

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**E INSTITUTO DE GEOCIÊNCIAS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM**  
**CIÊNCIAS E ENGENHARIA DE PETRÓLEO**

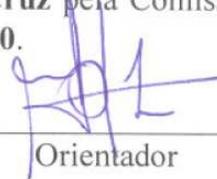
RAFAEL OSCAR DE MORAES CRUZ

**Combustão In-Situ: Considerações sobre Projeto  
e Simulações Numéricas em Escala de  
Laboratório e de Campo**

CAMPINAS

2010

Este exemplar corresponde à redação final da dissertação defendida por **Rafael Oscar de Moraes Cruz** pela Comissão julgadora em 30/09/2010.



---

Orientador

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**E INSTITUTO DE GEOCIÊNCIAS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM**  
**CIÊNCIAS E ENGENHARIA DE PETRÓLEO**

**Combustão In-Situ: Considerações sobre Projeto  
e Simulações Numéricas em Escala de  
Laboratório e de Campo**

Autor: **Rafael Oscar de Moraes Cruz**

Orientador: **Prof. Dr. Osvair Vidal Trevisan**

Curso: Ciências e Engenharia de Petróleo

Dissertação de mestrado apresentada à Subcomissão de Pós-Graduação Interdisciplinar de Ciências e Engenharia de Petróleo (FEM e IG), como requisito para a obtenção do título de Mestre em Ciências e Engenharia de Petróleo.

Campinas, 2010

SP – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

C889c Cruz, Rafael Oscar de Moraes  
Combustão In-Situ: considerações sobre projeto e simulações numéricas em escala de laboratório e de campo / Rafael Oscar de Moraes Cruz. --Campinas, SP: [s.n.], 2010.

Orientador: Osvaldo Vidal Trevisan.  
Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências.

1. Engenharia do petróleo. 2. Recuperação térmica do petróleo. 3. Petróleo - Modelos matemáticos. 4. Reservatórios (Simulação). 5. Combustão. I. Trevisan, Osvaldo Vidal. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências. III. Título.

Título em Inglês: In-Situ combustion: insights on field project and numerical simulation at laboratory and field scale

Palavras-chave em Inglês: Petroleum engineering, Thermal recovery of oil, Oil - Mathematical models, Reservoirs (Simulation), Combustion

Área de concentração: Reservatórios e Gestão

Titulação: Mestre em Ciências e Engenharia de Petróleo

Banca examinadora: Denis José Schiozer, Regis Kruehl Romeu

Data da defesa: 30/09/2010

Programa de Pós Graduação: Ciências e Engenharia de Petróleo

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**E INSTITUTO DE GEOCIÊNCIAS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM**  
**CIÊNCIAS E ENGENHARIA DE PETRÓLEO**

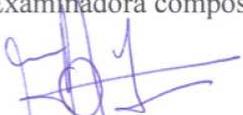
**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO**

**Combustão In-Situ: Considerações sobre Projeto**  
**e Simulações Numéricas em Escala de**  
**Laboratório e de Campo**

**Autor: Rafael Oscar de Moraes Cruz**

**Orientador: Prof. Dr. Osvaldo Vidal Trevisan**

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Osvaldo Vidal Trevisan, Presidente  
DEP/FEM/UNICAMP

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Denis José Schiozer  
DEP/FEM/UNICAMP

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Regis Kruehl Romeu  
CENPES/PETROBRAS

Campinas, 30 de setembro de 2010

## **Dedicatória**

Aos meus antepassados, em especial aos norte-americanos Willians e Lanes pelo lado paterno e aos italianos Bertognas pelo lado materno. Destes, de valores revividos por meus próprios pais e avós, aprendi a riqueza do trabalho e da determinação.

## **Agradecimentos**

À Deus.

Ao orientador Osvaldo Trevisan, por ter me apresentado a engenharia de petróleo e por ter incentivado e apoiado na medida certa.

Ao Departamento de Engenharia de Petróleo da Unicamp pelo apoio técnico e a todos os professores e funcionários, que colaboraram direta ou indiretamente para a execução deste trabalho.

À Juan Manuel Montoya Moreno, pela amizade e pelo exemplo.

À Juan Mateo, por ter ensinado as primeiras palavras na linguagem de programação dos simuladores de fluxo em meio poroso e do Excel.

À Alice Obata da Unicamp e Marilourdes Brito da Petrobras pelo auxílio na busca bibliográfica.

À Giselle Palermo da Unicamp e a Dielson Padron da Petrobras pelo apoio na tecnologia da informação.

Aos colegas do Capítulo Estudantil SPE, Maurício de Lima, Juan Montoya e Débora Bento, pelo trabalho realizado e aos colaboradores do Capítulo, em especial a Carolina Avelar.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) e a Agência Nacional de Petróleo (ANP) pelo suporte financeiro.

