha sido exitosa, es bastante grande. Esto indica la amplia aplicabilidad de la inyección continua de vapor.

Tabla 8.3.-Criterios para la Selección de un Yacimiento en un Proceso de Inyección Continua de Vapor

Espesor de la arena, <i>pies</i>	≥ 30
Profundidad, <i>pies</i>	< 3.000
Porosidad, %	> 30
Permeabilidad, <i>md</i>	≈ 1.000
Saturación de petróleo, <i>bls/acre-pie</i>	$1.200 - 1.700$
Gravedad $^{\circ}API$	$12 - 25$
Viscosidad del petróleo (cond. de yac.), <i>cp</i>	< 1.000
Calidad del vapor, %	$80 - 85$
Presión de inyección, <i>lpc</i>	< 2.500
*Espaciamiento, <i>acres</i>	$2 - 8$
$(k h)/\mu$, <i>md-pie/cp</i>	$30 - 3.000$

* 1.5 acres en California, 20 acres en Alberta.

8.5.-REFERENCIAS

1. Leonard, J.: “**Annual Production Report- Enhanced Oil Recovery,**” Oil & Gas Jour. (April 14, 1986) 71 – 101.
2. Farouq Ali, S.M.: “ **Current Status of Steam Injection as a Heavy Oil Recovery Method,**” Jour. Cdn. Pet. Tech. (Jan.- March. 1974) 54 – 68
3. Willman, B.T., Valleroy, V.V., Runberg, G.W., Cornelius, A.J., Powers, L.W.:” **Laboratory Studies of Oil Recovery by Steam Injection,**” Trans., AIME, Vol. 222, 6881 (1961).
4. Farouq Ali, S.M.: “ **Oil Recovery by Steam Injection,**” Producers Publishing Company, Inc., 1970
5. Fairfield, W.H.: “ **How To Quickly Estimate Steam Drive,**” Thermal Recovery Handbook, reprinted from Word Oil, Gulf Publishing Company, 1969, p. 48 –52
6. Marx, J.W., and Langenheim, R.H.: “**Reservoir Heating by Hot Fluid Injection,**” Trans., AIME, Vol. 216, 1959, p.312.
7. Myhill, N.A., and Stegemeier, G.L.:”**Steam Drive Correlation and Prediction,**” SPE 5572, 50th Annual Fall Meeting, Dallas, Sep. – Oct., 1975.
8. Gomaa, E.E.: “**Simplified Method for Predicting Oil Recovery by Steamflood,**” J. Pet. Tech. (Feb., 1980)
9. Silberberg, I.H., and Caudle, B.H.:”**Steam Injection as a Possible Stimulant for Water Injection Wells,**” Produces Monthly, Vol. 27, 8, Oct., 1963
10. Abbasou, A.A., Kasimov, S.A., and Tairov, N.D.: “**An Investigation of Oil Recovery by Superheated Steam,**” (in Russian), Neftyanoe Khozaistvo, No. 5, May. 1964.
11. Blevins, T.R., and Billingsley, R.H.: “**The Ten-Pattern Steamflood, Kern River Field, California,**” J. Pet. Tech. (Dec., 1975) 1505 - 1514
12. Volek, C.W. and Pryor, J.A.:”**Steam Destillation Drive-Brea Field, California,**” J. Pet. Tech. (Aug., 1972) 899 – 906
13. Mandl, G., and Volek, C.W.:”**Heat and Mass Transport in Steam-Drive Processes,**” SPE J. (March 1969), 59-79; Trans., AIME, 246.

14. Vilorio, A., Parisi, S., Borges, L., Martínez, E., Rodríguez, R., Dos Ramos, A., De Brito, J. Y De Campos, R.G.: **“Evaluación Experimental de la Generación de Sulfuro de Hidrogeno (H₂S) en Diferentes Yacimientos Venezolanos Sometidos a la Inyección de Calor – Caracterización y Predicción de H₂S,”** Proc. I Simposio Internacional sobre Recuperación Mejorada de Crudo, INPELUZ, Maracaibo (1985), Feb, 19 –22. P. 191-224.
15. Farouq Ali, S.M. and Meldau, R.F.: **“Practical Heavy Oil Recovery Course,”** University of Alberta, 1987.
16. Fairfield, W.H.: **“How to quickly estimate steam drive oil recovery,”** Thermal Recovery Handbook, reprinted from word Oil Gulf Publishing Company, 1969, p. 48-52.
17. Neuman, C.H.: **“A Mathematical Model of the Steam Drive Process Applications,”** paper SPE 4757 presented at SPE 45th Annual California Regional Meeting, Ventura, California, April 2 – 4, 1975.
18. Van Lookeren, J.: **“Calculation Methods for Linear and Radial Steam Flow in Oil Reservoir,”** paper SPE 6788 presented at SPE 52nd Annual Technical Conference and Exhibition Denver, Oct, 9-12, 1977.
19. Baker, P.E.: **“Effect of Pressure and Rate on Steam Zone Development in Steamflooding,”** Soc. Pet. Eng. J. (Oct. 1973) 274 – 284, Trans., AIME, 255.
20. Buckley, S.E. and Leverett, M.C.: **“Mechanism of Fluid Displacement in Sands,”** Trans., AIME (1942) 1646, 107-116.
21. Prats, M.: **“Thermal Recovery,”** Henry L. Doherty Series. Vol. 7. 1982.
22. Neuman, C.H.: **“A Mathematical Model of the Steam Drive Process Applications,”** paper SPE 4757 presented at SPE 45th Annual California Regional Meeting, Ventura, California, April 2 – 4, 1975.
23. Davies, L.G., Silberberg, I.H., and Caudle, B.H.: **“A Method of Predicting Oil Recovery in a Five-Spot Steamflood,”** J. Pet. Tech. (Sep. 1968) 1050-1058, Trans., AIME, 243.
24. Shutler, N.D.: **“Numerical, three-Phase Simulation of the Linear Steamflood Process,”** Soc. Pet. Eng. J. (June, 1969) 232-246.
25. Shutler, N.D.: **“Numerical, Three-Phase Model of the two Dimensional Steamflood Process,”** Soc. Pet. Eng. J. (Dec. 1970) 405 - 417.

26. Abdalla, A., and Coats, K.: **“Three-Phase, Experimental and Numerical Simulation Study of the Steamflood Process,”** Paper SPE 3600, presented at the 46th Annual Fall Meeting of SPE of AIME, Oct. 3 – 6, 1971. New Orleans, Louisiana.
27. Vinsome, P. K. W.: **“A Numerical Description of Hot Water and Steam Drive by the Finite Difference Method,”** Paper SPE 5248, presented at the 49th Annual Fall Meeting of SPE of AIME, Oct, 6-9, 1974, Houston, Texas.
28. Coats, K.H., George, W.D. Chu, C., and Marcum, B.E.: **“Three-Dimensional Simulation of Steamflooding,”** Soc. Pet. Eng. J. (Dec. 1974), 573.
29. Coats, K.H.: **“Simulation of Steamflooding with Distillation and Solution Gas,”** Paper SPE 5015, presented at the 49th Annual Fall Meeting of SPE of AIME, Oct, 6-9, 1974, Houston, Texas.
30. Rincon, A., Díaz-Muñoz, J., and Farouq Ali, S.M.: **“Sweep Efficiency in Steamflooding,”** J. Can. Pet. Tech. (July – Sept. 1970).
31. Higgins, R.V., and Leighton, A.J.: **“A Computer Method to Calculate Two Phase Flow in any Irregularity Bounded Porous Medium,”** J. Pet. Tech. (June 1962) 679-683.
32. Ferrer, J., and Farouq Ali, S.M.: **“A Three-Phase, Two-Dimensional Compositional Thermal Simulator for Steam Injection Processes,”** J. Can. Pet. Tech. (Jan. – March 1977).

CAPÍTULO IX

COMBUSTIÓN IN SITU

La combustión in situ implica la inyección de aire al yacimiento, el cual mediante ignición espontánea o inducida, origina un frente de combustión que propaga calor dentro del mismo. La energía térmica generada por éste método da lugar a una serie de reacciones químicas tales como oxidación, desintegración catalítica, destilación y polimerización, que contribuyen simultáneamente con otros mecanismos tales como empuje por vapor y vaporización, a mover el petróleo desde la zona de combustión hacia los pozos de producción.

Se conocen dos modalidades para llevar a cabo la combustión in situ en un yacimiento, denominadas: combustión convencional hacia adelante (*forward combustion*) debido a que la zona de combustión avanza en la misma dirección del flujo de fluidos; y combustión en reverso o contracorriente (*reverse combustion*) debido a que la zona de combustión se mueve en dirección opuesta a la del flujo de fluidos. En la primera de ellas, se puede añadir la variante de inyectar agua alternada o simultáneamente con el aire, originándose la denominada combustión húmeda, la cual a su vez puede subdividirse dependiendo de la relación agua/aire inyectado, en combustión húmeda normal, incompleta y superhúmeda. Las mismas persiguen lograr una mejor utilización del calor generado por la combustión dentro del yacimiento, reduciendo así los costos del proceso.

Aunque el proceso de combustión convencional es más común que el proceso de combustión en reverso, ambos procesos tienen ventajas, limitaciones y aplicaciones específicas.

9.1- COMBUSTIÓN CONVENCIONAL

En este proceso los fluidos inyectados y el frente de combustión se mueven en el mismo sentido, es decir, del pozo inyector hacia los pozos productores. Durante este proceso se forman dentro del yacimiento varias zonas

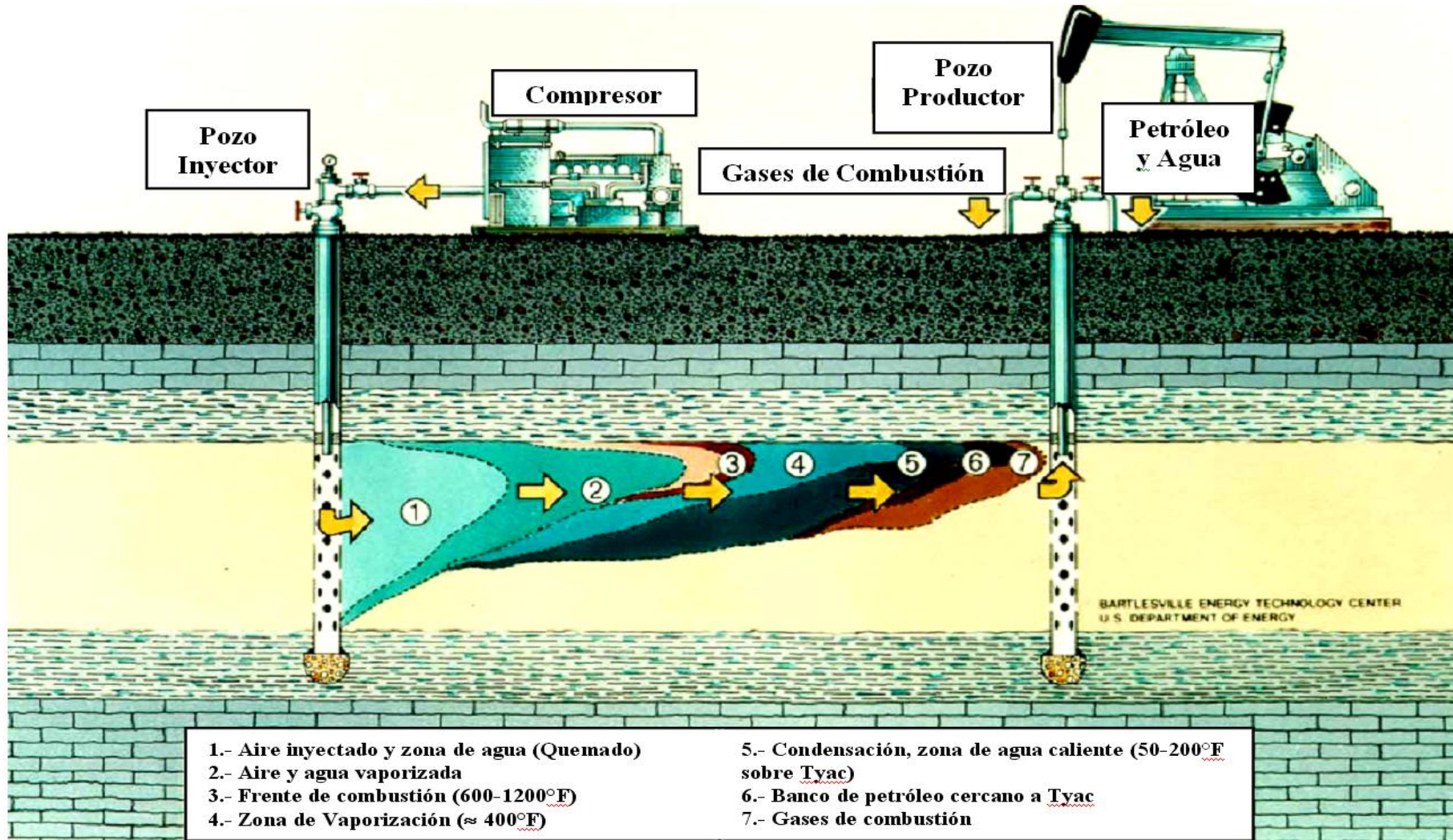
perfectamente diferenciables¹, las cuales se indican en detalle en la figura 9.1. Estas zonas se originan por las altas temperaturas generadas dentro del medio poroso, el cual se encuentra saturado inicialmente con agua, petróleo y gas.

En la combustión convencional, la ignición se induce en el pozo inyector, y una vez lograda, la temperatura aumenta gradualmente hasta que se alcanza el punto de vaporización del agua. El vapor de agua generado se mezcla con la corriente de gases, y fluye a través del yacimiento a la misma tasa con la que se transfiere calor desde el frente de combustión. A esta temperatura ocurre el desplazamiento por destilación, de parte del petróleo.

Una vez que toda el agua se ha vaporizado, la temperatura en este punto aumenta progresivamente y la viscosidad del crudo in situ disminuye, así mismo los volúmenes de petróleo y gas aumentan por expansión térmica. Este mecanismo resulta en un incremento del flujo de petróleo dentro de la corriente líquida. Puede ocurrir también vaporización del petróleo cuando la presión de vapor de sus componentes exceda la presión del sistema. Cuando la temperatura supera los 350 °C (límite que depende del tipo de crudo y de las características del yacimiento) ya la mayor parte del petróleo ha sido desplazado de allí hacia las zonas menos calientes del yacimiento y en el material pesado depositado comienza a operarse la desintegración catalítica, de la que se origina un volumen adicional de hidrocarburos livianos. Finalmente, la parte más pesada del crudo (*coque*) se consume como combustible, alcanzándose la máxima temperatura de combustión.

Las dimensiones de las zonas de altas temperaturas (combustión, deposición de coque, desintegración catalítica y evaporación) son en realidad pequeñas^{2,3} y su movimiento dentro del yacimiento obedece principalmente a dos mecanismos de transferencia de calor: la conducción a través de la matriz sólida del yacimiento y la convección por los gases que fluyen desde la zona caliente hacia la zona inalterada. A continuación de esta zona se encuentra la zona de condensación, la cual también se conoce como meseta de vapor pues en ella la temperatura es más o menos constante y cercana en magnitud al punto de ebullición del agua, a la presión parcial del agua en la fase de vapor.

Figura 9.1.- Diferentes Zonas formadas durante la Combustión En Sitio Convencional y Perfil de Temperatura.



Finalmente se identifican los denominados bancos de agua y petróleo, cuya existencia es posible solamente a expensas de una deficiencia en la saturación de gas en dichas zonas⁴. Esto se debe al movimiento de los fluidos, entre las zonas de combustión y condensación entre las cuales existe una marcada diferencia de viscosidades. Esto afecta la movilidad de los líquidos, favoreciéndose el incremento de saturación de los mismos⁵.

Los mecanismos de producción que actúan durante este proceso son muy variados, destacándose el empuje por gas, los desplazamientos miscibles, la vaporización y la condensación. Estos mecanismos son auxiliados por importantes reacciones, tales como la oxidación, destilación, desintegración catalítica y polimerización, las cuales ocurren simultáneamente en las zonas de combustión, coque y desintegración catalítica indicadas en la figura 9.1. En estas zonas ocurre también un incremento en la presión debido principalmente al aumento en el volumen de los fluidos por expansión térmica, lo cual produce un aumento de la tasa de flujo hacia los pozos productores.

La combustión convencional se recomienda para yacimientos poco profundos, entre 200 y 5000 *pies* (limitación impuesta principalmente por los costos de compresión e inyección de aire), para crudos cuya gravedad oscile entre 8° y 26° *API*, pues ello garantiza suficiente deposición de coque para mantener activo el frente de combustión⁶. Sin embargo, se ha estudiado la posibilidad de aplicar este proceso a yacimientos de crudos más livianos (hasta 40° *API*), siempre y cuando se trate de crudos de base nafténica o parafínica^{1,7,8,9}.

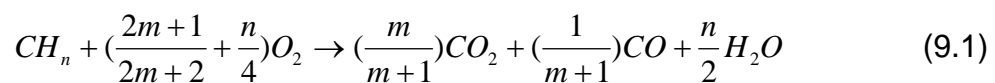
A continuación se discutirán las variables básicas envueltas en un proceso de combustión convencional.

9.2- CONTENIDO DE COMBUSTIBLE

El contenido de combustible, C_m , es la masa de coque ó residuo rico en carbono que resulta del craqueo térmico y de la destilación del crudo residual próximo al frente de combustión. Se expresa en lb/pie^3 y su valor varía en el rango de 1,5 a 3 lb/pie^3 . Depende de una variedad de factores relacionados a:

las propiedades de los fluidos (*viscosidad del petróleo, gravedad específica, características de destilación, saturación de agua y saturación de gas*), las propiedades de la roca (*permeabilidad, porosidad y contenido de mineral*), la *tasa de inyección de aire, la concentración de oxígeno, la temperatura y presión prevaleciente.*

La combustión del combustible depositado sobre los granos de arena (el cual es un residuo carbonáceo de composición CH_n) puede describirse por medio de la siguiente ecuación estequiométrica¹⁰:

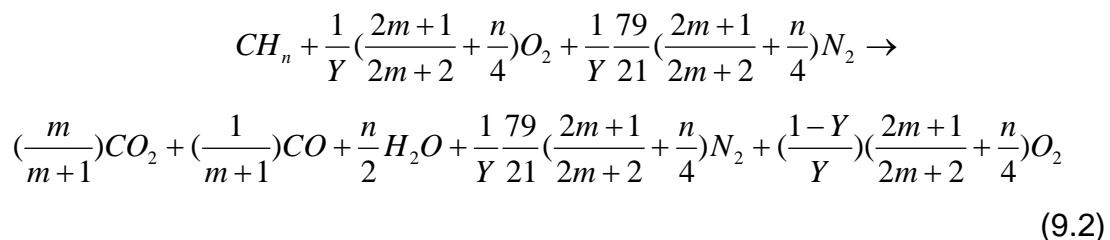


donde:

n : razón de átomos de hidrógeno a átomos de carbono, o sea, razón atómica H/C .

m : razón de moléculas de CO_2 a moléculas de CO .

Debido a que se inyecta aire y no oxígeno puro, el aire inyectado contiene nitrógeno N_2 y oxígeno O_2 , y los gases producto de la combustión contendrán, nitrógeno N_2 , dióxido de carbono CO_2 , monóxido de carbono CO , y algún porcentaje de oxígeno O_2 no utilizado, además de otros gases tales como helio, argón, etc. Para tomar en cuenta esta consideración, la ecuación (9.1) debe escribirse como:



donde, Y es la fracción del oxígeno utilizado, 21 es el % molar (ó volumétrico) del oxígeno contenido en el aire, y 79 representa la otra parte en % de la composición del aire, el *nitrógeno*.

Dado que la cantidad de combustible presente por unidad volumétrica total del yacimiento es un factor de gran importancia en las operaciones de combustión,

pues generalmente determina el aire requerido para quemar una unidad volumétrica del yacimiento, la manera más común para determinar el combustible que se quemaría en un cierto yacimiento es mediante la experimentación. Esto se hace en el laboratorio realizando pruebas de combustión en tubos empacados de arena saturados con agua y petróleo (ver figuras 9.2 y 9.3) bajo condiciones que simulan las del yacimiento.

Como resultado del experimento, la composición (en base seca, o sea, excluyendo el vapor de agua) y el volumen de gas producido en la prueba son conocidos, por lo que el análisis consiste en determinar:

El porcentaje en volumen de CO_2 en el gas producido, $\%CO_2$

El porcentaje en volumen de CO en el gas producido, $\%CO$

El porcentaje en volumen de N_2 en el gas producido, $\%N_2$

El porcentaje en volumen de O_2 en el gas producido, $\%O_2$

Luego, teniendo estos porcentajes en volúmenes, se pueden determinar:

a.- Valor de m , razón de moléculas de CO_2 a moléculas de CO .

$$m = \frac{\%CO_2}{\%CO} \quad (9.3)$$

b.- Total de moles producidos por mol de combustible (CH_n), excluyendo el vapor de agua y la fracción del oxígeno utilizado Y .

$$\begin{array}{l} \text{Moles totales producidos} \\ \text{Por mol de combustible} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Moles} \\ \text{de } CO_2 \end{array} + \begin{array}{l} \text{Moles} \\ \text{de } CO \end{array} + \begin{array}{l} \text{Moles} \\ \text{de } N_2 \end{array} + \begin{array}{l} \text{Moles} \\ \text{de } O_2 \end{array} \quad (9.4)$$

Sustituyendo los valores de: $\left(\frac{m}{m+1}\right)$, $\left(\frac{1}{m+1}\right)$, $\left(\frac{79}{21}\right)\frac{1}{Y}\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)$, $\left(\frac{1-Y}{Y}\right)\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)$, para los moles de CO_2 , CO , N_2 y O_2 respectivamente, se

obtiene:

$$\begin{array}{l} \text{Moles totales producidos} \\ \text{por mol de combustible} \end{array} = 1 + \left(\frac{4,761-Y}{Y}\right)\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right) \quad (9.5)$$

Entonces, el porcentaje de O_2 con respecto a los moles del gas producido es:

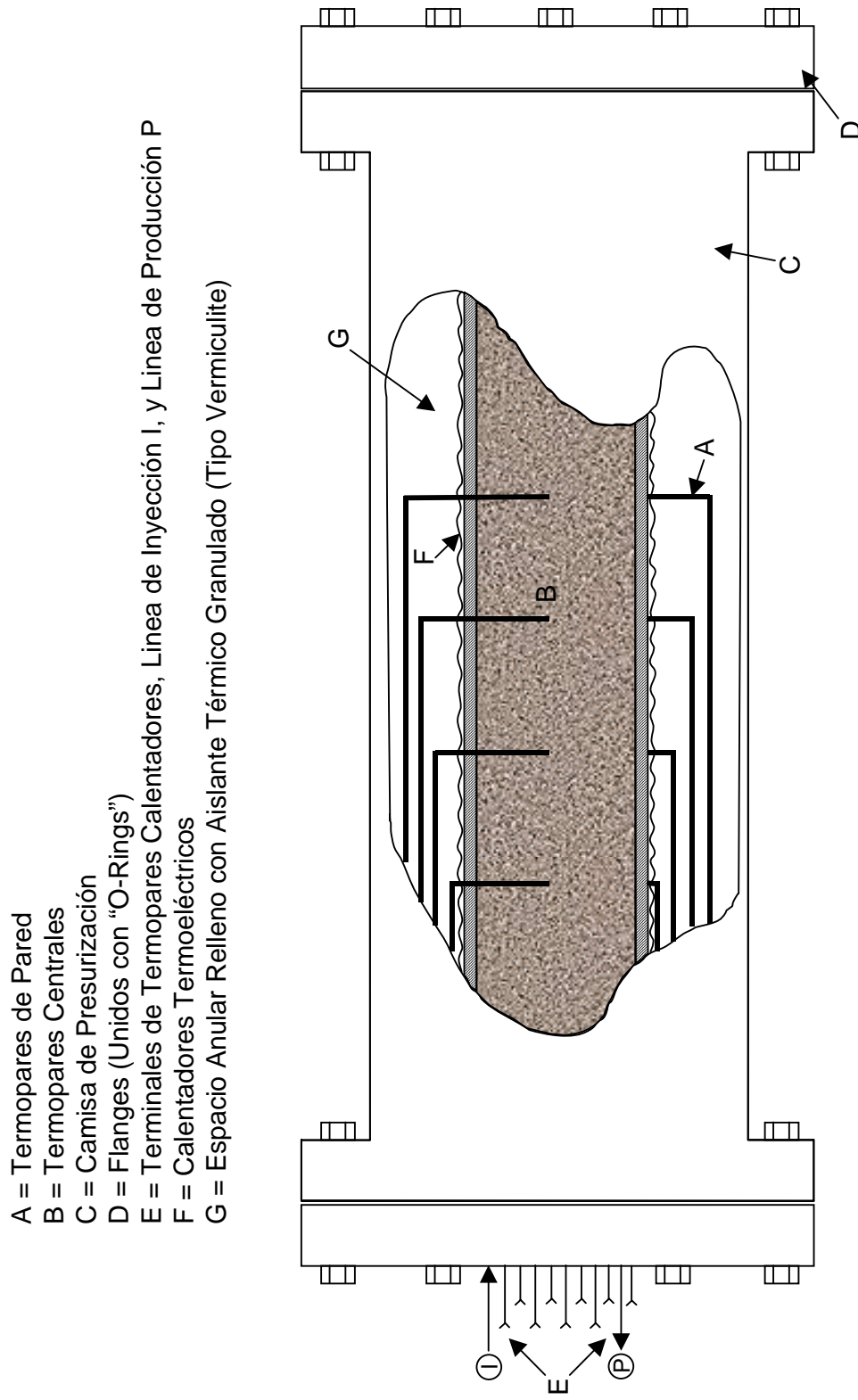


Figura 9.2 - Diagrama simplificado del tubo de combustión dentro de la camisa de presurización.¹⁷

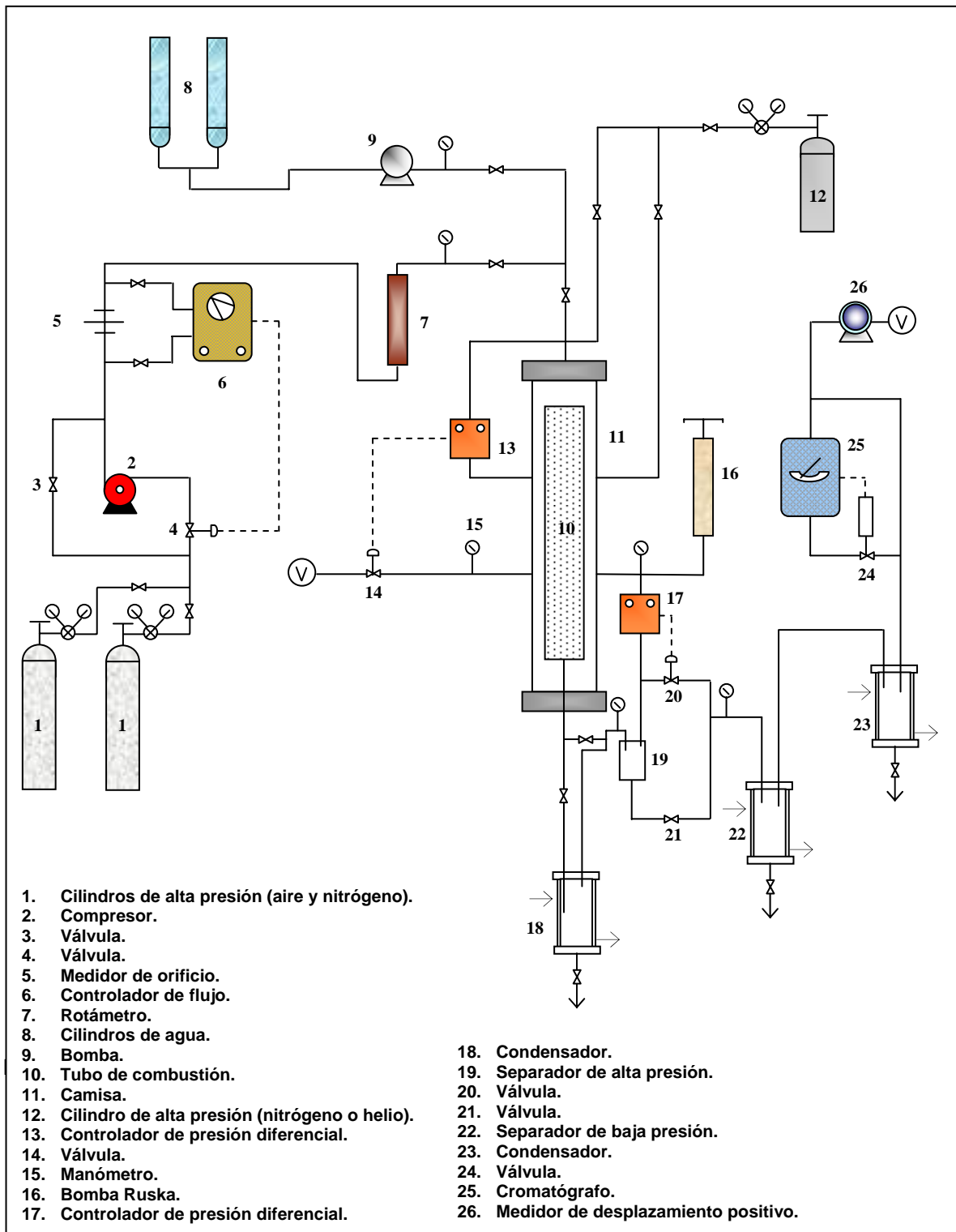


Figura 9.3.- Diagrama de flujo del proceso de combustión in situ en el laboratorio.

$$\%O_2 = \frac{100xMolO_2}{MolTotales} = \frac{\left(\frac{1-Y}{Y}\right)\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)}{1 + \left(\frac{4,76-Y}{Y}\right)\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)} x100 \quad (9.6)$$

Además, la fracción del oxígeno utilizado Y , viene dada por:

$$Y = \frac{100 - 4,761x\%O_2}{100 - \%O_2 - \frac{\%O_2}{R}} \quad (9.7)$$

donde,

$$R = \left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)$$

y el porcentaje en exceso de aire será:

$$\% \text{ exceso de aire} = \frac{1-Y}{Y} x100 \quad (9.8)$$

c.- Número de átomos de hidrógeno a átomos de carbono (n).

El porcentaje de CO_2 con respecto a los moles del gas producido es:

$$\%CO_2 = \frac{\left(\frac{m}{m+1}\right)}{1 + \left(\frac{4,761-Y}{Y}\right)\left(\frac{2m+1}{2m+2} + \frac{n}{4}\right)} x100 \quad (9.9)$$

donde, al sustituir, m y Y , se obtiene:

$$n = \frac{106,3 + 2x\%CO - 5,06x(\%O_2 + \%CO + \%CO_2)}{\%CO_2 + \%CO} \quad (9.10)$$

una vez determinadas las variables m , n y Y , una expresión para el contenido

de combustible, $C_m \left(\frac{lb}{pie^3}\right)$, puede obtenerse como sigue:

- Sea W_c , las lb de carbono por pie^3 de gas producido, luego:

$$W_c = \frac{12}{379x100} (\%CO_2 + \%CO) \quad (9.11)$$

- Sea W_H , las lb de hidrógeno/ pie^3 normal de gas producido, luego:

$$W_H = \frac{2}{379x100} x2x\left(\frac{21}{79}\%N_2 - \%O_2 - \%CO_2 - \frac{1}{2}\%CO\right) \quad (9.12)$$

Entonces, el peso total de combustible (lb de combustible/ pie^3 normal del gas producido) será:

$$W = W_c + W_H \quad (9.13)$$

Dado que el volumen de gas producido en el experimento, V_g (pie^3 normales de gas) es conocido, entonces el *peso del combustible quemado (lb de combustible)* será:

$$W_F = V_g x (W_c + W_H) \quad (9.14)$$

Luego, el contenido de combustible viene dado por:

$$C_m = \frac{V_g x (W_C + W_H)}{(\text{Volumen Total de Formación Quemada})} \quad (9.15)$$

$$\text{ó,} \quad C_m = \frac{4V_g}{379 \times 100 V_b} \left(\frac{21}{79} \% N_2 - \% O_2 + 2\% CO_2 + \frac{5}{2} \% CO \right) \quad (9.16)$$

donde, V_b es el volumen de la arena empacada en el tubo de combustión, pie^3 .

Varias correlaciones^{2,5,11} se han desarrollado para estimar el valor de C_m . Sin embargo, tales correlaciones son útiles para estimados preliminares, por lo que la determinación experimental en el laboratorio es recomendable para evaluaciones finales.

Un incremento en la concentración de combustible, aumenta el tiempo necesario para barrer un área dada, e incrementa el requerimiento de aire necesario para barrer un volumen dado de formación. Esto por lo tanto, aumenta los costos. Cuando el contenido de combustible tiene su valor óptimo, la temperatura del frente está justo encima de la temperatura de ignición. Si el contenido de combustible es bajo, puede que sea necesario reciclar los gases producto de la combustión, con el objetivo de recuperar parte del calor almacenado en el frente. Esto desde luego, aumentaría los costos operacionales. En caso extremo de bajo contenido de combustible, puede que no sea posible mantener la combustión. En el caso de crudos de alta gravedad ° API, el contenido de combustible es bajo y cualquier intento de mantener la combustión puede fallar.

9.3.- REQUERIMIENTOS DE AIRE:

Es el *volumen de aire en PCN*, requerido para *quemar el combustible depositado en un pie^3 de roca*. Muchas veces se acostumbra expresar el

requerimiento de aire en *millones de pies cúbicos normales (MMPCN) por acre-pie de formación*.

Desde el punto de vista económico es un factor importante, puesto que determina la *relación aire/petróleo*, F_{ao} , la cual se define como *el volumen de aire a ser inyectado en orden a desplazar un BN de petróleo*, y se expresa en *PCN/BN*.

El requerimiento de aire, a , en *PCN/pie³ de roca*, se obtiene a partir de los datos del análisis seco y viene dado por:

$$a = \frac{379}{21Y} \times \frac{100C_m}{(12+n)} R = C_m F_{aF} \quad (9.17)$$

donde, F_{aF} es la *relación aire inyectado/combustible en PCN/lb de combustible*. Entonces, la relación aire inyectado/petróleo desplazado viene dada por:

$$F_{ao} = \frac{(5,615)a}{(S_{oi} - S_r)\phi_R} \quad (9.18)$$

donde, S_{oi} es la saturación inicial de petróleo, fracción, ϕ_R es la porosidad de la formación, *fracción*, y S_r es la saturación de petróleo consumido como combustible, *fracción*, dada por:

$$S_r = \frac{C_m}{\rho_f \phi} \quad (9.19)$$

siendo ρ_f la densidad del combustible en *lb/pie³*.

9.4.- VELOCIDAD DEL FRENTE DE COMBUSTIÓN:

Es la velocidad con la cuál viaja el frente de combustión en un determinado punto del yacimiento. Así, si la tasa de inyección de aire es i_a , *PCN/día*, entonces para flujo radial a una distancia r_f del pozo inyector, la velocidad del frente de combustión, *pie/día*, viene dada por:

$$V_f = \frac{dr_f}{dt} = \frac{U}{r_f} \quad (9.20)$$

$$\text{siendo, } U = \frac{i_a}{2\pi h a} \quad (9.21)$$

donde, t es el tiempo en *días*, h es el espesor de la formación en *pies*, y a está dada por la ecuación (9.17).

De la ecuación (9.20), se puede escribir:

$$r_f^2 = 2Ut \quad (9.22)$$

la cual puede ser usada para calcular la posición del frente de combustión a cualquier tiempo t .

La ecuación (9.20) puede escribirse de la forma:

$$V_f = \frac{u_a}{a} \quad (9.23)$$

donde, u_a es el flujo local de aire, $PCN/\text{pie}^2 \text{xdía}$, dado por:

$$u_a = \frac{i_a}{2\pi r_f h} \quad (9.24)$$

Así, si se quiere tener una velocidad del frente de combustión constante, el flujo local de aire u_a , tiene que irse aumentando en función del tiempo, o sea, en función de la posición del frente.

El flujo de aire depende de la profundidad, de la permeabilidad y de la razón de movilidad. El principal efecto de la profundidad es permitir una mayor presión de inyección y así, para una cierta permeabilidad, el flujo de aire aumenta y el tiempo de barrido disminuye. La permeabilidad es el factor más importante: para una tasa de inyección dada, de mayor permeabilidad, menor presión de inyección y por lo tanto, menores gastos de compresión.

La razón de movilidad en combustión in situ, es la movilidad del aire detrás del frente a la movilidad de aire delante del frente. A mayor razón de movilidad mayor será la presión necesaria para mantener un flujo de aire dado. Razones de movilidad altas pueden resultar de baja saturación de gas inicial o del bloqueo por líquido. Se conoce poco de las limitaciones prácticas de la razón de movilidad en combustión en el yacimiento.

Existe un flujo de aire mínimo para mantener la combustión, cuyo valor depende de la temperatura de ignición del combustible residual, de la concentración de combustible y de la disipación del calor hacia fuera del frente de combustión. Tan pronto como el flujo de aire caiga por debajo de este valor mínimo la temperatura del frente caerá por debajo de la temperatura de ignición y la combustión se detendrá.

9.5.- CALOR DE COMBUSTIÓN:

Es el *calor que se genera durante la combustión de una determinada cantidad de combustible*. En general se expresa en *BTU/lb* de combustible consumido y se determina mediante:

$$\Delta H = \frac{174.000m}{(m+1)(n+12)} + \frac{52.500}{(m+1)(n+12)} + \frac{61.500n}{(n+12)} \quad (9.25)$$

Donde, el primer término del lado derecho de la ecuación (9.25) representa el calor de combustión del carbono a dióxido de carbono, el segundo término representa el calor de combustión del carbono a monóxido de carbono, y el tercer término representa el calor de combustión del hidrógeno a vapor de agua.

9.6.- CANTIDAD DE AGUA FORMADA POR LA COMBUSTIÓN:

Tal como lo demuestra la ecuación (9.1), en la reacción química de algún combustible con oxígeno se forma una cierta cantidad de agua, la cual se denomina *agua producto de la combustión*. En general se expresa en *bis/PCN* de gases producto de la combustión, y se determina por:

$$V_w = \frac{36}{379 \times 350 \times 100} \left(\frac{21}{79} \% N_2 - \% O_2 - \% CO_2 - \frac{1}{2} \% CO \right) \quad (9.26)$$

en base a los resultados del análisis seco.

EJEMPLO 9.1.

En un experimento en un tubo de combustión, la composición del gas producido en porcentaje por volumen fue la siguiente: *oxígeno 2%, dióxido de*

carbono 14%, monóxido de carbono 1%. El gas total seco producido fue de 60×10^3 PCN y se estima que 3×10^2 pie³ de la arena empacada del tubo fue quemada. La porosidad del empaque es 33% y la saturación inicial de petróleo, 80%. Utilizando estos datos calcular m, n, Y , % exceso de aire, contenido de combustible, requerimiento de aire, agua formada por la combustión, saturación de petróleo consumido como combustible, relación aire/petróleo y calor de combustión.

Al aplicar el proceso a un yacimiento, en el cual el espesor de la formación es de 18 pies y la tasa de inyección de aire igual a $1,2 \times 10^6$ PCN/día, calcule la velocidad del frente de combustión a una distancia de 75 pies, la posición del frente de combustión al final de 3 años y la velocidad del mismo a ese tiempo. Considere la densidad del combustible igual a 333lb/Bl.

SOLUCIÓN:

a.- Cálculo de m, n, Y y % exceso de aire (Ecs. 9.3, 9.7, 9.8, 9.10).

$$m = \frac{\%CO_2}{\%CO} = \frac{14}{1} = 14$$

$$n = \frac{1,063 + 2 \times 1 - 5,06(2 + 14 + 1)}{(14 + 1)} = 1,485$$

$$R = \left(\frac{(2)(14) + 1}{(2)(14) + 2} + \frac{1,485}{4} \right) = 1,338$$

$$Y = \frac{100 - 4,761 \times 2}{100 - 2 + 2/1,338} = 0,909$$

$$\% \text{ exceso de aire} = \frac{1 - 0,909}{0,909} = 0,0966$$

b.- Cálculo del contenido de combustible, C_m (Ec. 9.16).

$$C_m = \frac{(4)(60 \times 10^3)}{(379)(3 \times 10^2)} \times \left[\frac{(21)(83)}{(79)} - 2 + 2 \times 14 + \frac{5}{2} \times 1 \right] = 1,067 \frac{lb}{pie^3}$$

c.- Cálculo del requerimiento de aire, a (Ec. 9.17)

$$a = \frac{379 \times 100}{(21)(0,909)} \frac{(1,067)(1,388)}{(12 + 1,485)} = 210,16 \text{ PCN/pie}^3 \text{ de roca}$$

d.- Cálculo de la cantidad de agua formada por la combustión, V_w (Ec. 9.26).

$$V_w = \frac{36}{379 \times 350 \times 100} \left(\frac{21}{79} \times 83 - 2 - 14 - \frac{1}{2} \right) = 0,000015092 \frac{Bl}{PCN}$$

e.- Cálculo de la saturación de petróleo consumido como combustible, S_r (Ec. 9.19) y de la relación aire inyectado/petróleo desplazado, F_{ao} (Ec. 9.18).

Considérese

$$\rho_f = 333 \frac{lb}{bl}$$

$$S_r = \frac{1,067}{0,33 \times (333 / 5,615)} = 0,0545$$

$$F_{ao} = \frac{5,615 \times 210,16}{(0,80 - 0,0545) \times 0,33} = 4.810 \text{ PCN/Bl}$$

f.- Cálculo del calor de combustión, ΔH (Ec. 9.25)

$$\Delta H = \frac{174.000 \times 14}{(14 + 1)(1,485 + 12)} + \frac{52.500}{(14 + 1)(1,485 + 12)} + \frac{61.500 \times 1,485}{1,485 + 12} = 19.076 \frac{BTU}{lb}$$

g.- Cálculo de la velocidad del frente de combustión, V_f (Ec. 9.23, 9.24)

$$u_a = \frac{1,2 \times 10^6}{2\pi \times 75 \times 18} = 141,47 \frac{PCN}{pie^2 - d}$$

$$V_f = \frac{141,47}{210,16} = 0,67 \frac{pie}{d}$$

h.- Cálculo de la posición del frente de combustión, r_f (Ec. 9.21, 9.22).

$$U = \frac{1,2 \times 10^6}{2\pi \times 18 \times 210,16} = 50,49 \frac{pie^2}{d}$$

$$r_f^2 = 2 \times 50,49 \times 3 \times 365 = 110.564 \text{ pie}^2$$

$$r_f = 332,51 \text{ pies}$$

i.- Cálculo de la velocidad del frente de combustión, V_b (Ec. 9.20)

$$V_b = \frac{50,49}{332,51} = 0,152 \frac{pie}{d}$$

Otros aspectos importantes en el proceso de combustión in situ, son: la ignición y la tasa de inyección de aire (ó inyectividad de aire). A continuación se discuten brevemente estos aspectos.

9.7.-IGNICIÓN:

Se refiere al inicio de la combustión del petróleo (combustible) en el yacimiento. La ignición puede ser de dos formas: espontánea y artificial.

9.7.1.- IGNICIÓN ESPONTÁNEA:

Tal como su nombre lo indica, ocurre naturalmente cuando al aumentar la temperatura por efectos de la presión de inyección de aire, se inicia la combustión. El que ocurra ó no ignición espontánea depende principalmente del tipo de crudo, o sea, de su composición.

Un parámetro importante referente a la ignición espontánea, es el tiempo requerido para que esta ocurra. Despreciando las pérdidas de calor, el tiempo requerido para la ignición espontánea se obtiene mediante un balance adiabático de calor, de lo cual resulta:

$$t_i = \int_{T_R}^{T_C} \frac{M e^{E/RT}}{H_R f(p, S, \dots) F_f} dT \quad (9.27)$$

donde:

t_i : tiempo de ignición, *días*

T_C : temperatura de ignición, °R

T_R : temperatura del yacimiento, °R

E : energía de activación, $\frac{BTU}{lb - mol}$

F_f : factor de frecuencia

M : capacidad calorífica de la formación, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$

H_R : calor de oxidación del petróleo, *BTU/lb de oxígeno que reacciona.*

R : constante de los gases.

El término $f(p,s,...)F_f e^{-E/RT}$ se denomina tasa específica de reacción y se expresa en *lb-mol de oxígeno que reacciona/hr-pie³ de formación*.

De acuerdo a Tadema y Weijdema¹⁵, el tiempo de ignición espontáneo puede ser calculado por medio de la siguiente ecuación

$$t_i = \frac{MT_R^{*2} \left(1 + \frac{2T_R^*}{B}\right)}{\phi S_o \rho_o H_R A_o p_x^n B} x e^{\frac{B}{T_R^*}} \quad (9.28)$$

donde:

t_i : tiempo de ignición, *días*

T_R : temperatura original del yacimiento, °R

M : capacidad calorífica de la formación, $\frac{BTU}{pie^3 - F}$.

ϕ : porosidad de la formación, *fracción*

ρ_o : densidad del petróleo, $\frac{lb}{pie^3}$.

S_o : saturación de petróleo, *fracción*

H_R : calor de oxidación del petróleo, *BTU/lb de O₂*

p_x : presión parcial del oxígeno, *lpca* ($p_x = 0,209 p$ donde p es la presión de inyección del vapor en *lpca*)

A_o : constante, $lpc^{-n}d^{-1}$.