Aos colegas da Petrobras, Unidade Bacia de Santos, Luis Pires, João Carlos Hohendorff, Paulo Saldanha, Sandra Carneiro, Douglas Martini, Paulo Marcos, Marcelo Guimarães, Alexandre Xavier e Paulo Filoco por todo o apoio.

A Paulo Saldanha pela revisão ortográfica.

A Danusa Falcão pelo bom trabalho na edição de algumas figuras.

Ao amigo Bruno Jorge pelo vídeo de conclusão.

A Petrobras, pelo suporte e incentivo na fase final.

*Eu vou sentir você queimar*

*Ozzy Osbourne*

## Resumo

CRUZ, Rafael Oscar M., *Combustão In-Situ: Considerações sobre Projeto e Simulações Numéricas em Escala de Laboratório e de Campo*. Campinas, 2010, 198 pp. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo) – Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências, Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, 2010.

A previsão de comportamento de reservatórios submetidos a combustão *in-situ* é trabalhosa e empírica já que além das complexidades geológicas, é necessário modelar a complexidade do hidrocarboneto de reservatório e das reações químicas que ocorrem no processo. As etapas de projeto de campo costumam envolver 1) seleção de reservatório; 2) experimentos termo-analíticos; 3) experimentos em tubo de combustão; 4) aplicação de métodos analíticos; 5) simulação numérica; 6) calibração dos modelos analíticos e numéricos através de dados de projeto piloto. O escopo de trabalho desta dissertação está concentrado nas Etapas 4 e 5 deste processo e o foco é a previsão de comportamento de projetos de campo.

Propõe-se uma metodologia de mudança de escala para tratamento de dados advindos de laboratório para uso em previsão de comportamento. Adapta-se um equacionamento clássico de projeto de campo de Nelson e Mcneil (1961) para agregar o conceito de velocidade mínima de frente de chama.

Para avaliar a extensão dos resultados obtidos com os experimentos em células de combustão 3D de Coates *et al* (1995) e de Greaves e Turta (2003), que foram realizados para testar as configurações de poço *top-down* e *thai* respectivamente, realiza-se simulações em escala de laboratório para reproduzir uma célula de combustão 3D, e avalia-se o impacto de diversos parâmetros de modelagem, como a composição dos fluidos e as reações químicas, além de parâmetros operacionais. Nestas simulações foi possível reproduzir maior complexidade do modelo de fluidos e das reações químicas, incluindo reações de adição de oxigênio e de quebra de cadeia. Foi possível ainda reproduzir a dependência entre estas reações, fazendo com que o combustível para as reações de quebra de cadeia fosse gerado nas reações de adição de oxigênio.

Utilizou-se uma malha tão refinada quanto as dimensões da frente de chama, de forma que se controlou a evolução das reações pela temperatura.

Para exemplificar a metodologia proposta de mudança de escala e de projeto de campo, utilizou-se os experimentos em tubo de combustão de Gonçalves (2010). Os parâmetros projetados foram aplicados em simulações em escala de campo, onde a evolução das reações químicas foi controlada pela velocidade. Definiu-se uma velocidade mínima para avanço da frente de chama através de tratamento dos dados advindos dos experimentos em tubo de combustão e aplicou-se no modelo de simulação, onde se investigou a capacidade de previsão da evolução da frente de chama em um cenário com propriedades geológicas heterogêneas.

*Palavras Chave: recuperação avançada, métodos térmicos, combustão in-situ, injeção de ar, simulação numérica de reservatórios.*

## Abstract

CRUZ, Rafael Oscar M., *In-Situ Combustion: Insights on Field Project and Numerical Simulations at Laboratory and Field Scale*. Campinas, 2010, 198 pp. Dissertação (Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo) – Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências, Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, 2010.

Behavior forecast of reservoirs subjected to in-situ combustion is hard and empirical since besides geological complexities it is necessary to reproduce complex fluid models and several chemical reactions that are part of the process. The work flow for field project usually involves: 1) reservoir screening; 2) thermo-analytical experiments; 3) combustion tube experiments; 4) use of analytical models; 5) numerical simulation and 6) fitting of analytical and numerical models with field pilot data. The present work concerns the fourth and fifth stages of this process and the focus is behavior forecast of field projects.

A methodology for upscaling laboratory results for application in behavior forecast is proposed. The classical Nelson and Mcneil (1961) field project equations are adapted to account for the minimum velocity of the combustion front.