B : constante, °R

n : exponente de la presión, *adimensional*

Las constantes A_o , B y n se determinan por la medición de las tasas de oxidación de diferentes mezclas de petróleos crudos a diferentes presiones y temperaturas. La tasa de oxidación K (*lb de oxígeno/lb de petróleo-día*) se relaciona a la presión parcial del oxígeno p_x , y a la temperatura original del yacimiento T_R^* por medio de la siguiente ecuación del tipo Arrhenius:

$$K = A_o p_x^n e^{-B/T_R^*} \quad (9.29)$$

Tadema y Weijdema¹⁵ presentan valores representativos de las variables anteriores (Tabla 9.1) para dos tipos diferentes de petróleos.

Tabla 9.1.-Datos de Campo para el Cálculo del Tiempo de Ignición Espontáneo¹⁵

	Campo	
	Lagunillas (Venezuela)	South Belridge (California)
T_R	547,3	562,4
ρ	224,9	435,1
ρ_x	47,0	90,94
ρ_o	60,53	61,15
M	34,52	32,90
n	0,46	0,45
ϕ	0,37	0,40
S_o	0,60	0,56
H_R	5.292	5.292
B	15.948	15.624
A_o	$77,28 \times 10^6$	$31,18 \times 10^6$
t_i	106	35
	(observado)	

EJEMPLO 9.2.

Calcular el tiempo de ignición para los yacimientos de South Belridge y Lagunillas. Calcule también la *tasa de consumo de oxígeno* a las temperaturas de 600 °R y 1260 °R.

a.- Cálculo del tiempo de ignición, t_i (Ec. 9.28)

- South Belridge:

$$t_i = \frac{34,52 \times 547,3^2 \times \left(1 + \frac{2 \times 547,3}{15.948}\right)}{0,37 \times 0,60 \times 60,53 \times 5.292 \times 77,28 \times 10^6 \times 47^{0,46} \times 15.948} e^{\left(\frac{15.948}{547,3}\right)} = 97 \text{ d}$$

- Lagunillas:

$$t_i = \frac{32,9 \times 562,4^2 \times \left(1 + \frac{2 \times 562,4}{15.624}\right)}{0,40 \times 0,56 \times 61,15 \times 5,292 \times 31,18 \times 10^6 \times 90,94^{0,45} \times 15.624} e^{\left(\frac{15.948}{547,3}\right)} = 48 \text{ d}$$

b.- Cálculo de la tasa de oxidación, K (Ec. 9.29)

- South Beldridge:

$$K = 77,28 \times 10^6 \times 47^{0,46} e^{-\left(\frac{15.624}{600}\right)} = 0,001299 \frac{\text{lbOxígeno}}{\text{lbpetróleo} - d}$$

$$K = 77,28 \times 10^6 \times 47^{0,46} e^{-\left(\frac{15.624}{1.260}\right)} = 1.446 \frac{\text{lbOxígeno}}{\text{lbpetróleo} - d}$$

- Lagunillas

$$K = 31,18 \times 10^6 \times 90,94^{0,45} e^{-\left(\frac{15.624}{600}\right)} = 0,00116 \frac{\text{lbOxígeno}}{\text{lbpetróleo} - d}$$

$$K = 31,18 \times 10^6 \times 90,94^{0,45} e^{-\left(\frac{15.624}{1.260}\right)} = 977 \frac{\text{lbOxígeno}}{\text{lbpetróleo} - d}$$

9.7.2.- IGNICIÓN ARTIFICIAL:

Consiste en utilizar un calentador a gas o eléctrico, o productos químicos para lograr la ignición. Comparada con la ignición espontánea, tiene la desventaja del uso de calentador y de que solo parte del espesor total de la formación es puesto en ignición.

El calor suministrado por pie de formación para lograr la ignición varía de 0,3 a 3,3 *MMBTU*. La mayoría de los calentadores son de 30-45 *Kw* (1,0 *Kw* = 56,8 *BTU/min*). La capacidad del calentador requerido se determina en la base a la tasa de inyección de aire, a la temperatura de ignición (combustión) y a la temperatura original del yacimiento, mediante el siguiente balance:

$$\text{Capacidad del calentador, BTU/min} = i_a c_g \rho_g (T_c - T_R) \quad (9.30)$$

donde:

i_a : tasa de inyección de aire, *PCN/min*

c_g : calor específico del gas, *BTU/lb-°F*

ρ_g : densidad del gas a condiciones normales, *lb/PCN*

T_R : temperatura del yacimiento, °F

T_c : temperatura de ignición, °F

La ignición puede detectarse mediante:

- a.- *Aumento brusco de la temperatura en la cara de la formación. Esto se detecta corriendo registros de temperatura con el calentador apagado.*
- b.- *La tasa y presión de inyección muestran fluctuaciones rápidas, del orden de $\pm 20\%$.*
- c.- *Al poco tiempo después de la ignición, la inyectividad del aire disminuye y luego comienza a aumentar, hasta uno ó dos meses después.*
- d.- *Aparición de CO, y luego de CO₂ acompañado de una brusca disminución en el % de O₂ en el gas producido.*

9.8.- TASA DE INYECCIÓN DE AIRE:

La tasa de inyección de aire i_a (*PCN/día*), es una variable difícil de determinar. Lo más adecuado es inyectar aire en el arreglo de prueba por unas dos semanas antes de la ignición, para determinar la inyectividad y presión necesaria. Sin embargo, debe tenerse la precaución de que puede ocurrir ignición espontánea. La experiencia previa en el área puede indicar la posibilidad de que ocurra la ignición espontánea.

En ausencia de datos de campo, la tasa de inyección de aire (ó inyectividad) se puede estimar mediante la siguiente ecuación:

$$p_i^2 = p_w^2 + \frac{i_a \mu_a T_R}{0,703 k_g h} x \left(\ln \frac{d^2}{r_w V_b t_1} - 1,238 \right) \quad 9.31$$

donde:

p_i : presión del pozo de inyección, *lpca*

p_w : presión del pozo de producción, *lpca*

μ_a : viscosidad del aire, *cp*

k_g : permeabilidad efectiva al aire, *md*

r_w : radio de los pozos, *pies*

d : distancia del pozo inyector al pozo productor, *pies*

V_b : velocidad del frente de combustión, *pie/día*

T_R : temperatura del yacimiento, $^{\circ}R$

h : espesor de la formación, *pies*

i_a : tasa de inyección de aire máxima, *PCN/día*

t_1 : tiempo requerido para alcanzar la tasa de inyección de aire máxima, *días*.

El valor t_1 se puede estimar mediante la siguiente relación:

$$t_1 = \frac{i_a}{2\pi h V_b^2 a} \quad (9.32)$$

donde, a es el requerimiento de aire en $\frac{PCN}{pie^3 roca}$.

Sustituyendo t_1 de la ecuación (9.32) en la ecuación (9.31), se obtiene una ecuación con i_a como única incógnita, la cual requiere resolverse iterativamente.

Frecuentemente, la tasa de inyección de aire es estimada (si datos previos son disponibles) por medio de una relación del tipo:

$$i_a = G(p_i^2 - p_w^2) \quad (9.33)$$

donde, G es una función de las propiedades del aire y de las rocas y de la geometría del yacimiento.

9.9.- RADIO DE EXTINCION:

El radio de extinción se define como la *distancia radial* (a partir del pozo de inyección) r_{ext} , *pies*, a la cual *ya no es posible mantener la combustión*. Esta distancia se relaciona a la tasa mínima de flujo de aire (necesaria para

mantener la combustión) u_{min} , $\frac{PCN}{d - \pi e^2}$, y a la tasa de inyección de aire i_a , $\frac{PCN}{d}$, mediante la siguiente ecuación:

$$u_{min} = \frac{i_a}{2\pi r_{ext} h} \quad (9.34)$$

Selig y Couch¹³, presentan una correlación gráfica para estimar el radio de extinción del frente de combustión radial (conectivo-convectivo). Este gráfico se presenta en la Figura 9.4 con algunas modificaciones, y correlaciona las siguientes variables:

$$\frac{U}{2\alpha v} = \frac{M}{c_a \rho_a a} v_s \frac{v h}{2r_{ext}} = \frac{c_a \rho_a h u_{min}}{4k_h} \quad (9.35)$$

para valores de 0,5 y 0,7 de la temperatura adimensional, $\frac{T_c - T_R}{T_a - T_R}$

donde:

T_c : temperatura de ignición, F

T_R : temperatura original del yacimiento, F

$T_a - T_R$, es el incremento adiabático de temperatura, F y se determina mediante la siguiente ecuación:

$$T_a - T_R = \frac{C_m \Delta H}{M} \quad (9.36)$$

donde:

ΔH : calor de combustión, $\frac{BTU}{lb}$

C_m : contenido de combustible, $lb/\pi e^3$ de roca.

M : capacidad calorífica de la formación, $\frac{BTU}{\pi e^3 - F}$

y:

$$v = \frac{c_a \rho_a i_a}{4\pi K_h h} \quad (9.37)$$

donde:

c_a : calor específico del gas (aire) inyectado, medido a condiciones

normales, $\frac{BTU}{lb - F}$.

ρ_a : densidad del gas (aire) inyectado, medido a condiciones normales, lb/pe^3 .

i_a : tasa de inyección de gas (aire), $PCN/día$.

K_h : conductividad térmica de las formaciones adyacentes, $\frac{BTU}{d - pie - F}$

h : espesor de la formación, $pies$.

La temperatura de ignición T_c , se estima igual a $600 F$ en la mayoría de los casos, debido a que la *combustión del hidrógeno* comienza alrededor de los $400 F$, mientras que la del *carbono* se completa alrededor de los $700 F$.

EJEMPLO 9.3:

Para el ejemplo 9.1, calcular el radio de extinción, r_{ext} ($pies$), siendo la capacidad calorífica de la formación M , $33 BTU/pe^3-F$, la densidad del aire ρ_a , $0,0763 pie^3/lb$, el calor específico del aire c_a , $0,24 BTU/lb-F$, la conductividad térmica de la formación k_h , $1,4 BTU/hr-pie-F$, la temperatura de la formación T_r , $83 F$, y la temperatura mínima de combustión T_c , $550 F$.

¿Cuál será la tasa de inyección de aire i_a , $PCN/día$, necesaria para propagar el frente de combustión a una distancia de $600 pies$?

Otros datos son:

$$h = 18 \text{ pies}$$

$$a = 210,16 \frac{PCN}{pie^3}$$

SOLUCION:

a.- Cálculo de los grupos adimensionales (Ecs. 9.35, 9.36, 9.37).

$$\frac{T_c - T_R}{T_a - T_R} = \frac{550 - 83}{1,067 \times 19076} = 0,757$$

$$\nu = \frac{0,24 \times 0,0763 \times 1,2 \times 10^6}{4\pi \times 1,4 \times 24 \times 18} = 2,891$$

$$\frac{M}{c_a \rho_a a} = \frac{33}{0,24 \times 0,0763 \times 210,16} = 8,575$$

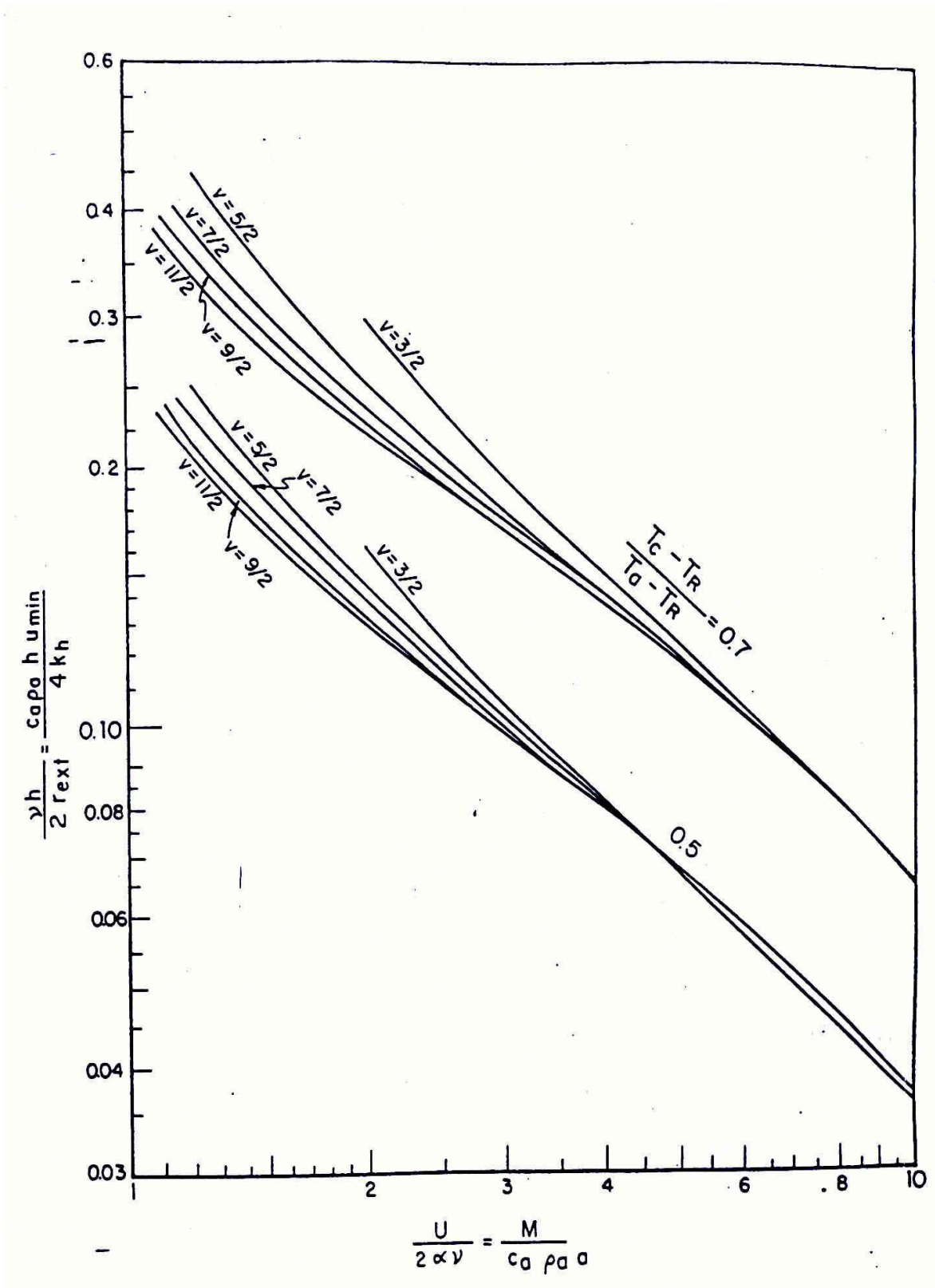


Figura 9.4 – Correlación gráfica de Selig y Couch para determinar el radio de extinción¹³.

b.- Cálculo del radio de extinción, r_{ext} (Ec. 9.34).

De la Figura 9.4., se tiene:

$$\frac{vh}{2r_{ext}} = 0,088$$

Luego:

$$r_{ext} = \frac{18 \times 2,891}{2 \times 0,088} = 296 \text{ pies}$$

c.- Cálculo de la tasa de inyección de aire, i_a (Ec. 9.34).

De la Figura 9.4., se tiene:

$$\frac{c_a \rho_a h u_{\min}}{4k_h} = 0,088$$

Luego:

$$u_{\min} = \frac{0,088 \times 4 \times (1,4 \times 24)}{0,24 \times 0,0763 \times 18} = 35,816 \frac{PCN}{d - pie^2}$$

De la ecuación (9.34):

$$i_a = 2\pi u_{\min} r_{ext} h = 2\pi \times 35,816 \times 660 \times 18 = 2,67 \times 10^6 \frac{PCN}{d}$$

9.10.- EFICIENCIA AREAL Y VERTICAL:

Otros aspectos importantes referentes a un proceso de combustión in situ, son las eficiencias areal (E_A) y vertical (E_1) de barrido. Los primeros estudios referentes a la eficiencia areal se basaron en la suposición de razón de movilidad infinita, ya que la movilidad del aire detrás del frente de combustión es mucho mayor que delante de él. Bajo estas circunstancias, la eficiencia areal es 62,6% para el caso de *arreglo de 5 pozos*. Una revisión¹⁴ de una gran cantidad de proyectos sobre combustión llevadas a cabo en diferentes partes del mundo, revela que las eficiencias areal y vertical varían ampliamente: de 40% a 85% para areal y de 20% a 100% para vertical.

La eficiencia volumétrica, definida como el producto de la eficiencia areal por la eficiencia vertical:

$$E_v = E_A \times E_1 \quad (9.38)$$

ha sido reportada en el rango de 30% a 100%.

9.11.- DISEÑO DE UN PROYECTO DE COMBUSTION IN SITU CONVENCIONAL:

En base a lo presentado hasta este punto, se puede diseñar de una manera simplificada un proyecto de combustión in situ convencional. El procedimiento a seguir es el siguiente¹⁸:

- Determinar las variables m , n , Y y C_m del experimento en el laboratorio con el tubo de combustión.
- Calcular el *aire total requerido (MMPCN)* para la combustión, en base al volumen del patrón de pozos V_p , y a la eficiencia volumétrica de barrido E_v :

$$a_T = a V_p E_v \quad (9.39)$$

Donde, a es el requerimiento de aire en $\frac{PCN}{pie^3}$ de roca.

Para propósitos de este cálculo, se puede considerar como eficiencia volumétrica el valor correspondiente a una razón de movilidad infinita: 62,6% para el caso de un *arreglo de 5 pozos*.

- Determinar la tasa de inyección de aire máxima, i_a y el tiempo requerido para alcanzar t_1 , en base a la *máxima presión disponible para inyectar*.
- Determinar la tasa de flujo de aire mínimo, u_{min} , por unidad de área seccional, requerido para mantener la combustión. Determinar también el radio de extinción. Si el límite de extinción es menor que la distancia del pozo inyector al pozo productor, se debe reducir el tamaño del arreglo o aumentar la tasa de inyección máxima, lo cual implica una mayor presión de inyección.
- Determinar el volumen de petróleo producible por acre-pie de yacimiento $(\frac{Bl}{acre - pie})$.

$$Np = 7758 \left[\left(\frac{\phi S_{oi} E_v}{B_{oi}} - \frac{C_m F}{\rho_f} \right) + (1 - E_v)(0,40) \frac{\phi S_{oi}}{B_{oi}} \right] \quad (9.40)$$

donde:

ϕ : porosidad de la formación, *fracción*

ρ_f : densidad del combustible quemado (*coque*), $\frac{lb}{pie^3}$.

S_{oi} : saturación inicial de petróleo, *fracción*

B_{oi} : factor volumétrico del petróleo, *BY/BN*

C_m : contenido de combustible, $\frac{lb}{pie^3}$.

F : factor de corrección, *adimensional*

El factor de corrección F , está dado por:

$$F = \frac{(1 - \phi)}{(1 - \phi_p)} \quad (9.41)$$

donde, ϕ_p es la porosidad del empaque de arena en el tubo de combustión, *fracción*.

- f. Determinar el volumen de agua producible ($\frac{Bl}{acre - pie}$), en base al agua inicialmente en el yacimiento y a la originada por la combustión.

$$W_p = 7758 \left(\frac{\phi S_{wi} E_v}{B_{wi}} + \frac{C_m V_w F}{\rho_w} \right) \quad (9.42)$$

donde:

V_w : volumen de agua formada por la combustión, $\frac{Bl}{PCN}$.

ρ_w : densidad del agua, $\frac{lb}{pie^3}$

B_{wi} : factor volumétrico del agua, $\frac{BY}{BN}$.

S_{wi} : saturación inicial de agua, *fracción*

- g. Determinar la tasa de producción de petróleo y agua en base a los *MMPCN de aire inyectado* ($\frac{Bl}{MMPCN}$).

$$N_p' = \frac{N_p}{a_T} \quad (9.43)$$

$$W_p' = \frac{W_p}{a_T} \quad (9.44)$$

Un aspecto a considerar en el procedimiento anterior, es el valor de la *eficiencia volumétrica* a utilizar para determinar N_p y W_p . Dado que para el cálculo del aire total requerido se utilizó un valor de 62,6% resultante de considerar eficiencia areal de 62,6% y eficiencia vertical de 100%, con el objeto de tener un factor de seguridad debido al aire que puede pasar a través del frente sin entrar en combustión, para el cálculo de la producción de petróleo y agua es conveniente utilizar un valor de eficiencia volumétrica menor del 62,6%. Normalmente se utiliza un estimado conservador de 30%, resultante de suponer los valores de eficiencia areal y vertical del orden del 55%.

Aunque el procedimiento anterior es altamente simplificado, es bastante útil, y se obvia de esta manera la necesidad de tener que recurrir a complicados modelos numéricos que en general solo simulan aproximadamente los complejos fenómenos que ocurren en un proceso de combustión in situ.

9.12.- COMBUSTION EN REVERSO:

En la combustión en reverso, el frente de combustión se mueve en dirección opuesta al flujo de aire. La combustión se inicia en el pozo productor y el frente de combustión se mueve contra el flujo de aire. La Figura 9.5., presenta un esquema simplificado de este proceso, indicándose las zonas formadas dentro del yacimiento.

El movimiento del frente de combustión es hacia las zonas de mayor concentración de oxígeno, y los fluidos atraviesan dicho frente de combustión como parte de la corriente de gas, siendo transportados a través de las zonas calientes hacia los pozos de producción por drenaje por gravedad y empuje por gas¹⁹. El comportamiento de este proceso es muy diferente al convencional, pues la zona de combustión no consume todo el combustible depositado delante de ella; no obstante, parte de los componente livianos y medianos del petróleo in situ son utilizados como tal. Casi no existe producción de monóxido o bióxido de carbono y las principales reacciones ocurridas durante la oxidación del crudo originan compuestos oxigenados tales como aldehídos, ácidos, peróxidos, y otros.

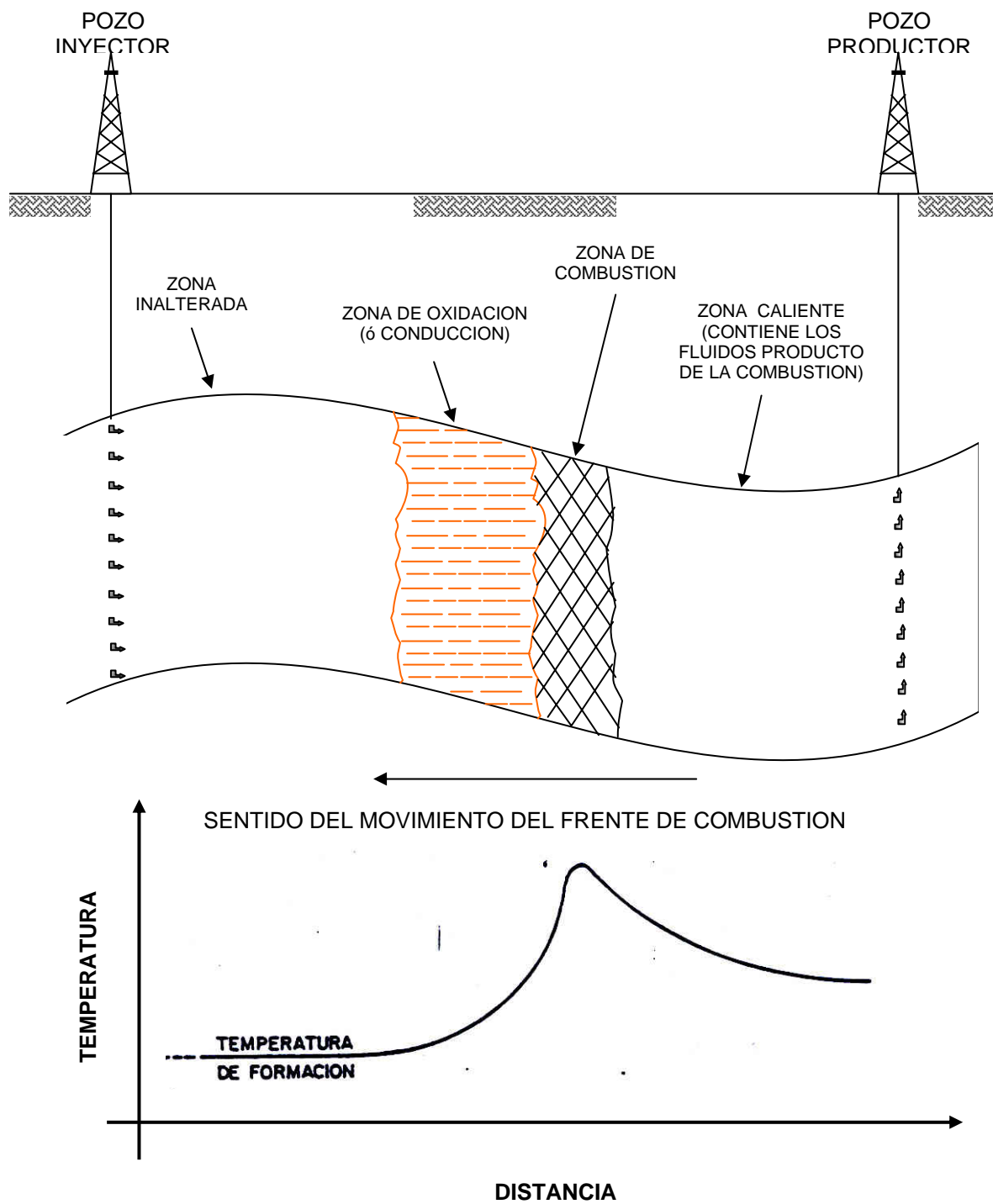


Figura 9.5 – Diferentes zonas formadas durante la combustión en reverso y perfil de temperatura²².

El petróleo producido tiene características diferentes al crudo in situ, pues es más liviano y de menor viscosidad²⁰. Por esta razón, este proceso ha sido propuesto para aplicarlo en áreas bituminosas y en crudo extrapesados (de gravedad menor de 8 °API), los cuales son prácticamente inmóviles a condiciones de yacimiento²¹. En estos yacimientos la combustión convencional fracasaría, pues los bancos de líquido formados delante del frente de combustión originarían un bloqueo de la permeabilidad específica al gas, impidiendo su circulación.

En comparación con la combustión convencional, la combustión en reverso es menos atractiva debido a recuperaciones más bajas, mayor consumo de combustible, mayores pérdidas de calor, problemas de equipo más severos y problemas asociados a la ignición espontánea en la cercanía del pozo inyector.

Las operaciones de campo conocidas que han empleado el proceso de combustión en reverso son las pruebas en el campo de Bellamy referidas por Trantham y Marx²⁴, las de Athabasca reseñadas por Giguere²⁵ y la realizada en el campo de Carlyle mencionada por Elkins y col.²⁶. El espaciado entre pozos fue tan estrecho en la prueba hecha en Bellamy (y la *temperatura del yacimiento tan baja*, a una profundidad de 50 pies) que las operaciones se terminaron antes de que pudiera ocurrir la autoignición. En Athabasca, la combustión en reverso se utilizó para disminuir la resistencia al flujo entre pozos a una distancia de 100 pies. Otra aplicación interesante de la combustión de reverso fue realizada en el yacimiento Sublacu de Barcau, Rumania, la cual fue utilizada para mejorar la permeabilidad relativa al aire en aquellas zonas donde el frente de combustión convencional no había logrado mayor penetración²⁷.

9.13.- VARIACIONES DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN CONVENCIONAL

Una característica del proceso de combustión convencional, es que la temperatura de la zona quemada permanece bastante alta debido a que la capacidad calorífica del aire inyectado es demasiado baja para transferir una

cantidad significativa de calor. Por esta razón, algunas veces se utiliza agua durante o después del proceso de combustión para ayudar a que el calor sea transferido de la zona quemada y utilizarlo más eficientemente corriente abajo donde esta el petróleo.

9.13.1.- COMBUSTION HUMEDA

Esta variante de la combustión convencional se genera al inyectar agua alternada o simultáneamente con el aire, una vez que se ha logrado la ignición del crudo in situ. La combustión húmeda se clasifica en combustión húmeda normal, incompleta y superhúmeda. Esta clasificación ha sido propuesta en base a la características de los perfiles de temperatura y saturación originados durante el proceso^{7,16,28}, los cuales se indican en la Figura 9.6.

En el caso de combustión húmeda, normal o incompleta el agua inyectada al ponerse en contacto con la zona quemada se evapora y fluye a través del frente de combustión como parte de la fase gaseosa, puesto que la máxima temperatura del frente de combustión es, en este caso, mayor que la temperatura de evaporación del agua a la presión del sistema.

El proceso se denomina húmeda normal cuando el coque depositado se consume completamente. Por el contrario, cuando el agua inyectada hace que el combustible depositado no se quemé por completo, entonces se trata de una combustión húmeda incompleta.

La combustión superhúmeda se logra cuando la cantidad de calor disponible en la zona quemada, no es suficiente para vaporizar toda el agua inyectada al sistema. En este proceso, la máxima temperatura de combustión desaparece, y la zona de vaporización-condensación se esparce por todo el medio poroso. Este tipo también ha sido denominada combustión parcialmente apagada¹⁶.

Las ventajas que ofrece la combustión húmeda en cualquiera de sus variantes, es que reduce en cierto grado los problemas operacionales propios del proceso, entre los cuales se cuentan: la producción de arena por las altas tasas

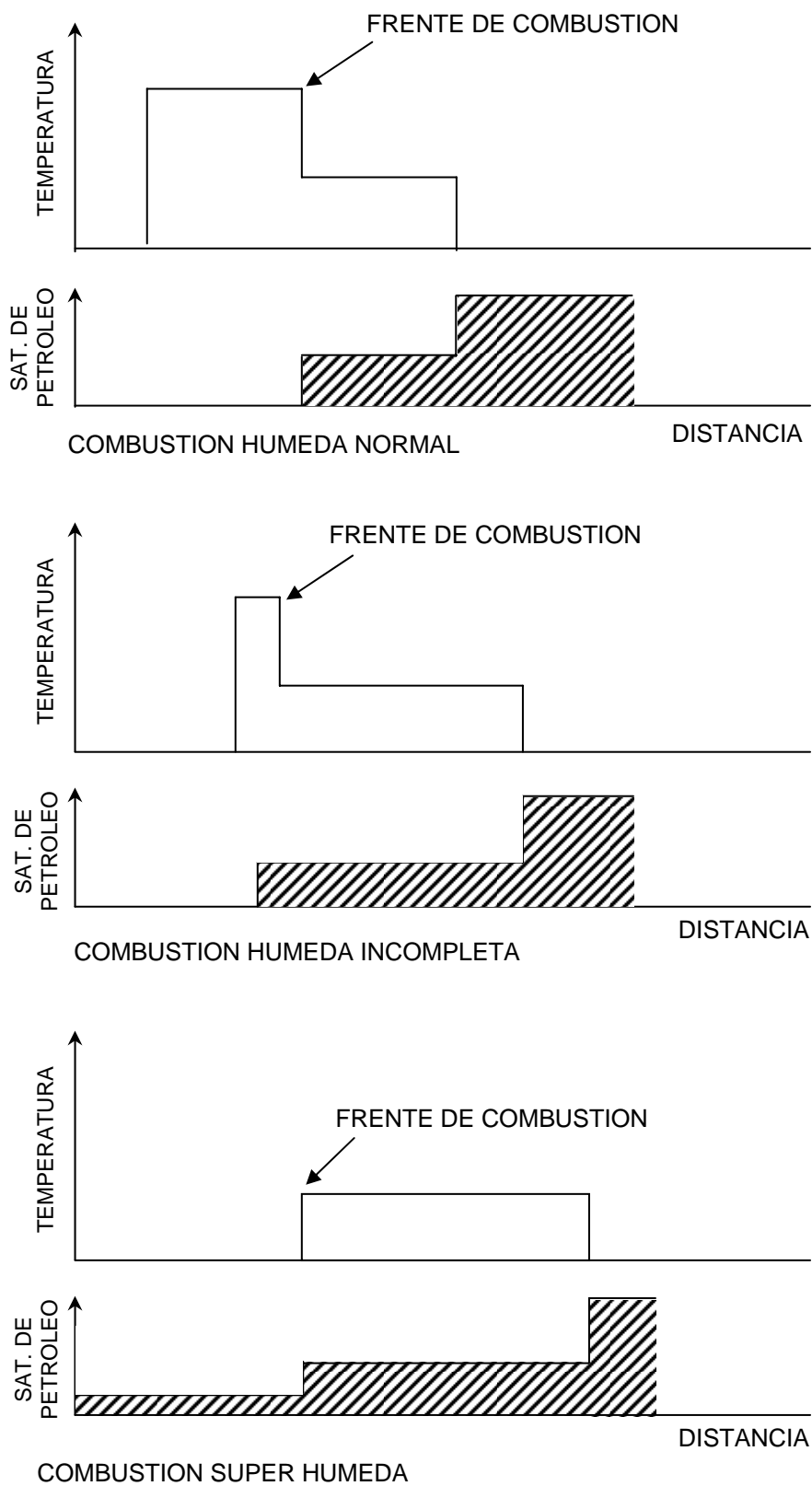


Figura 9.6 – Diferentes tipos de combustión húmeda²⁴.

de gases, la corrosión por ácidos en los pozos y en las facilidades de producción, la oxidación en las tuberías por la presencia de oxígeno en la corriente de gases inyectados y producidos, la formación de emulsiones, el taponamiento de yacimiento por el coque depositado y otros. Estos problemas disminuyen debido a las menores cantidades de gases producidos, por la disolución de los ácidos producidos en el gran volumen de agua existente (inyectada, connata y formada), por el consumo completo de oxígeno y por la reducción de las temperaturas generadas.

Actualmente casi todos los proyectos de combustión convencional son del tipo húmeda¹⁴ y una serie de trabajos cubriendo aspectos experimentales como operacionales en el campo están disponibles en la literatura^{7,16,29}.

9.14.- CRITERIOS PARA LA SELECCION DEL YACIMIENTO EN UN PROCESO DE COMBUSTION IN SITU

Basados en proyectos de campo y pruebas de laboratorio, se pueden establecer una serie de condiciones deseables que un yacimiento debe tener para ser considerado técnicamente atractivo para un proyecto de combustión in situ. Estas condiciones son:

Contenido de petróleo: dado que el frente de combustión puede consumir alrededor de $300 \frac{Bl}{acre - pie}$ del petróleo inicial, al menos $600 \frac{Bl}{acre - pie}$ de petróleo deben estar presentes en el yacimiento. Esto implica una porosidad del orden del 20% y una saturación porcentual del petróleo del 40%.

Espesor: el espesor de arena neta no debe exceder los 50 *pies*. Espesores mayores de 50 *pie* requerirán suficiente inyección de aire para mantener el frente de combustión moviéndose al menos a una velocidad de 0,25 *pies/días*, lo que sería excesivo con respecto a las limitaciones prácticas impuestas por el equipo de compresión.

Profundidad: la profundidad del pozo debe ser mayor de *200 pies*. En general profundidades menores de *200 pies*, podrían limitar severamente la presión a la cual el aire puede ser inyectado. Operaciones en yacimientos profundos resultan en pozos altamente costosos, como también en gastos sustanciales en la compresión del aire, por lo que las condiciones económicas pueden imponer profundidades prácticas del orden de *2.500 a 4.500 pies*.

Gravedad y viscosidad del petróleo: en general, petróleos de gravedades *mayores de 40 °API* no depositan suficiente coque (combustible) para mantener un frente de combustión. Por otro lado, petróleos de gravedades *menores de 8 °API* son generalmente muy viscosos para fluir delante del frente de combustión cuando la temperatura del yacimiento prevalece sobre la temperatura de combustión. La recuperación de petróleo de gravedades extremadamente bajas pueden ser posibles por medio de la combustión en reverso, donde el petróleo producido fluye a través de la zona calentada y su composición es estructuralmente alterada.

Permeabilidad: cuando la viscosidad del petróleo es alta (un yacimiento conteniendo un petróleo de *10 °API*), una permeabilidad mayor de *100 md* podría ser necesaria, especialmente si el yacimiento es somero y la presión de inyección es limitada. Un crudo de gravedad entre *30 y 35 °API* a una profundidad de *2.500 pies*, puede responder a un proceso de combustión in situ, aún con permeabilidades tan bajas como de *25 a 50 md*.

Tamaño del yacimiento: el yacimiento debe ser lo suficientemente grande, ya que si una prueba piloto a pequeña escala tiene éxito, un éxito económico a gran escala puede ser esperado. Dependiendo del espesor de la arena, el tamaño del yacimiento, podría ser aproximadamente de *100 acres*.

La Tabla 9.2., resume los criterios generales de diseño para la selección del yacimiento en un proceso de combustión in situ.

Tabla 9.2. Criterios de Diseño para la Selección del Yacimiento en un Proceso de Combustión In Situ⁵²

Espesor de la arena, <i>pies</i>	> 10
Profundidad, <i>pies</i>	> 500
Porosidad, %	> 16
Permeabilidad, <i>md</i>	> 100
Gravedad, °API	< 40
Viscosidad del petróleo, <i>cp</i>	< 5.000
Espaciamiento, <i>acres</i>	< 40
Presión de inyección, <i>lpc</i>	> 250
$\phi.S_o$, <i>fracción</i>	> 0.05
$\frac{kh}{\mu}$, <i>md-pie/cp</i>	> 20

9.15.- MODELOS MATEMATICOS

A partir del primer intento realizado por Vogel y Krueger³⁰, se han llevado a cabo un gran número de estudios orientados a la investigación de los fenómenos físicos y químicos de la combustión y a las aplicaciones de campo de combustión in situ usando modelos matemáticos y analógicos. A continuación se describen muy brevemente algunos de estos modelos.

9.15.1.- MODELO DE RAMEY³¹

Es un modelo matemático que permite determinar la distribución de temperatura para una fuente de calor radial, de extensión finita o infinita, que se mueve a través de un medio isotrópico de extensión infinita. El modelo solo considera transferencia de calor por conducción hacia las capas supra y subyacentes.

9.15.2.- MODELO DE BAILEY Y LARKIN³²

Es una modificación del modelo anterior³¹, para considerar, además de la transferencia de calor por conducción, transferencia de calor por convección hacia las capas supra y subyacentes.

9.15.3.- MODELO DE THOMAS, SELIG Y COUCH¹³

El modelo fue inicialmente desarrollado por Thomas, y considera transferencia de calor por conducción y convección, y generación de calor. El modelo permite determinar la distribución de temperatura causada por el movimiento radial del frente de combustión y el requerimiento de aire mínimo para la combustión. Selig y Couch, presentan una modificación del modelo original de Thomas y derivan una solución numérica para el mismo.

9.15.4.- MODELO DE CHU³³

Es un modelo más realístico que el anterior, debido a que se considera combustión, conducción y convección, efectos de vaporización y condensación dentro del yacimiento, pero supone saturación de fluidos constante, depreciando así los cambios de fases.

9.15.5.- MODELO DE KUO³⁴

Es un modelo que permite determinar dos frentes de temperatura: una en la zona de combustión y otra en el frente de calor, cuya posición se localiza por el flujo de gas.

9.15.6.- MODELO DE GOTTFRIED³⁵

Es uno de los modelos más avanzados, ya que además de considerar los mecanismos de transferencia de calor por conducción y convección, considera la cinética de la reacción y flujo de tres fases. El modelo está limitado en el

sentido que solo aplica para sistemas lineales, no incluye efectos de gravedad y capilaridad, y desprecia la vaporización del petróleo.

9.15.7.- MODELO DE SMITH Y FAROUQ ALI³⁶

Es un modelo para predecir la eficiencia de barrido en un patrón confinado de pozos. En el desarrollo del modelo, Smith y Farouq Ali suponen que el contenido de combustible en el yacimiento es constante y el flujo es de una sola fase (gas). Además, consideran transferencia de calor por conducción y convección en dos dimensiones, pérdidas de calor hacia las formaciones adyacentes por conducción, y diferentes permeabilidades al aire en ambos lados de la zona de combustión. Más tarde, Eggenschwiler y Farouq Ali³⁷, presentaron una versión mejorada del modelo anterior³⁶. Ambos modelos^{36,37}, en conjunción con la teoría de Wilson y col.³⁸ han sido utilizados para predicciones de recobro. Otros modelos relacionados a los procesos de combustión convencional in situ han sido reportados en la literatura^{39,40,41,42,43,44,45}.

Paralelo a los estudios anteriores, varias publicaciones notables han tratado con la combustión en reverso^{46,47}, con la combustión húmeda^{48,49}, y con la cinética de la combustión^{15,50,51}.

9.16.-REFERENCIAS

1. Wu, C.H. and Fulton, P.F.: **“Experimental Simulation of the Zones Preceding the Combustion Front of an in situ Combustion Process”**, SPE J. (March, 1971), Vol. II, No.1, p. 38-46.
2. Martin, W.L.; Alexander, J.D. and Dew, J.N.: **“Process Variables of In-Situ Combustion”**, Trans., AIME, (1958), 231, p. 28-35.
3. Tadema, H.J.: **“Mechanism of Oil Production by Underground Combustion”**, Proc. Fith World Pet. Cong., New York (1959) Section II, 22, p. 279-287.}
4. Ramey, H.J.Jr.: **“In Situ Combustion”**, Proc. Eighth World Pet. Cong., Moscow (June, 13-19, 1971), PD9 (2).

5. Wilson, L.A.; Wygal, R.J.; Reed, D.W.; Gergins, R.L. and Hemderson, J.H.: **“Fluid Dynamics during an Underground Combustion Process”**, Trans., AIME, (1958), 213, 146-154.
6. Langnes, G.L.; Robertson, J.O.Jr. and Chilingar, G.V.: **“Secondary Recovery and Carbonate Reservoirs”** American Elsevier Publishing Company, Inc., New York, N.Y., (1972).
7. Parrish, D.R. and Craig, F.F.Jr.: **“Laboratory Study of a Combination of Forward Combustion and Waterflooding, the COFCAW Process”**, J. Pet. Tech. (June, 1969).
8. Garon, A.M. and Wygal, R.J.Jr.: **“A Laboratory Investigation of Wet Combustion Parameters”**, SPE J. (Dec., 1974) 537-544.
9. Poettman, F.H.; Schilson, R.E. and Surkalo, H.: **“Philosophy and Technology of in situ Combustion in Light Oil Reservoirs”**, Proc., Seventh World Pet. Cong., Ciudad de Mexico, (1967) 3, 487.
10. Poetman, F.H. and Benham, A.L.: **“Thermal Recovery Process: An Analysis of Laboratory Combustion Data”**, Trans., AIME, 213, 406 (1958).
11. Showalter, W.E.: **“Combustion Drive Tests”**, SPE J. (March, 1963), 53-58, Trans., AIME, 228.
12. Alexander, J.D.; Martin, W.L. and Dew, J.N.: **“Factors Affecting Fuel Availability and Composition During In-Situ Combustion”**, J. Pet. Tech. (Oct., 1962) 1154-1164, Trans., AIME 225.
13. Thomas, G.W.: **“A Study of Forward Combustion in a Radial System Bounded by Permeable Media”**, J. Pet. Tech. (Dec., 1963). Discussion by Selig, F. and Couch, E.J. in the same reference.
14. Farouq Ali, S.M.: **“A Current Appraisal of In-Situ Combustion Field Test”**, J. Pet. Tech. (April, 1972).
15. Tadema, H.J. and Weijdema, J.: **“Spontaneous Ignition of Oil Sands”**, Oil & Gas Jour. (Dec. 14, 1970), 77-80.
16. Dietz, D.N. and Weijdema, J.: **“Wet and Partially Quenched Combustion”**, Jour. of Pet. Tech. (April 1968), Vol. 20, No. 4 p. 411-415.
17. Moss, J.T. and Cady, G.V.: **“Laboratory Investigation of the Oxygen Combustion Process for Heavy Oil Recovery”**, Paper SPE 10706

- presented at SPE California Regional Meeting (San Francisco: March 24-26, 1982).
18. Nelson, T.W. and McNeil, J.S.Jr.: **“How to Engineer an In-Situ Combustion Project”**, Oil & Gas Jour., 59, No. 233 (1961).
 19. Farouq Ali, S.M.: **“Reverse Combustion”**, Producers Monthly (Dec. 1967), Vol. 31, No. 12, p. 14-17.
 20. Debiesse, Y.: **“Remarques sur les Procédés de Combustion in situ”**, Revista del Instituto Francés de Petróleo, París (Enero, 1967), Vol. 22, No. 1, p. 99-113.
 21. Langnes, G.L., Robertson, J.O. Jr. and Chilingar, G.V.: **“Secondary Recovery and Carbonate Reservoirs”**, American Elsevier Publishing Company, Inc., New York, N.Y., (1972).
 22. Dietz, D.N. and Weijdema, J.: **“Reverse Combustion Seldom Feasible”**, Prod. Monthly (May, 1968) 32, No. 5, 10.
 23. Burger, J.G.: **“Spontaneous Ignition in Oil Reservoirs”**, Soc. Pet. Eng. J. (April, 1976) 73-81.
 24. Trantham, J.C. and Marx, J.W.: **“Bellamy Field Test: Oil from Tar by Counterflow Underground Burning”**, J. of Pet. Tech. (Jan 1966), 109-115; Trans., AIME, 237.
 25. Giguere, R.J.: **“An In-Situ Recovery Process for the Oil Sands of Alberta”**, presented at the 26th Canadian Chemical Engineer Conf., Toronto, Oct. 3-6, 1976.
 26. Elkins, L.F., Skov, A.M., Martin, P.J. and Lutton, D.R.: **“Experimental Fireflood-Carylye Field, Kansas”**, SPE 5014 presented at 49th Annual Fall Meeting of SPE of AIME, Oct. 6-9, 1974, Houston, Texas.
 27. Petcovici, V.: **“Considérations sur les Possibilités du Contrôle du Front de Combustion dans un Processus de Combustion in situ sur Champ”**, Revista del Instituto Francés de Petróleo, Paris (Dic. 1970) Vol. 25, No. 12, p. 1355-1374.
 28. Burger, J.G. and Sahuquet, B.C.: **“Laboratory Research on Wet Combustion”**, SPE 3684, presented at the 47th Annual Fall Meeting of SPE of AIME, San Antonio, Texas (Oct. 8-11, 1972).
 29. Dietz, D.N.: **“Wet Underground Combustion, State of the Art”**, J. Pet. Tech. (May, 1970).