In order to evaluate the extension of the results obtained by Coates *et al* (1995) and Greaves and Turta (2003) with 3D combustion cells, which were carried to test the thai and top-down well configuration respectively, laboratory scale numerical simulation that reproduces a 3D combustion cell is conducted and the influence of several modeling parameters, such as fluid composition and chemical reactions, is tested, along with operational parameters. In this simulations, a greater complexity in the fluid and reaction model is possible with both oxygen addition and bond scission reactions. It is also possible to model the dependency between reactions, making the reactant of high temperature reactions to be formed in low temperature reactions. A grid refinement in the same size of the combustion front is used and chemical reactions continuity is controlled through temperature.

Data from the combustion tube experiments from Gonçalves (2010) are used to exemplify and apply the upscaling and field project methodology. The obtained project parameters are used as input for field scale numerical simulation, where the chemical reactions continuity is controlled through velocity. A minimum combustion front velocity is defined and applied in the simulation model, where the capacity of forecast of the combustion front migration in an heterogeneous geological context is evaluated.

*Key words: enhanced oil recovery, thermal methods, in-situ combustion, air injection, reservoir numerical simulation.*

## Sumário

Dedicatória.....	v	
Agradecimentos .....	vii	
Resumo .....	xi	
Abstract.....	xiii	
Sumário.....	xv	
Lista de Figuras .....	xxi	
Lista de Tabelas .....	xxv	
Nomenclatura.....	xxvii	
Capítulo 1	Introdução .....	1
1.1.1	Combustão In-situ .....	1
1.1.2	Combustão Seca .....	2
1.1.3	Descrição das Zonas .....	2
1.1.4	Combustão Reversa .....	6
1.1.5	Combustão Molhada.....	7
1.1.6	História da Combustão <i>In-situ</i> .....	10
1.1.7	Estudo dos Casos de Combustão <i>In-situ</i> .....	13
1.1.8	Projetos Recentes.....	18
1.2	Sobre este Trabalho .....	18
1.2.1	Motivação .....	18
1.2.2	Objetivo .....	19
1.2.3	Apresentação dos Capítulos .....	19

Capítulo 2	Teoria e Revisão Bibliográfica.....	21
2.1	Construção dos Simuladores Térmicos de Combustão In-situ.....	21
2.1.1	Escala, Tamanho de Malha e Refinamentos.....	26
2.2	Influência dos parâmetros de reservatórios na CIS .....	28
2.2.1	Porosidade e Permeabilidade.....	28
2.2.2	Mergulho e Espessura.....	29
2.2.3	Composição Mineral e Granulometria .....	30
2.3	Modelos de Fluido .....	32
2.3.1	Saturados, Aromáticos, Resinas e Asfaltenos (SARA) .....	32
2.3.2	Equilíbrio Termodinâmico dos componentes.....	37
2.3.3	Viscosidade.....	38
2.4	Reações Químicas na Combustão In-situ .....	41
2.4.1	Equacionamento Primário .....	41
2.4.2	Outras Reações .....	44
2.4.3	Reações de Oxidação em Baixa Temperatura OBT .....	44
2.4.4	Reações de craqueamento e pirólise.....	47
2.4.5	Cinética.....	49
2.4.6	Efeito da Pressão .....	54
2.5	Velocidade de Frente de Chama.....	56
2.6	Obtenção de Dados para alimentação de Modelos Preditivos.....	58
2.6.1	Correlações .....	58
2.6.1.1	Alexander <i>et al</i> , 1962.....	58
2.6.1.2	Brigham & Satman, 1980.....	60
2.6.1.3	Gates <i>et al</i> , 1980.....	63

2.6.1.4	Chu, 1982 .....	64
2.6.1.5	Djevanshir, 1994.....	64
2.6.2	Experimentos em laboratório.....	66
2.7	Projeto de Desenvolvimento de Campo por Combustão In-situ .....	69
2.8	Aspectos Operacionais .....	69
Capítulo 3	Metodologia.....	71
3.1	Simulação em escala de laboratório .....	72
3.1.1	Criação de um modelo de simulação em escala de laboratório.....	72
3.1.1.1	Modelo Físico.....	72
3.1.1.2	Malha.....	73
3.1.1.3	Modelo de Fluidos e Reações.....	73
3.1.1.4	Controle Numérico .....	74
3.1.1.5	Exigência Computacional.....	75
3.1.2	Parâmetros investigados .....	75
3.1.2.1	Configuração dos Poços .....	75
3.1.2.2	Vazão de Injeção .....	76
3.1.2.3	Comportamento sob Injeção de Ar Enriquecido .....	76
3.1.2.4	Relação de Permeabilidades.....	76
3.1.2.5	Saturação de Água Inicial.....	77
3.1.2.6	Temperatura Inicial do Reservatório .....	77
3.2	Projeto de Campo .....	77
3.3	Simulação em Escala de Campo.....	83
3.3.1	Criação de um Modelo de simulação em escala de Campo .....	84
3.3.1.1	Modelo Físico.....	84