30. Vogel, L.C. and Krueger, R.F.: **“An Analog Computer for Studying Heat Transfer During a thermal Recovery Process”**, Trans., AIME, (1955), Vo. 204, p. 205-212.
31. Ramey, H.J.Jr.: **“Transient Heat Conduction During radial Movement of a Cylindrical Heat Source-Applications to the Thermal Recovery Process”**, Trans., AIME (1959) 115.
32. Bailey, H.R. and Larkin, B.K.: **“Heat Conduction in Underground Combustion”**, Trans. AIME (1959) 123.
33. Chu, C.: **“Two-Dimensional Analysis of a Radial Heat Wave”**, J. Pet. Tech. (Oct. 1963) 1137.
34. Kuo, C.H.: **“A Convective-Heat Transfer Model for Underground Combustion”**, Soc. Pet. Eng. J. (Dec. 1968).
35. Gottfried, B.S.: **“A Mathematical Model of Thermal Oil Recovery in Linear Systems”**, Soc. Pet. Eng. J. (Sept. 1965) 196-210.
36. Smith, J.T. and Farouq Ali, S.M.: **“Simulation of In Situ Combustion in a Two-Dimensional Systems”**, Paper SPE 3594, presented at the 46th Annual Fall Meeting of SPE, New Orleans, Oct. 3-6. 1971.
37. Eggenschwiler, M.E. and Farouq Ali, S.M.: **“Two-Dimensional Single Phase Simulation of a Fireflood”**, Can-Venezuela Oil Sands, 1977.
38. Wilson, L.A., Wygal, R.J., Reed, D.W., Gergins, R.L. and Henderson, J.H.: **“Fluid Dynamics During an Underground Combustion Process”**, Trans. AIME (1958) 146.
39. Adler, G.: **“A Linear Model and a Related Very Stable Numerical Method for Thermal Secondary Oil Recovery”**, J. Can. Pet. Tech. (July-Sept. 1975) 56-65.
40. Farouq Ali, S.M.: **“Multiphase, Multidimensional Simulation of In Situ Combustion”**, Paper SPE 6896, presented at the 52nd Annual Fall Meeting of SPE, Denver, oct. 9-12, 1977.
41. Crookston, R.B., Culham, W.E. and Chen, W.H.: **“Numerical Simulation Model for Thermal Recovery Processes”**, Soc. Pet. Eng. J. (Feb. 1979) 37-58.
42. El-Khatib, N.: **“A Mathematical Model of Thermal Oil Recovery in a Forward In Situ Combustion Process”**, Ph.D. Thesis, U. of Pittsburgh (1973).

43. Grabowski, J.W., Visome, P.K., Lin, R.C., Behie, A. and Rubin, B.: **“A Fully Implicit General Purpose Finite Difference Thermal Model for In Situ Combustion and Steam”**, SPE 8396, presented at the 54th Annual Fall Meeting of SPE, Las Vegas, Sept. 23-26, 1979.
44. Youngren, G.K.: **“Development and Application of an In Situ Combustion Reservoir Simulator”** Soc. Pet. Eng. J. (Feb. 1980) 39-51.
45. Coats, K.H.: **“In-Situ Combustion Model”**, Soc. Pet. Eng. J. (Dec. 1980) 533-554.
46. Warren, J.E., Reed, R.L. and Price, H.S.: **“Theoretical Considerations of Reverse Combustion in Tar Sands”**, Trans., AIME (1960) 109.
47. Bery, V.J., Jr. and Parrish, D.R.: **“A Theoretical Analysis of Heat Flow in Reverse Combustion”**, Trans., AIME (1960) 124.
48. Smith, F.W. and Perkins, T.K.: **“Experimental and Numerical Simulation Studies of the Wet Combustion Recovery Process”**, J. Can. Pet. Tech. (July-Sept. 1973) 44-54.
49. Beckers, H.L. and Harmsen, G.J.: **“The Effect of Water Injection on Sustained Combustion in a Porous Medium”**, Soc. Pet. Eng. J. (June 1970) 145-163.
50. Dabbous, M.K. and Foulton, P.K.: **“Low Temperature Oxidation Reaction Kinetics and Effects on the In Situ Combustion Process”**, Soc. Pet. Eng. J. (June 1974) 253-262.

CAPITULO X

RECUPERACIÓN TÉRMICA EMPLEANDO POZOS HORIZONTALES

La inyección continua de vapor usando pozos verticales tiene el problema que el vapor, por gravedad, tiende a irse hacia la parte superior del yacimiento, causando un barrido vertical pobre y resultando en irrupción prematura del vapor en los pozos productores, dejando atrás cantidades significantes de petróleo. La Figura 10.1 muestra en forma esquemática lo que ocurre en estos casos.

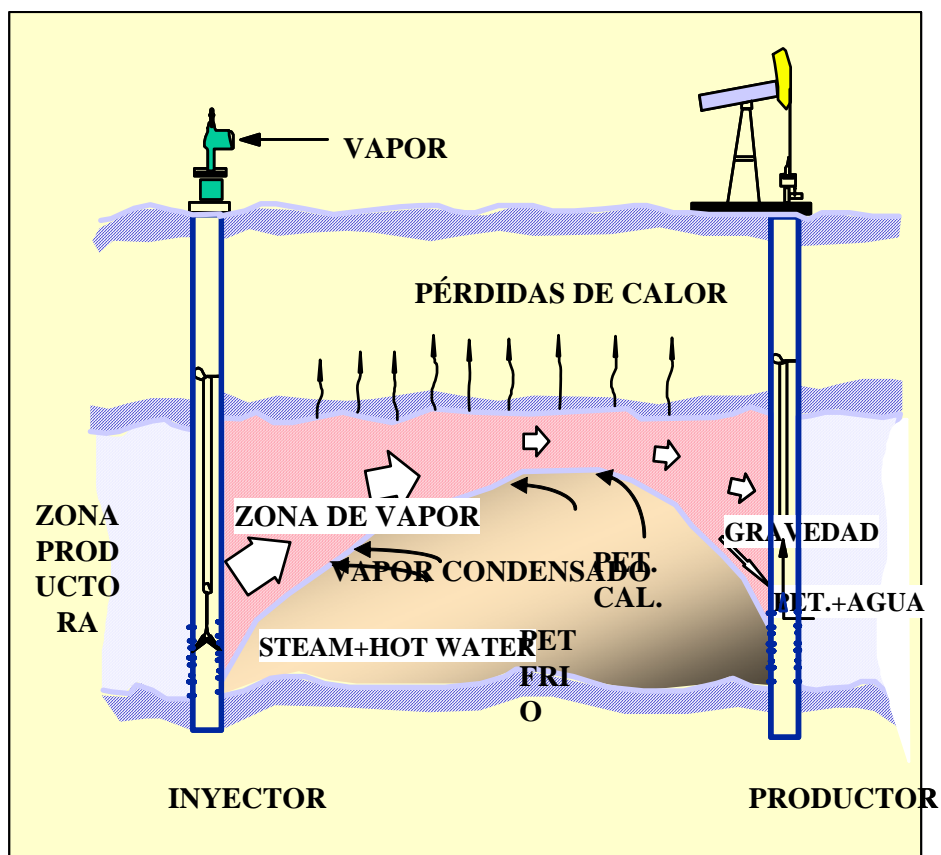


Fig. 10.1.- Esquema de la inyección continua de vapor usando pozos verticales

Para aumentar el factor de recobro se acostumbra en estos casos, perforar pozos interespaciados en aquellas zonas que no han sido barridas por el vapor. Generalmente, este proceso de perforar pozos interespaciados se efectúa en etapas sucesivas y alcanzándose a veces, espaciamientos muy pequeños, p.e., en California (Kern River), con espaciamiento de un cuarto de

hectárea (5/8 de acre) se han obtenido factores de recobro muy altos, en exceso del 60%.

Los petróleos pesados y extra-pesados así como el bitumen son de gran importancia económica para países como Venezuela y Canadá. La cantidad de petróleo en sitio bajo la forma de estos tipos de acumulaciones es más grande que la de crudo convencional en el Medio Oriente y es un gran reto técnico para estos países producir y utilizar eficiente y económicamente estos vastos recursos.

El bitumen se define como crudo extra-pesado que es tan viscoso que no puede ser producido económicamente mediante la producción en frío. Los mayores depósitos de este tipo de recurso se encuentran en Canadá (Athabasca, Cold Lake y Peace River) y su viscosidad está entre 100,000 cp a varios millones de cp a temperatura de yacimiento. Por otro lado, crudos pesados convencionales tales como los de California, Venezuela y el área Lloydminster de Canadá generalmente tienen viscosidad en sitio de varios miles de cp y usualmente fluyen a tasas razonables dentro del yacimiento, aún sin calentamiento.

La situación de desplazamiento con vapor que se mostró en la Figura 10.1 usada para explicar la inyección continua de vapor, es real para crudos pesados convencionales donde la movilidad de petróleo es tal que puede ser empujado a un pozo productor. Esto no puede ocurrir en un yacimiento de petróleos extra-pesados o de bitumen a menos que el petróleo sea movilizado previamente de alguna forma. Por esta razón fue que el primer proyecto piloto de inyección continua de vapor, el de las arenas de petróleo extra-pesado de Mene Grande, Venezuela, no pudo continuarse por irrupción del vapor en las cercanías de algunos pozos inyectores, debido a la resistencia que oponía el petróleo a ser desplazado. Sin embargo, la inyección alternada de vapor si puede utilizarse en estos casos: el yacimiento Laguna en la Costa Oriental del Lago de Maracaibo, en Venezuela (petróleo extra-pesado) y producción de bitumen en Canadá, particularmente en el área de Cold Lake por Imperial Oil. En ambos casos, es factible que los pozos produzcan por flujo natural inmediatamente y por algún tiempo después de inyectar vapor y se requiere

bombeo después de caer la presión. Para hacer que este proceso funcione, es necesario que en los ciclos iniciales se inyecte el vapor con suficiente presión para fracturar la matriz del yacimiento. El vapor y el condensado del vapor son forzados en el yacimiento en el volumen incremental que es creado por las fracturas. En contraste, la estimulación cíclica con vapor de crudos pesados convencionales puede lograrse sin fracturar el yacimiento debido a la movilidad del petróleo es suficiente para ser desplazado por el vapor y el condensado del vapor.

La producción de bitumen por estimulación cíclica es razonablemente eficiente y económica. En el área de Cold Lake, al menos en las localizaciones principales, el petróleo se produce a tasa de 70 B/d aproximadamente (días calendario) por pozo con una razón de petróleo vapor de 0,3 a 0,4. La mayor desventaja de este proceso es el espaciado relativamente pequeño que es requerido (alrededor de 1,6 ha ó 4 acres por pozo) y el recobro es relativamente bajo, cerca de 20%. Esto lleva a reservas cercanas a 25000 m³ por pozo (157.000 barriles) en las partes del yacimiento de mayor espesor.

Un factor importante que hace que el proceso cíclico de inyección de vapor sea exitoso en yacimientos de bitumen es que el petróleo permanece caliente mientras fluye al pozo. No hay necesidad, como si la hay para desplazamiento convencional de vapor, de que el crudo frío sea empujado a los pozos de producción delante del frente de vapor.

Con el advenimiento y la popularización de los pozos horizontales luce muy atractivo reemplazar varios pozos verticales por un pozo horizontal. Con este propósito se estudiarán varios procesos que han sido planteados y descritos, usando pozos horizontales para efectuar recuperación térmica, a saber:

1. Drenaje Gravitacional Ayudado por Vapor, o como se conoce por sus siglas en inglés, **SAGD**.
2. Inyección cíclica de Vapor usando pozos horizontales, o como se conoce por sus siglas en inglés, **HCS**.

- Combinación de Inyección Alternada y Continua de vapor usando pozos horizontales, o como se conoce por sus siglas en inglés, **HASD**.

10-1.- Drenaje Gravitacional Ayudado por Vapor

Este proceso fue planteado por primera vez en el año 1.981, por Butler, McNab y Lo, quienes propusieron que se produjera petróleo por medio de un pozo horizontal localizado en la base del yacimiento y la inyección de vapor por medio de un pozo horizontal o vertical, situado en la parte superior de la arena. En el caso del uso de pozos horizontales para inyectar y producir, el esquema que se acostumbra usar se muestra en la Figura 10.2.

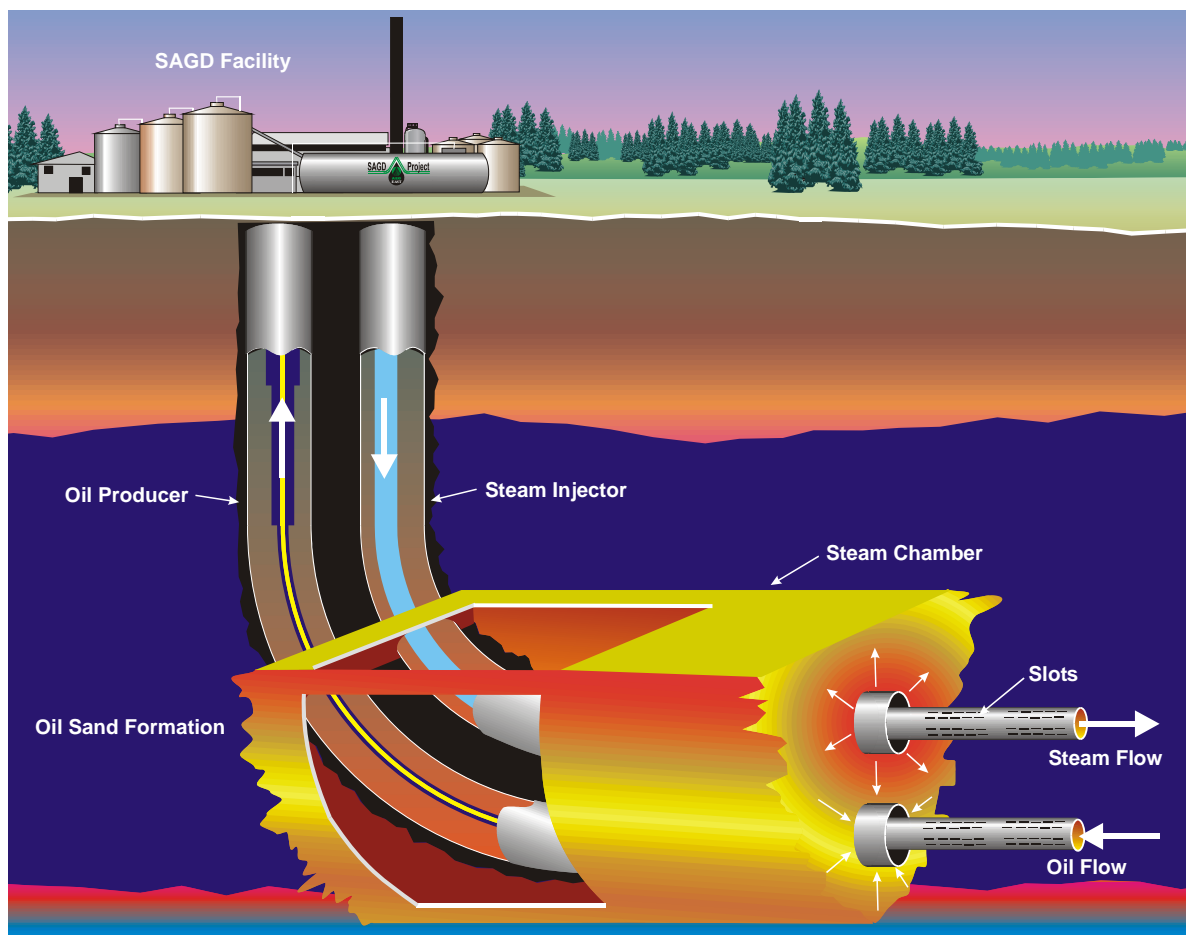


Figura 10.2. – Esquema del Proceso SAGD usando pozos verticales

La Figura 10.2 muestra un pozo horizontal inyector localizado cerca y verticalmente encima de un pozo productor, también horizontal. El vapor

inyectado tiende a elevarse y el petróleo calentado drena hacia abajo hasta el pozo productor. Se forma una “cámara de vapor” con petróleo drenando hacia abajo, mayormente hacia el perímetro de la cámara.

10.1.1- Concepto y Mecanismo.

La figura 10.3 muestra una sección vertical de la cámara de vapor del proceso SAGD, que crece vertical y horizontalmente. En este diagrama, el vapor es inyectado desde un pozo horizontal ubicado sobre el productor. El vapor fluye entre la cámara, se condensa en la interfase, y el calor liberado es transferido, mayormente por conducción térmica, hacia el yacimiento que rodea al sistema. El petróleo en la vecindad de la cámara es calentado y se moviliza debido a la reducción de viscosidad. El drenaje ocurre por gravedad desde el perímetro de la cámara al pozo productor. El agua condensada del vapor se drena con el petróleo. En el tope de la cámara, el vapor se eleva y el petróleo fluye contracorriente. El proceso de elevación de esta interfase es inestable y se desarrolla un adedamiento del vapor que sube, rodeado de agua condensada del vapor y petróleo que fluyen en dirección opuesta a la del vapor.

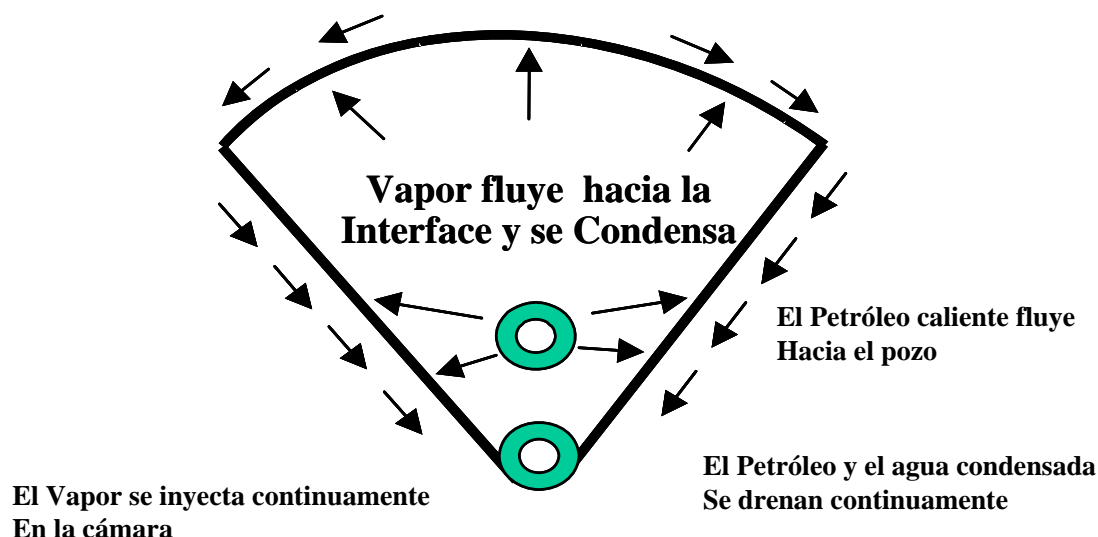


Figura 10.3.- Sección Vertical del proceso SAGD

La interfase es estable a los lados de la cámara donde el vapor está por encima del líquido. El calor es transferido por conducción y el líquido es drenado en dirección aproximadamente paralela a la interfase.

Para dar inicio al proceso, es necesario estar en capacidad de inyectar vapor en el yacimiento. Esto puede hacerse solamente si el agua condensada que se genera puede removerse, normalmente mediante flujo al productor. En la situación que se muestra en la Figura 3, el proceso puede iniciarse mediante el precalentamiento de los dos pozos para movilizar el petróleo que se encuentra entre ellos por conducción térmica. Esto se puede lograr circulando vapor entre ellos. En yacimientos con altas saturación de agua en la parte inferior, puede ser posible inyectar vapor sin tener comunicación térmica inicial. También es posible lograr la comunicación inicial por fracturamiento.

Cuando el proceso es empleado para producir petróleo pesado convencional, a diferencia de cuando se aplica a bitumen hay más flexibilidad en la posición del inyector. Puede, por ejemplo ser localizado cerca del tope del yacimiento sobre el productor, y en algunas situaciones, puede haber ventajas en posicionarlo a un lado del productor.

A medida que la cámara de vapor crece hacia arriba, usualmente encuentra el tope del yacimiento (usualmente entre un año o dos después de comenzar el proceso) y luego la cámara de vapor se expande hacia los lados. Para esto se requiere que el yacimiento tenga una capa que pueda impedir la posterior elevación de la cámara. Algunos yacimientos someros no poseen esta capa. En estos casos, el tope del petróleo está en contacto con la atmósfera dentro de la matriz porosa. En estas condiciones, el proceso SAGD no es factible. El vapor inyectado en estos yacimientos se pierde sobre el petróleo, y aun si aquel no escapa hacia la superficie, se producirá un calentamiento innecesario de la roca porosa que se encuentra sobre la arena petrolífera. Es posible, aunque ciertamente no se ha demostrado, que SAGD puede ser empleado en estas situaciones si la presión de vapor se mantiene ligeramente por debajo de la presión atmosférica, lo cual requeriría la producción del pozo

bajo vacío y aún cuando esto no ha sido estudiado ni demostrado, se menciona aquí solamente como una cosa curiosa que podría generar interés en un futuro.

En el drenaje sistemático de un yacimiento extenso mediante SAGD, pueden emplearse múltiples pares de pozos. Las cámaras de vapor que crecen hacia arriba de cada par de pozo, al llegar al límite superior se expanden lateralmente hasta que estas interfieren una con otra y drenan el petróleo que se encuentra entre ellas, tal como lo muestra la Figura 10.4. A medida que disminuye la altura del “cerro” de petróleo entre pozos, también disminuye la tasa de producción, hasta que eventualmente se hace muy pequeña para ser económica y entonces se termina el proceso.