3.3.1.2	Malha .....	85
3.3.1.3	Modelo de Fluido .....	85
3.3.1.3.1	Propriedades Térmicas dos Componentes .....	87
3.3.1.4	Modelo de Reações.....	89
3.3.1.5	Controle Numérico .....	90
3.3.1.6	Amalgamento Dinâmico.....	91
3.3.1.7	Exigência Computacional.....	91
3.3.2	Parâmetros investigados .....	91
3.3.2.1	Heterogeneidades geológicas .....	91
3.3.2.2	Inclinação do Reservatório .....	92
Capítulo 4	Resultados.....	95
4.1	Caso A – Simulação em escala de laboratório .....	95
4.1.1	Configuração dos Poços .....	95
4.1.2	Vazão de Injeção .....	96
4.1.3	Modelo de Fluidos e Reações.....	101
4.1.4	Comportamento sob injeção de ar enriquecido .....	102
4.1.5	Relação de Permeabilidades .....	106
4.1.6	Saturação de Água Inicial.....	108
4.1.7	Temperatura Inicial do Reservatório .....	109
4.1.8	Comparação da influência dos diversos parâmetros estudados.....	111
4.2	Caso B – Simulação em escala de campo.....	113
4.2.1	Evolução da Frente de Chama .....	113
4.2.2	Diagrama Ternário.....	113
4.2.3	Impacto das heterogeneidades geológicas .....	115

4.2.3.1 Impacto da inclinação do reservatório.....	116
Capítulo 5 Conclusões.....	119
Referências Bibliográficas.....	123
Apêndice A – Estequiometria da Combustão In-situ .....	135
Apêndice B – Dedução da Equação de demanda de ar .....	143
Apêndice C – Projeto de Cronograma de Injeção e Malha de Drenagem.....	145
Apêndice D - Modelos de Fluidos.....	149
Apêndice E - Constantes de Equilíbrio Termodinâmico .....	157
Apêndice F – Modelos de Reações .....	159
Apêndice G – Dados de Campos.....	169

## Lista de Figuras

Figura 1-1 – Perfil Esquemático de Temperatura e regiões na Combustão <i>In-situ</i> .....	3
Figura 1-2 - Perfil Esquemático de Temperatura e regiões na Combustão <i>In-situ</i> .....	4
Figura 1-3 – Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Molhada Incompleta .....	9
Figura 1-4 - Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Molhada Normal .....	10
Figura 1-5 - Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Super-Molhada .....	10
Figura 1-6 – Projetos de combustão <i>in-situ</i> nos EUA entre 1950 e 1999 .....	11
Figura 1-7 – Produção mundial de petróleo por combustão <i>in-situ</i> .....	12
Figura 1-8 – Projetos ativos de combustão <i>in-situ</i> no mundo .....	13
Figura 1-9 – Histogramas de porosidade dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	14
Figura 1-10 - Histogramas de permeabilidade dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	14
Figura 1-11 - Histogramas de profundidade dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	15
Figura 1-12 - Histogramas de grau API dos óleos dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	15
Figura 1-13 - Histogramas de viscosidade dos óleos dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	16
Figura 1-14 - Histogramas de saturação inicial de óleo dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	16
Figura 1-15 - Histogramas de temperatura inicial dos projetos de Combustão <i>in-situ</i> .....	17
Figura 2-1: Tela de distribuição de temperatura impressa pelo simulador de Smith e Ali .....	22
Figura 2-2: Modelo pseudo-cinético de reação .....	24
Figura 2-3: Perfis de temperatura e saturação do simulador de Genrich e Pope.....	25
Figura 2-4: Efeito da porosidade e da permeabilidade no combustível .....	29
Figura 2-5– Influência da granulometria da matriz na frequência de reação .....	32
Figura 2-6 – Exemplos de estruturas asfálticas .....	34