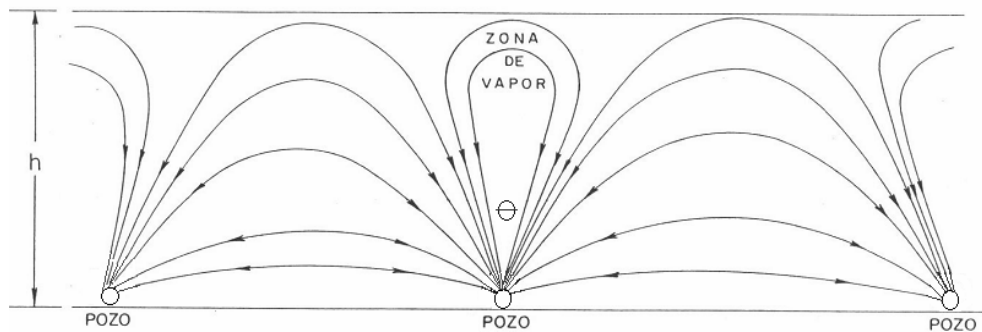


Figura 10.4.- Sección vertical a través de varios pozos adyacentes con SAGD

En yacimientos de bitumen, es necesario iniciar comunicación entre el inyector y el productor para que el proceso de SAGD sea inicializado. Uno de los métodos para lograr esto es el calentamiento de ambos pozos mediante la circulación de vapor hasta que el material que se encuentra entre los dos pozos esté lo suficientemente caliente para dar inicio al flujo. Si esta técnica es empleada es necesario que ambos pozos estén cerca: por ejemplo, en el proyecto UTF, se usó un espaciamiento de 5 m.

En situaciones donde no hay acuíferos que puedan causar que el agua invada la cámara de vapor, es deseable detener la inyección de vapor considerablemente antes de la producción final de petróleo. Después que la inyección es detenida, la presión dentro de la cámara de vapor disminuye

gradualmente y el calor sensible contenido en la roca dentro de la cámara de vapor es consumido para evaporar el agua intersticial con la producción adicional de agua condensada en el perímetro de la cámara. Esta operación con la presión en descenso permite emplear una parte significativa de calor que de otra forma sería perdido en la cámara y esto mejora la eficiente térmica general del sistema. Esta operación fue realizada por cerca de dos años durante la operación del proyecto piloto HWP1 de Imperial Oil.

9.1.2- Predicciones Teóricas de la Tasa del Proceso SAGD

La tasa a la cual el petróleo se drena durante el esparcimiento de la cámara de vapor, como se muestra en la figura 10.5, puede ser predicha en forma teórica, tal como se muestra a continuación.

Considérese la pequeña sección de la interfase de la cámara de vapor mostrada en la Figura 10.5, la cual es lo suficientemente pequeña para que la interfase sea considerada recta. Simultáneamente ocurren dos procesos acoplados.

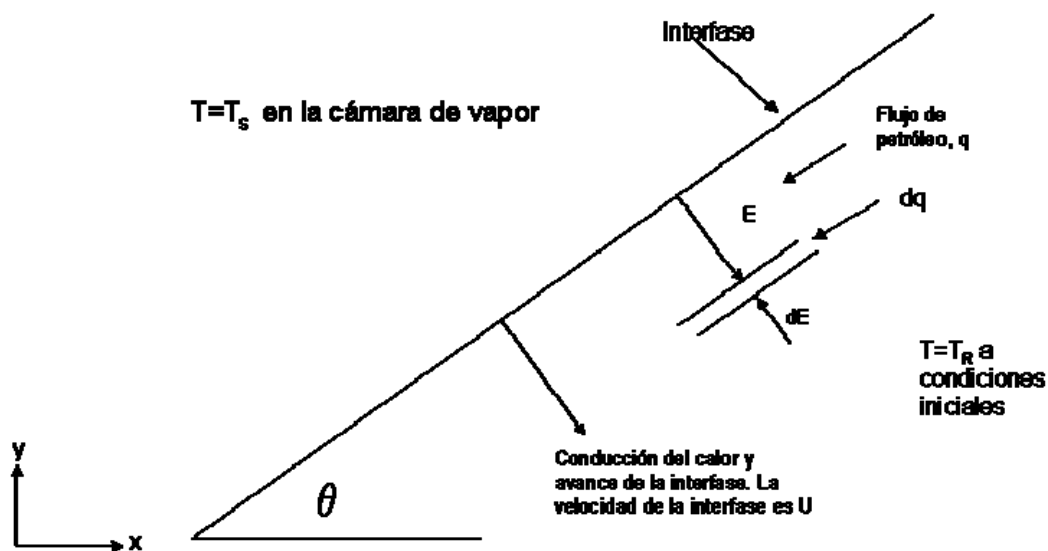


Figura 10.5.- Flujo de Petróleo y Calor en un Elemento de Yacimiento cercano a la Interfase del vapor

- 1.- La conducción de calor en la dirección normal a la interfase. La tasa a la cual ocurre depende de la conductividad térmica del yacimiento, su

densidad, su capacidad calorífica, y de la tasa de avance de la interfase. Este avance ocurre debido a la remoción de petróleo por el proceso de drenaje. Se supone que la velocidad de avance es U , una variable que depende de la ubicación de la región que está siendo considerada y de otras condiciones.

2.- El drenaje de petróleo se supone paralelo a la interfase, con una tasa controlada por la ley de Darcy. Debido a que la temperatura no es uniforme, la viscosidad varía: es menor en la interfase y mayor en la parte no calentada del yacimiento.

La tasa de drenaje de petróleo en la pequeña lámina del yacimiento con espesor dE mostrada en la figura 10.5 está dada por la ley de Darcy, tal como se muestra a continuación:

$$dq = \frac{Lk\rho \text{ sen } \Theta}{\mu} dE = \frac{Lkg \text{ sen } \Theta}{\nu} dE \quad 10.1$$

Se supone que la presión en la cámara de vapor es constante, o sea, los gradientes de presión debido a la densidad y movimiento del vapor pueden ser ignorados.

Las variables en esta ecuación se definen a continuación:

q : Flujo Volumétrico de petróleo, m^3/s

L : Longitud del pozo horizontal, m (la longitud normal al papel en la figura 10.5)

k : Permeabilidad efectiva al flujo de petróleo, m^2

ρ : Densidad del petróleo kg/m^3

g : Aceleración debida a la gravedad, $9.81 m^2/s$

Θ : Ángulo de inclinación de esta sección particular de la interfase.

E : Distancia normal desde la interfase, m

μ : Viscosidad dinámica del petróleo, $kg/(m.s)$ o $Pa.s$

ν : Viscosidad cinemática del petróleo, m^2/s

La ecuación 10.1 así como otras ecuaciones empleadas en este capítulo son dimensionalmente consistentes, usando el sistema internacional, pero cualquier otro arreglo de unidades consistentes puede ser empleado para las variables.

Para integrar la ecuación 10.1 y determinar el flujo total de petróleo, es necesario conocer la viscosidad como función de E . Esto se puede lograr si se conoce la temperatura como función de E y la viscosidad como función de la temperatura.

A medida que la interfase en la figura 10.5 avanza, se puede alcanzar un estado estacionario en el cual el calor acumulado delante de la interfase se vuelve constante. En esta situación hipotética, el calor es conducido delante de la interfase a la misma tasa que es dejado atrás debido al avance de la interfase. Esta situación es mostrada en la figura 10.6, donde la línea segmentada muestra la temperatura como función de la distancia desde la interfase.

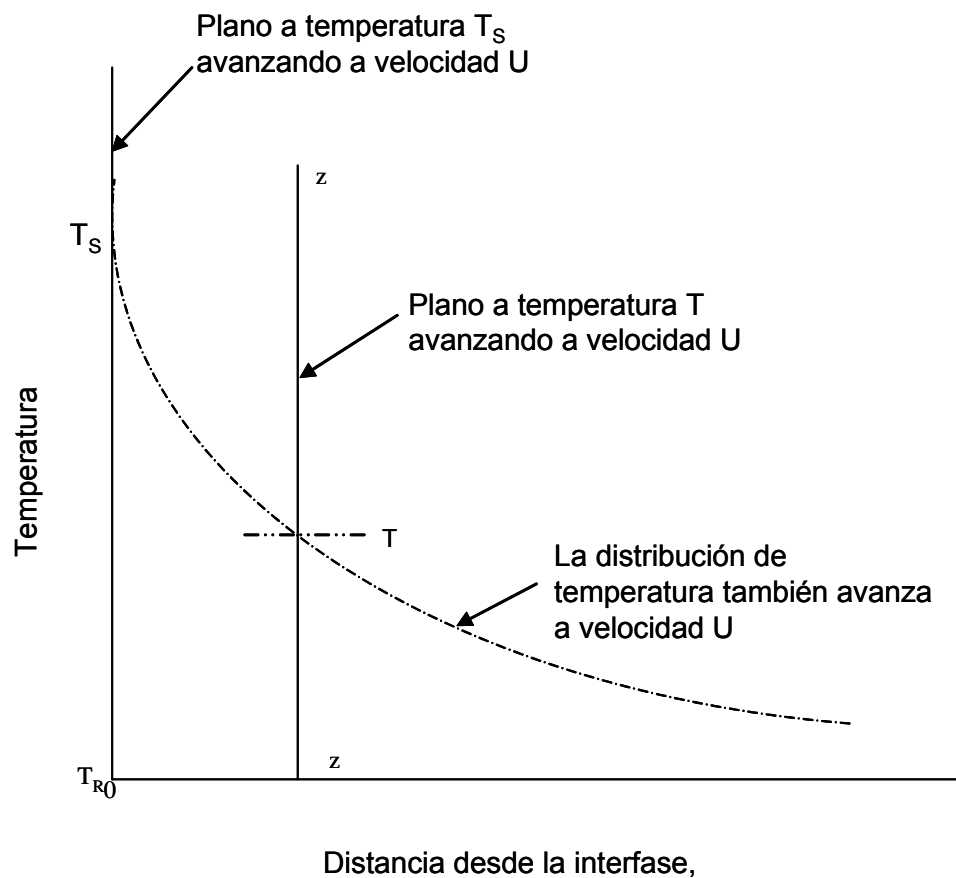


Figura 10.6.- Avance de la distribución de la temperatura delante de la interfase, en estado estacionario

Esta distribución de temperatura avanza en el yacimiento a una velocidad U . Considérese el plano zz , el cual se encuentra a la temperatura T , y una distancia E , de la interfase. Igualando el flujo conductivo de calor frente a la interfase al flujo de calor que es dejado atrás se obtiene:

$$-K \frac{dT}{dE} = U\rho C(T - T_R) \quad 10.2$$

Donde K es la conductividad térmica del yacimiento, $W/m \text{ } ^\circ C$ y ρC es la capacidad calorífica volumétrica, $J/m^3 \text{ } ^\circ C$.

Al reordenar la ecuación 10.2 se puede obtener el gradiente de temperatura tal como sigue:

$$\frac{dT}{dE} = -\frac{U}{\alpha}(T - T_R) \quad 10.3$$

donde, α es la difusividad térmica.

La ecuación 10.3 puede ser escrita para definir, explícitamente la distancia, dE , sobre la cual hay un cambio de temperatura dT .

$$dE = -\frac{\alpha}{U} \frac{dT}{T - T_R} \quad 10.4$$

El signo negativo en la ecuación 9.4 se debe a que la temperatura disminuye al aumentar la distancia E .

Integrando la ecuación 10.4 con la condición de contorno que $T = T_s$ cuando $E=0$, se obtiene:

$$\frac{T - T_R}{T_s - T_R} = e^{-\frac{UE}{\alpha}} \quad 10.5$$

Insertando el valor de dE de la ecuación 10.4 en la ecuación 10.1 conduce a:

$$dq = -\frac{Lkg\alpha \text{ sen } \Theta}{U\nu} \frac{dT}{T - T_R} \quad 10.6$$

La ecuación 10.6 puede integrarse para obtener la tasa de flujo total, q .

$$\text{Así: } q = \frac{Lkg\alpha \text{ sen } \Theta}{U} \int_{T_R+\delta}^{T_s} \frac{dT}{\nu(T - T_R)} = \frac{Lkg\alpha \text{ sen } \Theta}{Um\nu_s} \quad 10.7$$

$$\text{Donde: } \frac{1}{m\nu_s} = \int_{T_R+\delta}^{T_s} \frac{dT}{\nu(T - T_R)} \quad 10.8$$

Hay una dificultad con la integral en la ecuación 10.7 si el límite inferior de integración se fija como T_R , ya que si ν permanece finita a T_R , entonces la

integral se hace infinita, o sea, habría una cantidad infinita de frío fluyendo fuera de la interfase. Si el integrando de la ecuación 9.7 se grafica contra la temperatura se consigue que el integrando cae muy rápidamente desde su valor a $T = T_s$ y se acerca a cero casi hasta T_R , donde se presenta la subida al infinito. La Figura 9.7 muestra este efecto.

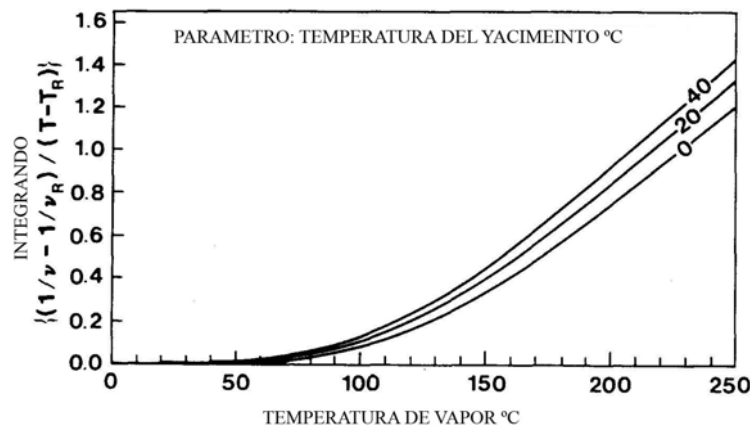


Figura 10.7.- Efecto de la temperatura en el integrando

En el desarrollo de la teoría no hay interés en el flujo de frío, así que lo mejor es ignorarlo, para lo cual se puede colocar el límite de integración por encima de T_R , por ejemplo, 1° ó 2° . En realidad, el valor exacto de δ no es importante en la práctica. La integral de la ecuación 10.7 está expresada en la ecuación 10.8 como $1/m\nu_s$. Esta integral se puede evaluar fácilmente por métodos numéricos para valores dados de T_s y T_R , si se conoce la viscosidad cinemática ν como función de la temperatura, T .

La razón de esta representación de la integral por el inverso de $m\nu_s$ se debe a que Butler, McNab y Lo en su artículo original en 1.981, supusieron que la relación entre ν y T podría representarse por una ecuación empírica que tuviera un parámetro adimensional, m . Este parámetro tiene típicamente valores entre 3 y 5, con ν_s definido como la viscosidad cinemática del petróleo a la temperatura del vapor. La Figuras 10.8 muestra un gráfico de m vs. la temperatura del vapor, donde se indica su variación con la temperatura del yacimiento y la Figura 10.9 un gráfico de m vs. la temperatura del vapor, para diferentes crudos.

Considérese el elemento de interfase que se muestra en la Figura 10.10. Al tiempo dt , este avanza una distancia Udt , medida perpendicularmente a ella.

Al mismo tiempo, avanza horizontalmente una distancia $(\partial x / \partial t)_y dt$. Por tanto, U se puede expresar como:

$$U = \left(\frac{\partial x}{\partial t} \right)_y \text{sen}\Theta \quad 10.9$$

al sustituir esta expresión en la ecuación 10.7, queda:

$$q = \frac{Lkg\alpha}{m v_s \left(\frac{\partial x}{\partial t} \right)_y} \quad 10.10$$

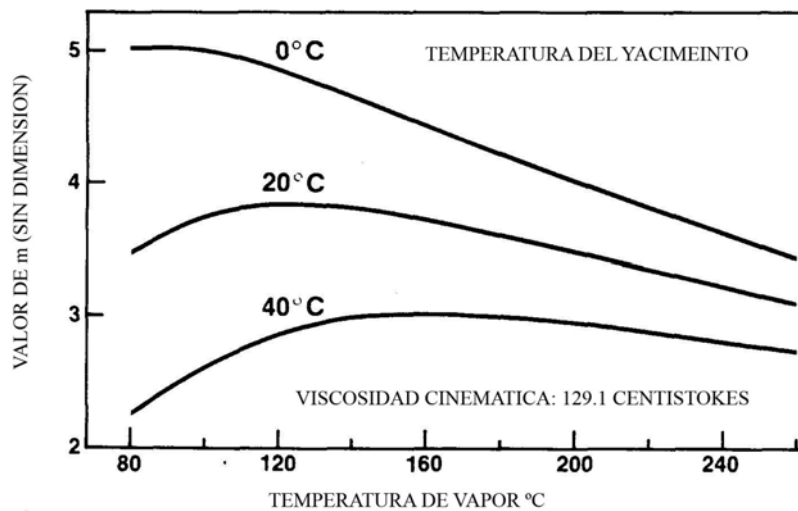


Figura 10.8- Efecto de la temperatura del yacimiento sobre m

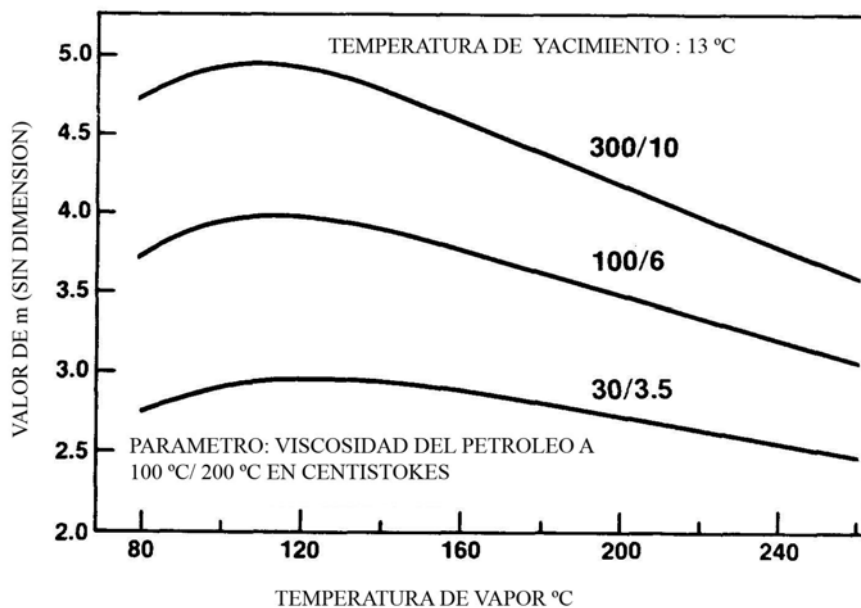


Figura 10.9- Efecto de la temperatura del vapor sobre m , para diferentes crudos

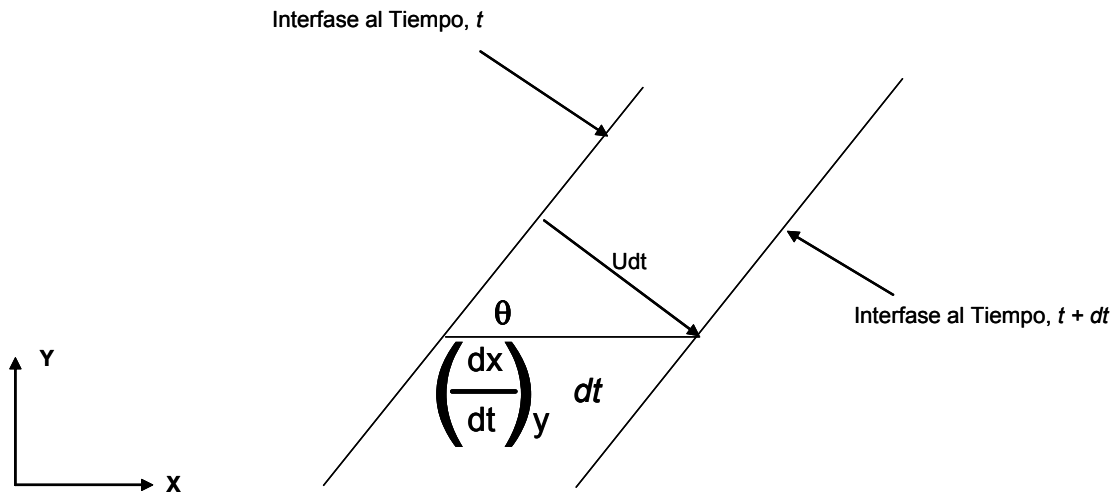


Figura 10.10.- Relación Geométrica entre U y $\left(\frac{\partial x}{\partial t}\right)_y$

El avance de la interfase está representado en la ecuación 10.10 por el término $(\partial x / \partial t)_y$. Esto está relacionado por un balance de materia al cambio en el flujo de productos a través del elemento, el cual se muestra en la Figura 10.11. Al tiempo dt , el petróleo móvil contenido en el área sombreada es removido de la tajada horizontal del yacimiento, con altura dy , o sea, el volumen de petróleo que fluye hacia fuera de esta sección debe ser mayor que el que el que fluye hacia adentro en una cantidad igual al volumen de petróleo móvil dentro del área sombreada.