Figura 2-7: Acurácia da correlação para determinação do índice de refração .....	36
Figura 2-8 – Entalpia de reação de oxidação das frações SARA de dois óleos .....	37
Figura 2-9 – Comportamento do equilíbrio termodinâmico.....	38
Figura 2-10 – Modelo de viscosidade utilizado por Coates .....	40
Figura 2-11 – Ajuste da equação de Grimsom e Barker.....	41
Figura 2-12 – Gradiente negativo de temperatura.....	46
Figura 2-13 – Influência da temperatura na frequência de reação .....	52
Figura 2-14: Energias de Ativação das frações SARA em reações de combustão.....	52
Figura 2-15: Frequências de Reação das frações SARA em reações de combustão.....	53
Figura 2-16: Propriedades dos óleos das 2 figuras anteriores. ....	53
Figura 2-17 – Parâmetros cinéticos das frações SARA.....	54
Figura 2-18 – Influência da pressão na entalpia de reações OBT .....	55
Figura 2-19 – Influência da pressão na entalpia de reações OAT .....	56
Figura 2-20 – Correlação para concentração de combustível a partir do grau API.....	59
Figura 2-21 – Correlação para necessidade de ar a partir do grau API.....	59
Figura 2-22 – Primeira Correlação de Brigham e Satman para recuperação .....	61
Figura 2-23 – Segunda correlação de Brigham e Satman para recuperação .....	62
Figura 2-24 – Correlação para concentração de combustível a partir da fração de água.....	64
Figura 2-25 – Correlação de Djevanshir <i>et al</i> para viscosidade cinemática.....	65
Figura 2-26 – Diagrama esquemático do aparato DEP-FEM-UNICAMP .....	67
Figura 2-27 – Visão frontal do aparato DEP-FEM-UNICAMP.....	67
Figura 2-28 – Visão posterior do aparato DEP-FEM-UNICAMP .....	67
Figura 2-29 – Fotografia de seção longitudinal da célula .....	68
Figura 3-1 - Representação esquemática da célula de combustão 3D.....	73

Figura 3-2 – Modelos de simulação com configuração <i>thai</i> e <i>top-down</i> .....	76
Figura 3-3 – Parâmetros de injeção para campo hipotético.....	82
Figura 3-4 – Modelo físico de malha de injeção-produção em escala de campo.....	84
Figura 3-5 – Entrada e saída da rotina para construção da malha com inclinação.....	85
Figura 3-6 – Comportamento térmico improvável para o componente leve .....	87
Figura 3-7 – Calor específico de dois componentes oléicos .....	88
Figura 3-8 – Entalpia de vaporização para um componente oléico pesado.....	89
Figura 3-9 – Dois modelos numéricos para avaliar o avanço da frente de chama .....	92
Figura 3-10 – Modelos em escala de campo com inclinação de 4° e 20° .....	93
Figura 4-1 – Resultados para diferentes configurações de poços.....	96
Figura 4-2 – Sensibilidade à vazão de injeção, por tempo decorrido.....	97
Figura 4-3 – Sensibilidade à vazão de injeção, por injeção acumulada .....	98
Figura 4-4 - Sensibilidade à vazão de injeção em simulação estendida, por tempo decorrido.....	99
Figura 4-5 - Sensibilidade à vazão de injeção em sim. estendida, por ar injetado acumulado ...	100
Figura 4-6 – Sensibilidade à vazão de ar .....	101
Figura 4-7 – Fator de recuperação para diferentes modelos de fluidos.....	102
Figura 4-8 – Sensibilidade à composição do ar injetado (FR) .....	103
Figura 4-9 – Sensibilidade à composição do ar injetado (ROA).....	104
Figura 4-10 – Comparação de injeção de ar rico.....	105
Figura 4-11 – Comparação da ROA utilizando ar rico.....	106
Figura 4-12 – Sensibilidade à variações na permeabilidade vertical (FR).....	107
Figura 4-13 – Sensibilidade do modelo à saturação de água inicial.....	108
Figura 4-14 – Sensibilidade à saturação de água inicial.....	109
Figura 4-15 – Sensibilidade à temperatura inicial do reservatório (FR) .....	110

Figura 4-16 – Sensibilidade à temperatura inicial do reservatório (ROA).....	111
Figura 4-17 – Gráfico tornado dos parâmetros estudados no modelo em escala lab. ....	112
Figura 4-18 – Evolução da temperatura para uma velocidade de chama de 0,2m/d .....	113
Figura 4-19 – Diagrama ternário para velocidade de frente de chama de 0,2 m/d.....	114
Figura 4-20 – Deflexão na frente de chama causada por velocidade baixa .....	115
Figura 4-21 - Deflexão na frente de chama causada por velocidade baixa (td=0,4) .....	116
Figura 4-22 – Efeito da inclinação do reservatório na eficiência de recuperação .....	116
Figura 4-23 – Diagrama ternário em um reservatório com 4 graus de inclinação .....	117
Figura 4-24 – Diagrama ternário em um reservatório com 20 graus de inclinação .....	118

## Lista de Tabelas

Tabela 1: Causas e Efeitos avaliados pelo simulador 2D de Smith e Ali.....	22
Tabela 2: Comparação entre três métodos de medição de frações SARA para seis óleos .....	35
Tabela 3 – Velocidades de Frente de Chama e Fluxos de Ar reportados na literatura.....	57
Tabela 4 – Razão de Injeção para diferentes projetos .....	69
Tabela 5 – Propriedades do experimento em tubo de combustão realizado por Gonçalves .....	77
Tabela 6 – Propriedades de um campo hipotético .....	78
Tabela 7 – Propriedades de troca de escala para projeto de combustão <i>in-situ</i> .....	80

## Nomenclatura

### *Sistema de Unidades*

L	comprimento
M	massa
$\Theta$	temperatura
T	tempo

### *Letras Latinas*

A	fator pré-exponencial ou de Arrhenius	$T^{-1}$
$A_{transversal}$	área transversal ao fluxo	$L^2$
$avisc$	constante de viscosidade da Equação de Guzman e Andrade	$M.L^{-1}.T^{-1}$
$B_g$	fator volume-formação do gás	$L^3.L^{-3}$
$B_o$	fator volume-formação do óleo	$L^3.L^{-3}$
$bvisc$	constante de viscosidade da Equação de Guzman e Andrade	$\Theta$
$B_w$	fator volume-formação da água	$L^3.L^{-3}$
C	compressibilidade	$L.T^2.M^{-1}$
CC	conteúdo de carbono conradson	adimensional
$C_{combustível}$	consumo de combustível no reservatório	$M(\text{combustível}).L^{-3}(\text{reservatório})$
$C_f$	concentração instantânea de combustível	$n.L^{-3}$
$C_{lab}$	consumo de combustível em laboratório	$M(\text{combustível}).L^{-3}(\text{area de laboratório})$
$C_m$	disponibilidade de combustível do reservatório	$M.L^{-3}$
$\Delta H_T^0$	máximo calor de reação a uma temperatura T	$L^2. \Theta T^{-2}$

$\Delta m$	perda de massa no intervalo de tempo	M
$\Delta p$	diferencial de pressão	$M.L^{-1}.T^{-2}$
$\frac{dm}{dt}$	taxa de perda de massa	$M.T^{-1}$
$E$	energia de ativação	$M.L^2. \Theta T^{-2}$
$evr$	segundo coeficiente da correlação de entalpia de vaporização	adimensional
$G_{ar}$	demanda de ar no reservatório	$L^3(ar).L^{-3}(reservatório)$
$G_{ar-lab}$	demanda de ar em laboratório	$L^3(ar).L^{-3}(areia\ de\ laboratório)$
$h$	espessura da formação	L
$h$	espessura do reservatório	L
$Hvap(T)$	entalpia de vaporização em função da temperatura	$L^2.T^{-2}$
$hvr$	primeiro coeficiente da correlação de entalpia de vaporização	$L^2.T^{-2}$
<i>in-situ</i>	dentro do reservatório	
$K$	constante de equilíbrio termodinâmico	adimensional
$k$	constante de reação	dependente
$k$	permeabilidade absoluta	$L^2$
$k_h$	permeabilidade horizontal	$L^2$
$k_{rg}$	permeabilidade relativa ao gás	adimensional
$k_{ro}$	permeabilidade relativa ao óleo	adimensional
$k_{rw}$	permeabilidade relativa à água	adimensional
$k_v$	permeabilidade vertical	$L^2$
$n$	número de moles	adimensional
$N_p$	volume acumulado de óleo produzido nas condições padrão	$L^3$
$p$	pressão	$M.L^{-1}.Tt^{-2}$

$P_{O_2}$	pressão parcial do oxigênio	$M.L^{-1}.T^{-2}$
$p_v$	pressão de vapor	$M.L^{-1}.T^{-2}$
$p_{wf}$	pressão do fundo do poço	$M.L^{-1}.T^{-2}$
$\dot{Q}_{GT}$	calor gerado no intervalo de tempo	$M.L^2.\Theta T^{-3}$
$\dot{q}$	fluxo de calor	$M.L^2.\Theta T^{-3}$
$q$	vazão	$L^3.T^{-1}$
$q_{injeção}$	vazão de injeção	$L^3.T^{-1}$
$R$	constante universal dos gases	$M.L^2.T^{-2}.n^{-1}.\Theta^{-1}$
$R_c$	taxa de combustão	$M.L^{-3}.T^{-1}$
$r_e$	raio equivalente	L
$RI$	índice de refração	adimensional
$r_w$	raio do poço	L
$S_{combustível}$	saturação de combustível	adimensional
$S_o$	saturação de óleo	adimensional
$S_w$	saturação de água	adimensional
$T$	temperatura	$\Theta$
$T_{crit}$	temperatura crítica do componente	$\Theta$
$u_{ar}$	fluxo de ar de injeção	$L^3_{(ar)}.L^{-2}_{(reservatório)}.T^{-1}$
$v_{chama}$	velocidade de avanço da frente de chama no reservatório	$L.T^{-1}$
$V_{chama-lab}$	velocidade de chama em laboratório	$L.T^{-1}$
$V_D$	velocidade adimensional	adimensional
$v_{injeção}$	velocidade de injeção de ar	$L.T^{-1}$
$v_{proj}$	velocidade de avanço da frente de chama projetada	$L.Tt^{-1}$
$V_{rb}$	volume de rocha queimada durante o intervalo de tempo	$L^3$