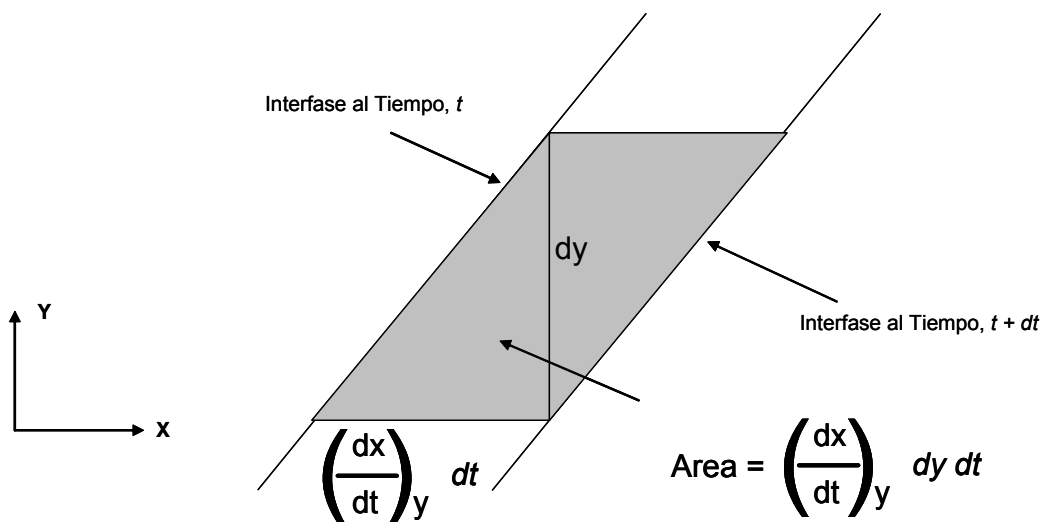


Figura 10.11.- Balance de Materia para el paralelogramo de altura dy y ancho

$$dx = \left(\frac{\partial x}{\partial t}\right)_y dt$$

Este balance de materia está dado por:

$$-\left(\frac{\partial q}{\partial y}\right)_t dydt = L\phi\Delta S_o\left(\frac{\partial x}{\partial t}\right)_y dydt \quad 10.11$$

El signo negativo del lado izquierdo refleja el hecho que q aumenta a medida que y disminuye. La ecuación 10.11 se puede reacomodar para dar:

$$\left(\frac{\partial x}{\partial t}\right)_y = -\frac{1}{L\phi\Delta S_o}\left(\frac{\partial q}{\partial y}\right)_t \quad 10.12$$

Al incorporar este valor de $\left(\frac{\partial x}{\partial t}\right)_y$ en la ecuación 10.10, se obtiene:

$$q = -\frac{L^2 kg \alpha \phi \Delta S_o}{m v_s} \frac{dy}{dq} \quad 10.13$$

Separando variables e integrando la ecuación 10.13, con la condición de contorno que $q = 0$ en el tope del yacimiento donde $y = h$, se obtiene:

$$\int_0^q q dq = -\frac{L^2 kg \alpha \phi \Delta S_o}{m v_s} \int_h^y dy \quad 10.14$$

Al efectuar la integración se obtiene:

$$q = L \sqrt{\frac{2kg \alpha \phi \Delta S_o (h - y)}{m v_s}} \quad \text{unlado} \quad 10.15$$

La notación “*un lado*” significa que en un pozo horizontal, habrá del otro lado de la cámara, una cantidad de drenaje similar. La ecuación 10.15 indica que el drenaje hacia debajo de la interfase es función de la altura, y . Es interesante notar que el flujo es función sólo de y y no del *tiempo*. A medida que pasa el tiempo, la interfase se hace más inclinada, pero la tendencia del flujo a disminuir se ve compensada, teóricamente, por el aumento del espesor de la zona calentada que resulta de valores de U inferiores. La forma de la interfase en función del tiempo se puede obtener sustituyendo q de la ecuación 10.15, en la ecuación 10.10, despejando $(\partial x / \partial t)_y$ e integrando. El resultado, si la interfase es vertical al comienzo, o sea, si $x = 0$ cuando $t = 0$, es:

$$x = t \sqrt{\frac{kg \alpha}{2\phi \Delta S_o m v_s (h - y)}} \quad 10.16$$

Al despejar y se obtiene:

$$y = h - \frac{kg \alpha}{2\phi \Delta S_o m v_s} \left(\frac{t}{x}\right)^2 \quad 10.17$$

La posición de la interfase se puede expresar en variables adimensionales:

$$Y = 1 - \frac{1}{2} \left(\frac{t_D}{X} \right)^2 \quad 10.18$$

donde: $Y = y/h$ y $X = x/h$

$$t_D = \frac{t}{h} \sqrt{\frac{kg\alpha}{\phi \Delta S_o m v_s h}} \quad 10.19$$

Utilizando la ecuación 10.19 se han calculado posiciones de la interfase, las cuales se muestran en la Figura 10.12. Como puede verse, ellas presentan curvatura y se hacen más empinadas hacia el fondo, ya que a medida que el flujo aumenta hacia abajo en la interfase, se requiere de una mayor pendiente para vencer la resistencia a la fricción.

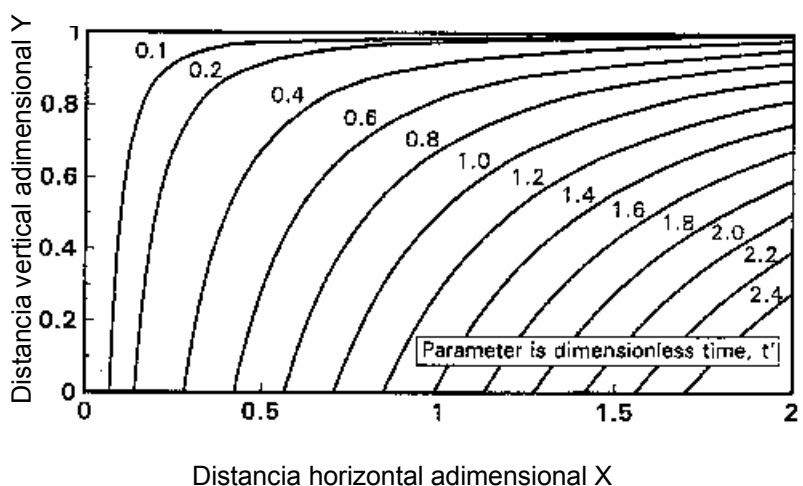


Figura 10.12.- Curvas calculadas de la interfase

Hay que tener en cuenta que las curvas de interfase mostradas en la Figura 10.12, no son reales, particularmente hacia sus partes finales, debido a la hipótesis de acumulación de calor bajo estado estacionario que se hizo para su deducción. El extremo inferior de las curvas debe estar unido al pozo productor colocado en el origen y si se hubiera impuesto esta condición, el fondo de la curva hubiera sido estacionario y si la suposición de acumulación de calor bajo estado estacionario fuera correcta, debería existir una acumulación de calor infinita hacia delante. En la práctica, la acumulación de calor en la base no puede ser tan grande como muestra el estado estacionario.

El otro problema de estas curvas es que tienden al infinito en el tope del yacimiento si $y = h$ en la ecuación 10.16, ya que entonces, x tiende a *infinito* para cualquier valor de t . Esto tampoco es real, puesto que para ello se requeriría que se formara inicialmente una cantidad infinita de interfase, con una cantidad infinita de calor debajo de ella.

Butler estudió el proceso usando métodos numéricos, para lo cual dividió la interfase inicial en un número de secciones y el seguimiento a la acumulación de calor por delante de ellas lo efectuó por cálculos en pasos secuenciales. Estos cálculos muestran que la acumulación de calor en la parte central de las curvas de la interfase prácticamente está de acuerdo con la hipótesis del estado estacionario, pero que hay una menor cantidad de calor delante de la interfase tanto en la parte superior como en la inferior. Como resultado de ello, la tasa de producción predicha por la ecuación 10.15 es algo optimista (pero no mucho). Una aproximación práctica se puede encontrar si se supone que la interfase es lineal, tal como se indica en la Figura 10.13 y que la distribución de calor bajo estado estacionario se encuentra solamente en la parte central (posición intermedia).

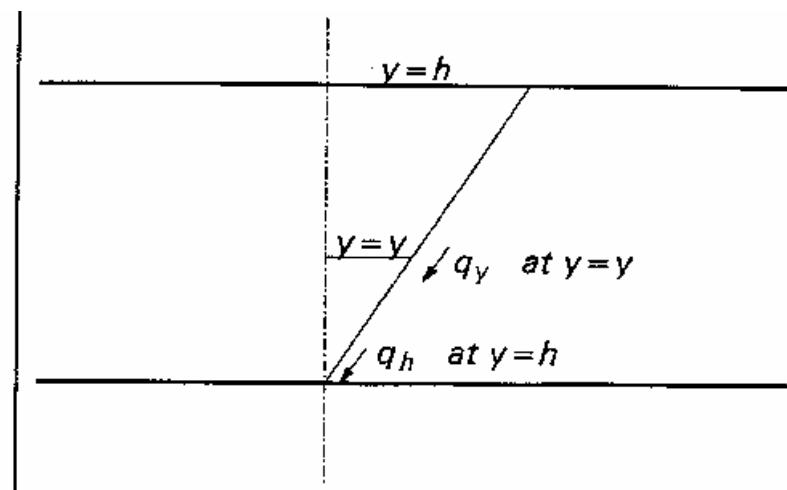


Figura 10.13.- Geometría de la interfase lineal

Si la interfase permanece lineal, por geometría se requiere que, a cualquier tiempo, la tasa de flujo q_y a una altura y , está relacionada con la tasa total de flujo, q_h , por medio de:

$$q_y = q_h \left(1 - \frac{y^2}{h^2} \right) \quad 10.20$$

Al diferenciar la ecuación 10.20 se obtiene:

$$\left(\frac{\partial q_y}{\partial y}\right)_t = -\frac{2q_h y}{h^2} \quad 10.21$$

Si y es la altura a la cual la hipótesis del estado estacionario es correcta, entonces q_h puede determinarse sustituyendo q_y de la ecuación 9.20 en el lado izquierdo de la ecuación 10.13 y el valor de $(\partial q_y / \partial y)_t$ de la ecuación 10.21 en el lado derecho de la ecuación 10.13. Después de ciertas manipulaciones, se obtiene:

$$q_h = L \sqrt{\frac{0,5}{\frac{y}{h} - \left(\frac{y}{h}\right)^3}} \sqrt{\frac{kg \alpha \phi \Delta S_o h}{m v_s}} \quad \text{unlado} \quad 10.22$$

Donde y/h es la altura adimensional a la cual se supone que es cierta la condición de conducción de calor en estado estacionario. El valor de q_h obtenido a partir de la ecuación 10.22 depende del valor de y/h supuesto.

La función dentro de la raíz cuadrada de la izquierda tiene un mínimo cuando $y/h = 1/\sqrt{3}$. Si se usa este valor de y/h , la condición de estado estacionario aplicará a esta altura y en cualquier otro sitio, el calor delante del frente será inferior al correspondiente al estado estacionario.

Al considerar $y/h = 1/\sqrt{3}$ en la ecuación 10.22, se obtiene para q_h :

$$q_h = L \sqrt{\frac{1,3kg \alpha \phi \Delta S_o h}{m v_s}} \quad \text{unlado} \quad 10.23$$

La ecuación 10.23 predice una tasa de producción que es una fracción de $\sqrt{1,3/2} = 0,806$ de la que se obtiene con la ecuación 10.15.

Para el flujo a partir de los dos lados, la tasa de producción es entonces:

$$q = 2L \sqrt{\frac{1,3kg \alpha \phi \Delta S_o h}{m v_s}} \quad \text{doslados} \quad 10.24$$

Nótese que en la ecuación 10.24 se ha eliminado el subíndice de la tasa de producción q . Esta ecuación ha sido llamada la ecuación del “*drenaje lineal*” o ecuación “*Lindrain*”.

10.1.3- Profundidad de la Penetración del Calor

Es posible calcular la distribución de temperatura delante del frente que avanza, a la altura donde la acumulación de calor en la teoría de la ecuación del “drenaje lineal” esta en estado estacionario. A partir de la teoría descrita anteriormente, se puede deducir la siguiente ecuación para U a $y/h = 1/\sqrt{3}$:

$$U = \frac{h}{\sqrt{3(t^2 + t_c^2)}} \quad 10.25$$

Donde el tiempo característico, t_c , está dado por:

$$t_c = 0,5h \sqrt{\frac{m v_s \phi \Delta S_o h}{1,3kg \alpha}} \quad 10.26$$

Cerca del comienzo de la operación, cuando t es muy pequeño comparado con t_c , U viene dado por:

$$U = \frac{1}{\sqrt{3}} \frac{h}{t_c} \quad 10.27$$

A medida que avanza el tiempo, la tasa de avance disminuye puesto que la longitud del frente aumenta mientras que la tasa de producción permanece constante. Utilizando la U calculada a partir de la ecuación 10.25, la temperatura delante del frente se puede calcular a partir de la ecuación 10.5:

$$T^* = \frac{T - T_R}{T_s - T_R} = e^{-\frac{UE}{\alpha}}$$

La tabla siguiente contiene data para un ejemplo numérico que ilustra el uso de estas ecuaciones. En ese ejemplo, la tasa de avance del frente fue calculada para un caso del campo Cold Lake y las distancias delante del frente que corresponden a dos valores de T^* . A continuación se dan valores típicos de los parámetros de este campo:

$k = 0,63 \mu m^2$	$\alpha = 5,00 \times 10^{-7} m^2/s$	$\phi = 0,33$
$\Delta S_o = 0,482$	$m = 3,11$	$h = 27,4 m$
$v_s = 3,0 \times 10^{-6} m^2/s$ (3 cs)		

Tabla 10.1.- Profundidad de la penetración del calor para el campo Cold Lake – El t_c calculado es de 505 días.

Días	0	100	300	1.000
U m/d ⁽¹⁾	0,031	0,031	0,027	0,014
Valores de E en m:				
T*=0,5	0,96	0,97	1,11	2,12
T*=0,1	3,17	3,24	3,69	7,04
⁽¹⁾ La tasa de avance del frente calculada A una altura $1/\sqrt{3}$ de la total, o sea, a 15,8 m				

En ese ejemplo, el calor penetra unos pocos metros en el yacimiento. Por debajo del nivel donde $y/h = 1/\sqrt{3}$, la penetración será mayor que la mostrada en la tabla 10.1 y por encima de este nivel, será menor. También, el nivel de penetración de calor variará con los parámetros que entran en la ecuación 10.26, para calcular t_c . Así, por ejemplo, valores superiores de la permeabilidad o la difusividad térmica o inferiores de la viscosidad, disminuirán t_c , aumentarán la velocidad U y resultarán en una reducción de la profundidad de la penetración del calor.

EJEMPLO: Estimar la tasa máxima de producción que se podría esperar para un pozo horizontal de 500 m, perforado en la base del yacimiento, en un proyecto SAGD del Campo Cold Lake, que tiene un petróleo de viscosidad de 120 mPa.s a 100 °C, con una presión en la cámara de vapor de 1,9 MPa (275 lpca) y con los siguientes parámetros:

$$h = 34 \text{ m} \quad \rho_o (100^\circ\text{C}) = 940 \text{ kg/m}^3 \quad \alpha = 0,0465 \text{ m}^2/\text{d} \quad k = 1,3 \text{ D}$$

$$S_o = 0,77 \quad S_{or} = 0,15 \text{ (estimado)} \quad T_R = 14^\circ\text{C} \quad \phi = 0,31$$

La viscosidad del petróleo corresponde aproximadamente a la de los crudos de Cold Lake.

SOLUCION:

1) *Determinación de la temperatura del vapor:*

Esto se puede hacer usando las tablas de vapor o, como los datos están en el sistema internacional, usando la correlación de Sanford Moss:

$$T_s = \frac{326,57}{\sqrt{9,8809 - \log p_s - 2,4223}} - 273,15$$

$$= \frac{326,57}{\sqrt{9,8809 - \log 1,9 - 2,4223}} - 273,15 = 210 \text{ }^\circ\text{C}$$

2) *Obtención de la viscosidad cinemática en función de la temperatura:*

Ya que no se dispone de una determinación experimental de la viscosidad, se usará la ecuación de Walter aplicada a crudos de Canadá, USA y Venezuela, modificada por Svrcek y Mehrotra en 1.988, donde sólo se requiere la viscosidad en un solo punto, en el cual se conoce también la densidad. La correlación es:

$$\log[\log(\nu + 0,7)] = m \log(T + 273) + b$$

donde: b es una constante para un petróleo en particular y

$$m = 0,3249 - 0,4106b$$

Aplicando la correlación, se tiene: (para 100 °C)

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{120}{0,94} = 127,7 \text{ cs}$$

$$\log[\log(127,7 + 0,7)] = m \log(100 + 273) + b$$

$$0,32406 = 2,57171 + b \quad \text{y}$$

$$m = 0,3249 - 0,4106b$$

de donde: $m = -3,4294$ y $b = 9,1435$

Con lo cual se puede escribir:

$$\nu = 10^{10^{[9,1435 - 3,4294 \log(T+273)]}} - 0,7$$

Para la temperatura de saturación del vapor, 210 °C, se obtiene

$$\nu_s = 6,7 \text{ cs}$$

Para otras temperaturas:

$T \text{ }^\circ\text{C}$	ν en cs
14	151.814
50	2.850
100	128
150	22,7
200	7,9
210	6,7

3) Calcular $\frac{1}{m \nu_s} = \int_{T_R + \delta}^{T_s} \frac{dT}{\nu(T - T_R)}$

Para ello, se procede a efectuar una integración numérica. El integrando se grafica contra la temperatura para valores diferentes de δ . La Figura 10.14 muestra uno de estos gráficos. El área bajo la curva en el lado derecho del gráfico, se debe al flujo caliente, o sea, al SAGD. Se ignora el área cercana a TR. Se dan varios valores de la integración para diferentes valores de δ . La integración se efectuó por la regla trapezoidal con intervalos de 5 °C. De los valores mostrados se puede ver que hay un efecto muy pequeño según el δ seleccionado.

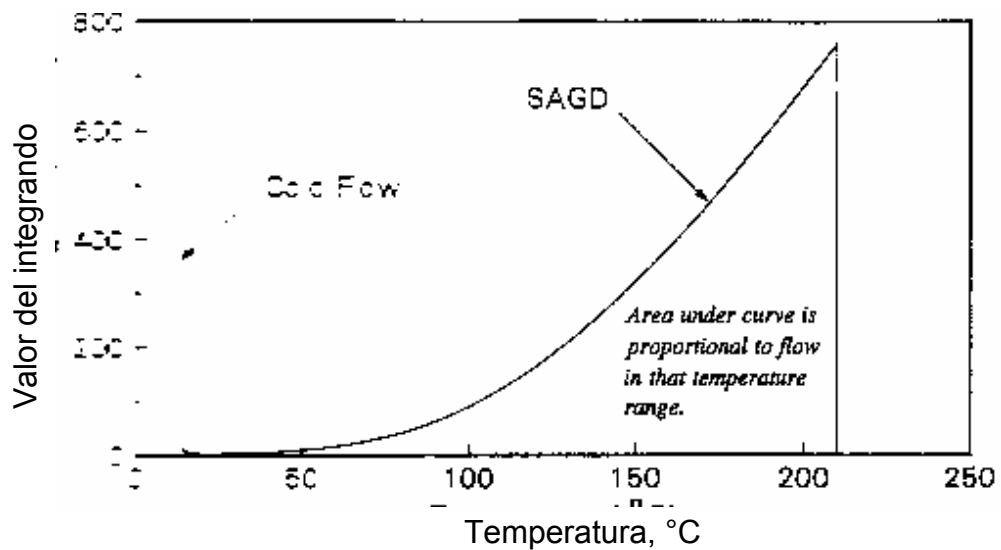


Figura 10.14.- Integrando para el cálculo de "m"

δ (°C)	Integral (s/m ²)
1	43.844
6	43.819
11	43.807
16	43.792

Tomando $\frac{1}{m v_s} = 43.844 \text{ s/m}^2$ da un valor de $m = 3,40$

4) Calcular la tasa de producción

Para ello se usa la ecuación 9.24:

$$q = 2L \sqrt{\frac{1,3kg \alpha \phi \Delta S_o h}{m v_s}} \quad \text{dos lados}$$

Primero, se determinan los valores de los parámetros que entran en ella:

La permeabilidad tiene que estar en m^2 . Entonces:

$$k = 1,3 \times 0,9869 \times 10^{-12} \times 0,4 = 5,13 \times 10^{-13} \text{ m}^2$$

0,4 es la permeabilidad relativa promedio estimada.

La difusividad térmica del yacimiento debe estar en m^2/s , entonces:

$$\alpha = \frac{0,0465 \text{ m}^2}{86.400 \text{ s}} = 5,38 \times 10^{-7} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

El diferencial de saturación, $\Delta S_o = 0,77 - 0,15 = 0,62$

Luego, al aplicar la ecuación 9.24:

$$q = 2(500) \sqrt{\frac{1,3(5,13 \times 10^{-13})(9,81)(5,38 \times 10^{-7})(0,31)(0,62)(34)}{43844}} = 1,004 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$q = 86,76 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 546 \frac{\text{B}}{\text{d}}$$

Cálculo de la tasa de avance del frente al comienzo, a $\frac{y}{h} = \frac{1}{\sqrt{3}}$:

El tiempo característico, t_c , se calcula por la ecuación 9.26:

$$t_c = 0,5h \sqrt{\frac{m v_s \phi \Delta S_o h}{1,3kg\alpha}} = 0,5(34) \sqrt{\frac{(1/43.844)(0,31)(0,62)(34)}{1,3(5,13 \times 10^{-13})(9,81)(5,38 \times 10^{-7})}} = 1,11 \times 10^8 \text{ s}$$

$$t_c = 1.281 \text{ días}$$

$$U = \frac{1}{\sqrt{3}} \frac{h}{t_c} = \frac{1}{\sqrt{3}} \frac{34}{1,11 \times 10^8} = 1,77 \times 10^{-7} \frac{\text{m}}{\text{s}} = 0,015 \frac{\text{m}}{\text{d}}$$

El valor de E para $T^* = 0,5$:

Despejando E de la ecuación 9.5:

$$E = -\frac{\alpha \ln T^*}{U} = -\frac{5,38 \times 10^{-7} \ln 0,5}{1,77 \times 10^{-7}} = 2,1 \text{ m}$$

10.1.4- Permeabilidad relativa Promedio para el flujo del petróleo

En las ecuaciones precedentes y en el ejemplo anterior, k es la permeabilidad efectiva para el flujo del petróleo. Para tomar en cuenta el efecto del flujo simultáneo de agua condensada con el vapor, generalmente se supone una permeabilidad relativa al petróleo de 0,4, o sea, k se toma al 40% de la permeabilidad absoluta. Para llegar a ello se usa el argumento que se describe a continuación:

Recordando que el flujo fraccional del agua, f_w , se expresa como:

$$f_w = \frac{1}{1 + \frac{\mu_w}{\mu_o} \frac{k_{ro}}{k_{rw}}}$$

En arenas limpias, las permeabilidades relativas son aproximadamente funciones cúbicas de las saturaciones móviles, o sea:

Suponiendo que $k_{ro} = S_o^{*3}$ y $k_{rw} = (1 - S_o^*)^3 = (1 - k_{ro}^{1/3})^3$

Donde:
$$S_o^* = \frac{S_o - S_w}{1 - S_{wi} - S_{or}}$$

Entonces:
$$f_w = \frac{1}{1 + \frac{\mu_w}{\mu_o} \frac{k_{ro}}{(1 - k_{ro}^{1/3})^3}}$$

Esta ecuación permite graficar k_{ro} contra μ_w / μ_o para varios valores de f_w . En operaciones de SAGD típicas, f_w está entre 0,6 y 0,8. La Figura 10.15 muestra curvas de μ_w / μ_o graficadas contra k_{ro} , para valores de $f_w = 0,6$; 0,7 y 0,8.

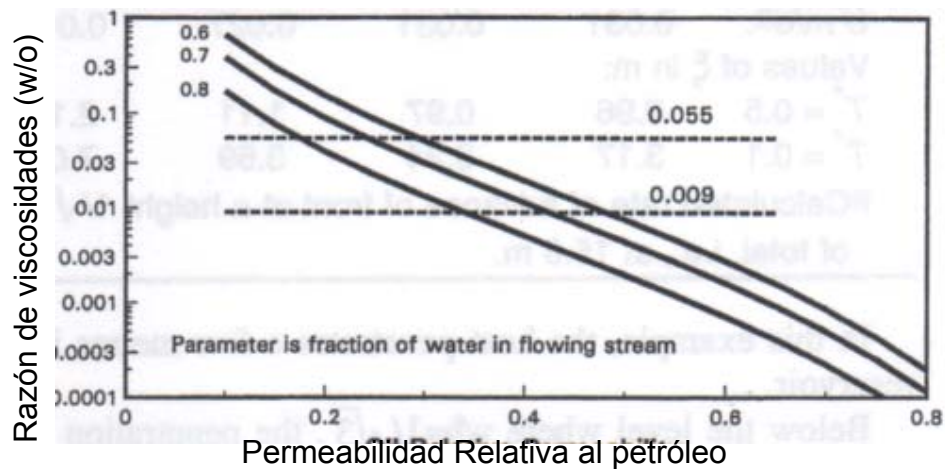


Figura 10.15- Permeabilidad Relativa al Petróleo para petróleo fluente en un proceso SAGD, en función de f_w

La viscosidad del agua, $\mu_w = 0,13 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ a 200°C y $0,11 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ a 250°C . En la Figura 10.15 se representó un bitumen de Athabasca, que tiene viscosidad de $11 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ a 200°C y para 250°C se usó crudo de Lloydminster, de viscosidad del orden de $2 \text{ mPa}\cdot\text{s}$. Por tanto, el rango práctico de las razones de viscosidades es de aproximadamente $\mu_w / \mu_o = 0,13/15 = 0,009$ para el bitumen de Athabasca a 200°C y $\mu_w / \mu_o = 0,11/2 = 0,055$ para el crudo de

Lloydminster. Estos límites se muestran en líneas punteadas en la Figura 10.15, donde puede verse que parece razonable usar una permeabilidad relativa al petróleo de 0,4, aún cuando podría ser un *poco mayor* o un *poco menor*.

10.1.5- Comparaciones de las tasas de drenaje predichas para crudos típicos

Cálculos similares a los efectuados en el ejemplo numérico que se ha explicado, se llevaron a cabo para tres tipos de crudos y a varias temperaturas del vapor. La Figura 10.16 muestra los resultados. Los tres crudos escogidos tienen viscosidades típicas de los yacimientos de Lloydminster, Cold Lake y Athabasca. En cada caso, los parámetros mostrados en el tope del gráfico se mantuvieron constantes. En la práctica, hay variación en estos parámetros entre yacimientos. Por ejemplo, en Cold Lake y Athabasca hay muchas partes del yacimiento que tienen espesor superior a 20 m. La permeabilidad usada ($0,4 \mu\text{m}^2$) corresponde a una permeabilidad de alrededor de $1 \mu\text{m}^2$, aún cuando se han reportado valores tan altos como $5-10 \mu\text{m}^2$.

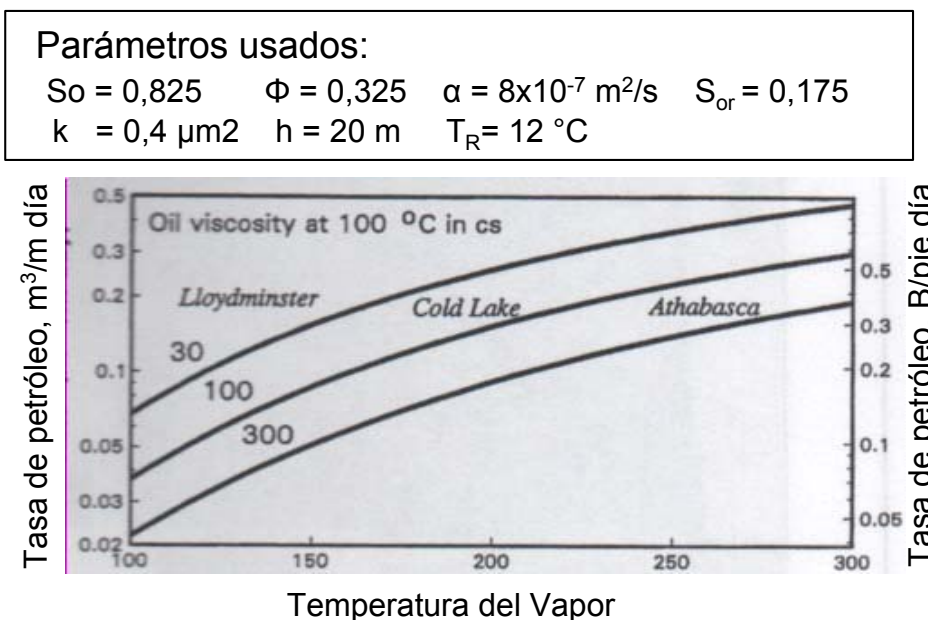


Figura 10.16.- Tasas de Drenaje de Petróleo Predichas a partir de la Ecuación de Drenaje Lineal

También pueden haber diferencias significativas en el valor de la difusividad térmica, α . Entre los factores importantes que afectan esta

propiedad están la saturación de agua y la naturaleza del sólido. Saturaciones altas de agua contribuyen a difusividades térmicas altas. También es importante la naturaleza del mineral de los granos de la roca: en particular, el cuarzo tiene una conductividad térmica mayor que los feldespatos.

Las curvas de la Figura 10.16 muestran tasas calculadas que van desde alrededor de $0,02$ a más de $0,4 \text{ m}^3/\text{d}/\text{m}$ ($0,04$ a $0,8 \text{ B}/\text{d}/\text{pie}$). Para una temperatura de vapor típica de $220 \text{ }^\circ\text{C}$, se tendrían tasas de drenaje de; :

$0,300 \text{ m}^3/\text{d}/\text{m}$ para el campo LLOYDMINSTER

$0,180 \text{ m}^3/\text{d}/\text{m}$ para el campo Cold Lake

$0,110 \text{ m}^3/\text{d}/\text{m}$ para el campo Athabasca

Así, pozos horizontales de 500 m (1.640 pies) tendrían tasas de producción de 150 (943), 90 (568) y 55 (346) m^3/d (B/d), respectivamente, para los tres tipos de crudos.

Es necesario puntualizar que esta teoría tiende a producir tasas algo pesimistas, debido a:

- i. Ignora el calor llevado al yacimiento por el agua condensada del vapor. Este calor tiende a mejorar la tasa de calentamiento.
- ii. Ignora el hinchamiento de la zona de petróleo debido a la intrusión del agua condensada del vapor y por la expansión térmica.
- iii. Debido a los efectos capilares, la interfase no es suave tal como lo supone la teoría y por el contrario, es muy irregular a escala de poro. El agua tiende a llenar los poros pequeños y mantener fuera al vapor, mientras que éste entra más fácilmente en los poros más grandes, resultando en una extensión de la transferencia de calor y una mayor tasa de calentamiento. Este efecto no es muy grande para SAGD pues en este proceso la profundidad de la penetración del calor (o sea, el espesor de la capa de petróleo móvil) es grande en comparación con el espesor de zona de transición vapor-líquido.

Estos efectos tienden a hacer que el área disponible para el flujo del petróleo sea mayor que en la teoría. Por otro lado, la teoría desprecia el aumento en viscosidad que ocurre a medida que parte del agua condensada

entra en el petróleo para formar emulsiones Agua/Petróleo, particularmente cuando las cámaras de vapor se están elevando hacia el tope del yacimiento.

También se calculó la profundidad de la penetración del calor a $y/h = 0,577$ y para $T^* = 0,5$, para las mismas condiciones y los resultados se muestran en la Figura 9.17. La profundidad de la penetración del calor es menor cuando el crudo es de viscosidad baja y la temperatura del vapor, alta, o sea, cuando el petróleo es más fluido y drena más rápidamente, permitiendo un avance más rápido de la interfase.

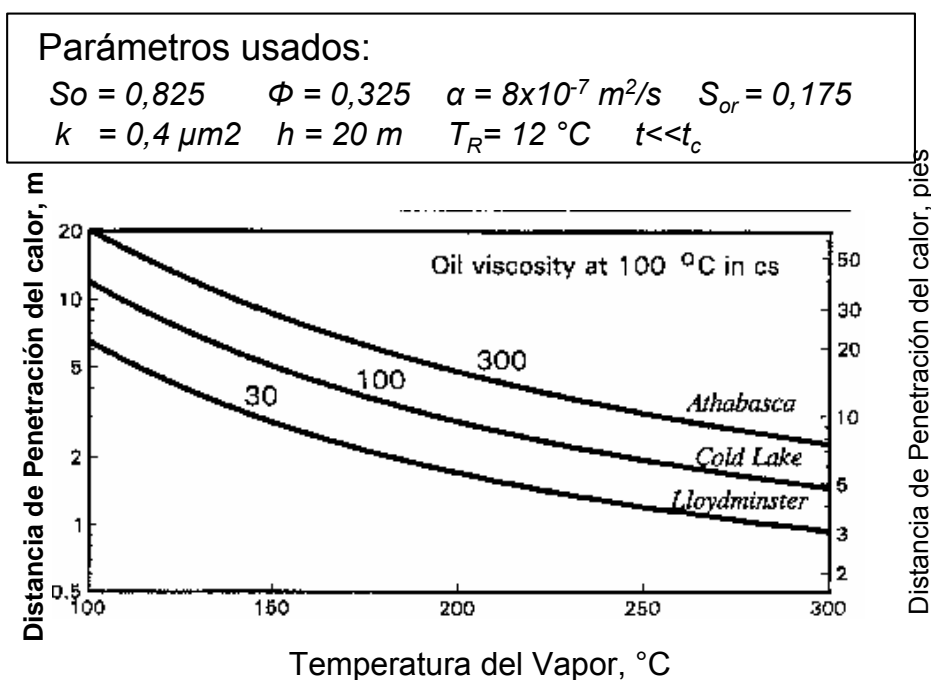


Figura 10.17.- Profundidades de la Penetración del calor para $T^*=0,5$ a $y/h = 0,577$

10.1.6- SAGD en petróleos pesados convencionales

Hay mayor flexibilidad en diseñar procesos de recuperación adicional para petróleos pesados convencionales que para bitúmenes debido a a la inyectividad: el vapor y el agua que se condensa pueden ser forzados dentro de la formación, disponiéndose de espacio para ellos por el efecto del desplazamiento de los fluidos del yacimiento.

Una manera de aplicar SAGD en la recuperación de crudos convencionales es el empuje lateral por el vapor, donde el vapor se inyecta bien por pozos horizontales o por filas de pozos verticales y operando el sistema de forma tal que aún cuando el vapor se aproxime al pozo productor, la tasa de producción sea lo suficientemente baja para evitar que el vapor se adelante al petróleo. El uso de pozos horizontales largos puede hacer esto práctico.

En algunos casos la situación podría complicarse por la existencia de un acuífero de fondo, que pudiera ser activo o no. Cuando esto sucede y especialmente si el acuífero es activo, es deseable diseñar el esquema de recuperación de forma tal que el vapor no escape hacia el acuífero y que éste (el acuífero) no fluya hacia la región de donde se está extrayendo el petróleo, en cuyo caso se produciría agua caliente extra, con su consecuente desperdicio de energía.

Un arreglo de pozos que pudiera usarse ventajosamente en estas situaciones pudiera ser la inyección del vapor relativamente alta en el yacimiento (en el caso de crudos convencionales, pudiera ser muy cercana al tope de la formación) y encima del productor. En cualquier caso, habría que estudiar las pérdidas hacia los estratos supradyacentes, para que minimizarlas. Para que este esquema sea efectivo, se debe balancear la presión en el productor con la del acuífero, para evitar que el agua fluya hacia el pozo productor y que el petróleo y /o el vapor y el agua condensada fluyan hacia el acuífero. Experimentos de laboratorio han permitido concluir que la tasa de producción puede ser calculada, aproximadamente, por la ecuación 10.24 y que se pudieran obtener factores de recobro alto y pérdidas de calor aceptables.

Es necesario recalcar que al aplicar estas ideas, es importante que la presión dentro de la cámara de vapor sea mantenida ligeramente por encima de la del acuífero manteniendo un suministro adecuado del vapor y controlando la tasa de producción para evitar que el vapor se adelante (“bypasee”) en exceso. El violar estas recomendaciones puede causar que el agua fluya hacia

la cámara de vapor, posiblemente hasta de manera incontrolable, llenando la cámara de vapor con agua a medida que el vapor se condensa por el agua que entra y por la espiral descendente de la presión.

10.1.7- Efectos de las heterogeneidades del yacimiento

Una preocupación válida en el desarrollo de proyectos SAGD es la de los posibles efectos de barreras al flujo vertical dentro del yacimiento: estas barreras podrían deberse a capas de arcilla de espesor significativo o a tamaños de los granos que pudieran originar una permeabilidad vertical menor a la permeabilidad horizontal.

En algunos casos, capas continuas y extensas de arcilla constituyen barreras que podrían dividir el yacimiento, obligando a drenar separadamente cada sub-yacimiento. Sin embargo, es muy común que las arenas petrolíferas tengan capas lutíticas de pocos centímetros de espesor y de longitud horizontal relativamente limitadas. Este no divide al yacimiento pero obliga a los fluidos a moverse sinuosamente en el caso que tengan que fluir verticalmente. En Canadá se han llevado a cabo exitosamente proyectos SAGD en condiciones donde estos tipos de capas lutíticas estaban presentes.

Hay varias razones por las cuales un proceso SAGD puede ser efectivo en caso de heterogeneidades del yacimiento, a saber:

1. La reducción en la permeabilidad podría no afectar fuertemente la productividad en un proceso SAGD, ya que como se ha demostrado anteriormente, la tasa de producción es proporcional a la raíz cuadrada de la permeabilidad y no directamente proporcional a ella. Por tanto, sería necesario que la permeabilidad se redujera por un factor de cuatro para que la tasa se reduzca a la mitad.
2. La conductividad térmica es otra propiedad de igual importancia que la permeabilidad en la determinación de la tasa y las arcillas tienen mayor conductividad térmica que las arenas llenas de petróleo y/o bitumen.
3. La dirección del flujo del petróleo que se está drenando es generalmente oblicua, no vertical. La tasa de producción está gobernada por la permeabilidad en la dirección del flujo, no por la permeabilidad vertical. En consecuencia, a medida que la cámara de

vapor progresa, sus paredes tendrán mayor pendiente, con lo cual la tasa de producción tiende a incrementar.

El efecto de heterogeneidades del yacimiento ha sido estudiado por Yang y Butler (1.992) por medio de modelos físicos. En estos estudios ellos notaron una etapa intermedia en el desarrollo de la cámara de vapor donde la interfase de la cámara encuentra una capa horizontal, corta, de lutitas. La cámara crece algo rápidamente debajo de la capa de lutita porque el petróleo encima de ella no fluye a través de la lutita y la superficie de la lutita actúa como el límite superior del yacimiento. No obstante, el petróleo encima de la lutita es calentado por conducción a través de la lutita, por la cámara de vapor subyacente. Como resultado de ello, el petróleo puede fluir por encima de esta "placa caliente", debido a su baja viscosidad, con una interfase de bajo ángulo. En el borde de la capa de lutita, fluye hacia abajo pero a través de la cámara de vapor en lugar de hacerlo en forma continua con el petróleo que está debajo de la interfase inferior. En una etapa siguiente del desarrollo del proceso, la cámara de vapor crece alrededor de la capa de lutita y las interfases divididas se unifican para formar una curva continua.

En general, todo parece indicar que el proceso SAGD puede tolerar capas de lutitas, siempre y cuando estas no sean continuas sobre áreas muy extensas.

En yacimientos de crudos pesados es muy frecuente encontrar barreras parciales que impiden el flujo vertical, o, en algunos casos, regiones de permeabilidad vertical más altas que lo normal. Esto puede afectar profundamente la recuperación final por métodos no térmicos. Se han descrito situaciones donde ocurre producción excesiva de agua que es drenada por canales de alta permeabilidad. En hileras de pozos verticales se podría controlar esto cerrando los pozos que tengan excesiva producción de agua. Esto sería más difícil de controlar si el yacimiento está siendo explotado con pozos horizontales. En base a estas experiencias, podría pensarse que en proyectos SAGD se podrían presentar problemas similares, por la irrupción del vapor en el pozo productor a través de canales de alta permeabilidad. Sin embargo en un proceso SAGD la situación es diferente, ya que este opera a tasas de producción por debajo de la tasa crítica requerida para que el vapor

llegue al productor. La tasa calculada por la ecuación 9.24 puede visualizarse como la tasa a la cual el petróleo drena hacia abajo desde la cámara de vapor, o, en forma alternativa, define la tasa máxima a la cual se puede drenar desde el productor sin que se ocurra la producción simultánea de vapor que se adelante. Esta tasa es mayor a medida que aumenta la permeabilidad, por tanto, de haber regiones a través del pozo que por encima de él tienen permeabilidad relativamente alta, el vapor no se adelantaría sino que esa zona drenaría petróleo más rápidamente y de igual forma la agotaría más rápidamente. En este caso, la superficie de la cámara de vapor se haría más inclinada en esa región y esto continuaría hasta alcanzar el límite del área de drenaje. Luego, la altura de esta “colina” declinará y a medida que esto ocurre, declinará también la tasa de drenaje de esta región de alta permeabilidad y el sistema se balanceará. Mientras este drenaje diferencial está ocurriendo, las presiones en la cámara de vapor tenderán a balancearse a través de la longitud del pozo horizontal.

10-2.- Inyección cíclica de Vapor usando pozos horizontales, HCS

Es un proceso similar al discutido cuando se cubrió el capítulo de la Inyección alternada de vapor, sólo que en este caso, se usan pozos horizontales. La Figura 10.18 muestra un esquema del proceso.

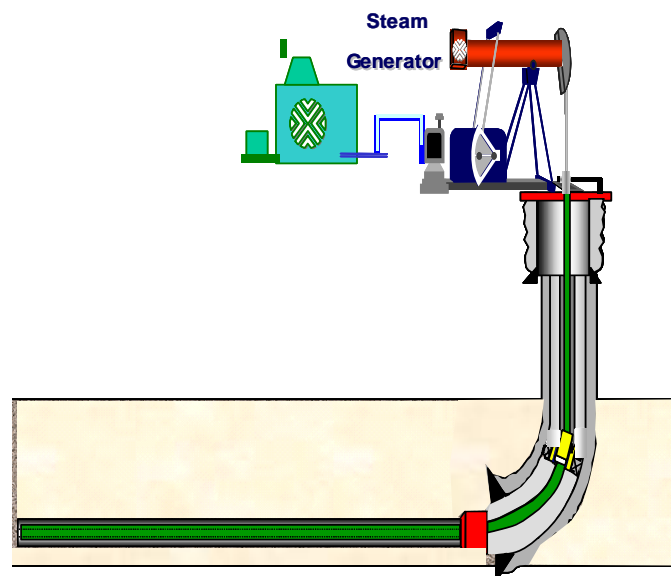


Figura 10.18.- Esquema del proceso HCS

Este proceso tiene básicamente las mismas ventajas y desventajas de la inyección alternada de vapor usando pozos verticales. En general pudiera ser un mecanismo para iniciar la explotación de yacimientos de crudos pesados o extrapesados, ya que conduciría a una reducción de la presión. Pero es probable que no contribuya al aumento del factor de recobro sino que sea un proceso de estimulación.

10-3- Combinación de Inyección Alternada y Continua de vapor usando pozos horizontales, HASD

Es un proceso optimizado de empuje por vapor concebido por la compañía francesa TOTAL al comienzo de los 2.000. Combina las ventajas de la inyección cíclica de vapor (llevado a sus máximos extremos usando grandes cantidades de vapor) y empuje continuo por vapor. Los pozos horizontales se colocan uno al lado del otro en la parte baja de la zona del yacimiento escogida para el proyecto. El espaciamiento es similar al que se usaría en un proyecto SAGD (aún cuando para el mismo espaciamiento entre dos pozos productores habría la mitad de los pozos. Cada pozo sería inyector y producto en forma alternada, como en el proceso HCS, pero los períodos de inyección y producción serían iguales y coordinados entre pozos vecinos: cuando un pozo cambia a inyector, su vecino cambia a productor. En consecuencia, el número de inyectores y el de productores permanece constante en todo el tiempo del proyecto. Se considera que el período típico para cambiar del modo inyector al productor puede estar en alrededor de 6 meses. La Figura 10.19 muestra un esquema del proceso.

Desde el punto de vista del mecanismo de recuperación, la diferencia mayor con el proceso SAGD es la introducción de un empuje lateral (viscoso) significativo, mientras que en SAGD es principalmente por segregación gravitacional vertical.

10.3.1- Comportamiento de un proyecto HASD en presencia de acuíferos

En el proceso HASD la inyección periódica de vapor en los productores aumentará la temperatura y mejorará el contraste de movilidad entre el agua y el petróleo alrededor del pozo productor. Pero al yacimiento se le aplica un fuerte gradiente de presión. No obstante, se considera que el proceso HASD es robusto en presencia de un acuífero de fondo (simulaciones conceptuales así lo confirman: el comportamiento de HASD no es afectado por el acuífero mientras que se nota una caída fuerte del comportamiento del acuífero). Sin embargo, hay que tener presente las limitaciones que en existe en los momentos presentes sobre la simulación térmica.

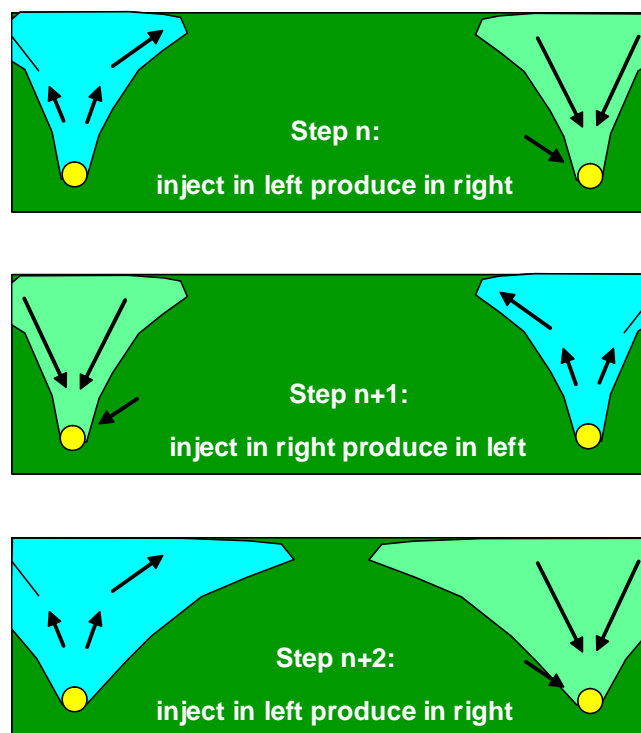


Figura 10.19.- Esquema del proceso HASD.

El proceso HASD puede tener una variante (que podría llamarse HASD3), en la cual se introduciría un productor en frío entre cada pareja de inyector/productor. Este productor en frío aumentaría el potencial de producción del proyecto, mejorando la habilidad para disminuir la presión total del sistema, acelerar la producción y aumentar el componente de barrido lateral. Este proceso podría requerir la inyección de diluyente en el pozo frío si se contemplan altas tasas de producción. Pudiera inclusive considerarse la estimulación por vapor del productor en frío.

10.4.-REFERENCIAS

- 1.- Butler, R. M. and Stephens, D. J.: “ **The Gravity Drainage of Steam-Heated Heavy Oil to Parallel Horizontal Wells**”, Paper 80-31-31, presented at the 31st Annual Meeting of Pet. Soc. of CIM.
- 2.- Butler, R. M.: “ **Horizontal Wells For The Recovery of Oil, Gas and Bitumen**”, The Petroleum Society of the CIM, Canadá, 1.994.
- 3.- Butler, R. M.: “ **Thermal Recovery of Oil and Bitumen**”, GravDrain Inc, Calgary, Alberta, 2.004.