$W$	concentração de combustível no reservatório	$L^3(\text{combustível}).L^{-3}(\text{rocha})$
$x$	fração molar na mistura líquida	adimensional
$y$	fração molar na mistura sólida	adimensional
$\Delta H$	calor de combustão do óleo do reservatório	$L^2.\Theta.T^{-2}$
$\Delta t$	intervalo de tempo	T
$\Delta x ; \Delta y$	incrementos de distância	L

### ***Letras Gregas***

$\phi$	porosidade	adimensional
$\emptyset$	fração do volume do fluido ocupado pelas partículas	adimensional
$\emptyset_m$	fração máxima de empacotamento para esferas	adimensional
$\wedge$	constante de acoplamento	$M.L^2.\Theta^{-2}$
$\Phi$	fração de monóxido de carbono nos gases de saída	adimensional
$\eta$	viscosidade da suspensão	$M.L^{-1}.\Theta^{-1}$
$\eta_0$	viscosidade do líquido suspenso	$M.L^{-1}.\Theta^{-1}$
$\eta_r$	viscosidade relativa	$M.L^{-1}.\Theta^{-1}$
$[\eta]$	viscosidade intrínseca	$M.L^{-1}.\Theta^{-1}$
$N_\phi$	número adimensional de porosidade	adimensional
$N_x$	número adimensional para troca de escala	adimensional
$\mu$	viscosidade	$M.L^{-1}.\Theta^{-1}$
$\pi$	constante (3,1415926...)	adimensional
$\rho$	massa específica	$M.L^{-3}$
$\rho_o^*$	massa Específica aparente do óleo	$M.L^{-3}(\text{reservatório})$

### ***Superescritos***

<i>a</i>	ordem de reação em relação a pressão parcial do oxigênio
<i>b</i>	ordem de reação em relação a concentração de combustível
<i>n</i>	expoente que mede a maciez da interação entre moléculas

### ***Subscritos***

<i>g</i>	gás
<i>h</i>	horizontal
<i>ij</i>	bloco na posição ( <i>i,j</i> )
<i>j</i>	referente ao componente <i>j</i>
<i>lab</i>	referente a condições de laboratório
<i>m</i>	referente a massa
<i>max</i>	máximo
<i>min</i>	mínimo
<i>o</i>	óleo
<i>rb</i>	referente a rocha queimada ( <i>rock burned</i> )
<i>res</i>	referente a condições de reservatório
<i>t</i>	referente ao tempo
<i>v</i>	vertical
<i>w</i>	água ( <i>water</i> )
<i>x, y</i>	referente a posição

### ***Siglas***

2D	de duas dimensões
----	-------------------

3D	de três dimensões
API	Instituto Americano do Petróleo ( <i>American Petroleum Institute</i> )
ARC	calorimetria de taxa acelerada
ASTM	<i>American Society of Testing and Materials</i> )
CAPEX	capital de investimento inicial ( <i>capital expenditure</i> )
CIS	combustão <i>in-situ</i>
CMG®	<i>Computer Modeling Group</i>
COFCAW®	método de recuperação por combustão molhada, patenteado ( <i>combination of forward combustion and waterflooding</i> )
DIP	mergulho do reservatório
DOE	Departamento de Energia dos Estados Unidos ( <i>Department of Energy</i> )
DSC	calorimetria de varredura diferencial ( <i>differential scanning calorimetry</i> )
DTA	análise térmica diferencial ( <i>differential thermal analysis</i> )
DTG	termogravimetria diferencial
EOR	recuperação avançada ( <i>enhanced oil recovery</i> )
FHC	fração hidrogênio/carbono do combustível
FORTRAN	linguagem de programação ( <i>formula translation system</i> )
FR	fator de recuperação
HPAI	injeção de ar em alta pressão ( <i>high pressure air injection</i> )
HPLC	cromatografia líquida em alta pressão
ISCOM®	simulador térmico da CMG® de 1988
ITO	oxidação em temperatura média ( <i>intermediate temperature oxidation</i> )
OAT	oxidação em alta temperatura
OBT	oxidação em baixa temperatura

OGJ	periódico <i>Oil and gas journal</i>
OOIP	volume de óleo originalmente dentro do reservatório ( <i>original oil in-place</i> )
OPEX	custo operacional ( <i>operational expenditure</i> )
PDSC	calorimetria de varredura diferencial a alta pressão ( <i>pressure differential scanning calorimetry</i> )
RAM	memória primária do computador ( <i>random access memory</i> )
RAO	razão água-óleo
RLC	cromatografia em camadas finas
ROA	razão óleo produzido por ar injetado (vol/vol)
SARA	saturados, asfaltenos, resinas e aromáticos
SARIP®	simulador térmico desenvolvido por Thiez e Lemonnier (1990)
STARS®	simulador térmico atual da CMG®
TG	termogravimetria
THAI®	configuração de poços com produtor horizontal e injetor vertical localizado próximo ao final do produtor, patenteada ( <i>toe-to-heel air injection</i> )
THERMS®	simulador térmico desenvolvido por Dogru, Odeh e Jines (1987)
U.S.B.S.	Instituto de padrões dos Estados Unidos ( <i>United States Bureau of Standards</i> )
VOIP	volume de óleo dentro do reservatório ( <i>volume of oil in-place</i> )
VPL	valor presente líquido

# Capítulo 1      Introdução

## 1.1.1 Combustão In-situ

A combustão *in-situ* é o método de recuperação térmica de petróleo mais antigo (Lake, 2007). É praticada como técnica de recuperação desde o início do século XX (Greaves *et al*, 2003). Muitos projetos obtiveram sucesso. Apesar disso, a aceitação da combustão *in-situ* sempre foi pequena. Isso se deve a grande quantidade de projetos mal sucedidos. Entretanto, a ciência por trás desta técnica evoluiu e, hoje, sabe-se que a maioria dos projetos foram mal sucedidos porque a aplicação desta técnica não era adequada para os reservatórios nos quais foi aplicada.

Este método de recuperação de petróleo é pouco expressivo: a produção mundial sempre esteve na casa dos 25 mil barris por dia. Entretanto, houve numerosos projetos bem sucedidos economicamente desde o início do século XX. A aplicação não se limita a óleos pesados, embora o efeito da redução de viscosidade com o aumento da temperatura, causado pela reação de oxidação entre o ar e partes do óleo, e a melhoria da qualidade do óleo, causado pelas reações de craqueamento, seja bastante interessante para óleos desta natureza. Em reservatórios de óleos leves, a injeção de ar costuma ser feita em alta pressão, acima da pressão de miscibilidade do ar no óleo e o aumento da recuperação é consequência dos fenômenos térmicos (como redução de viscosidade) e de deslocamento miscível.

A combustão *in-situ* consiste basicamente em um processo de recuperação de óleo através da injeção de ar. Mas se diferencia de um processo convencional de injeção de gás já que na combustão *in-situ*, o calor tem um papel importante na melhoria da recuperação. O calor é gerado no próprio reservatório (*in-situ*) através da queima de uma parte do óleo. A queima é sustentada através da injeção de ar ou um gás rico em oxigênio.

O mecanismo de fluxo é uma combinação de propulsão por gás (pelos gases de combustão) e propulsão pelo vapor e pela água quente. Baseado na direção de propagação da frente de combustão e do fluxo de ar, esse processo pode ser direto, quando a frente de combustão avança na mesma direção do fluxo de ar, ou reverso, quando a frente se move contra o fluxo de ar.

O processo também é classificado quanto a composição do fluido de injeção. Se apenas ar ou ar com oxigênio enriquecido for injetado, o processo é chamado de combustão seca. Na combustão molhada, ar e água são injetados simultaneamente na formação.

Em relação à aplicação, costuma-se denominar a combustão *in-situ* em reservatórios de óleo leve como injeção de ar em alta pressão (*HPAI – high pressure air injection*).

### **1.1.2 Combustão Seca**

Neste processo, ar ou ar enriquecido é primeiramente injetado por um curto período (alguns dias) e então o óleo da formação entra em ignição. A ignição é geralmente induzida através de queimadores de gás de fundo de poço, aquecedores elétricos, agentes catalisadores ou através de algum fluido quente como vapor. A auto-ignição do óleo *in-situ* também pode ocorrer. A auto-ignição e a escolha de agentes estimulantes ou não, depende da reatividade do óleo (associado a formação onde se encontra), da temperatura original do reservatório e da espessura da formação (Shallcross, 1989).

Uma vez atingida a ignição, a frente de combustão é sustentada por um fluxo contínuo de ar. A frente de combustão se assemelha a uma onda de calor atravessando o reservatório, ao invés de um fogo subterrâneo como se imagina a priori. Com o distanciamento desta frente do poço injetor, diversas zonas bem definidas se desenvolvem entre o injetor e o produtor. Essas zonas são o resultado do transporte de calor e massa e das reações químicas que ocorrem em um processo de combustão direta.

### **1.1.3 Descrição das Zonas**

A localização das várias zonas em relação umas as outras e em relação ao injetor são mostradas na Figura 1-1 (Sarathi, 1999). No esquema da figura estão caracterizadas sete zonas.

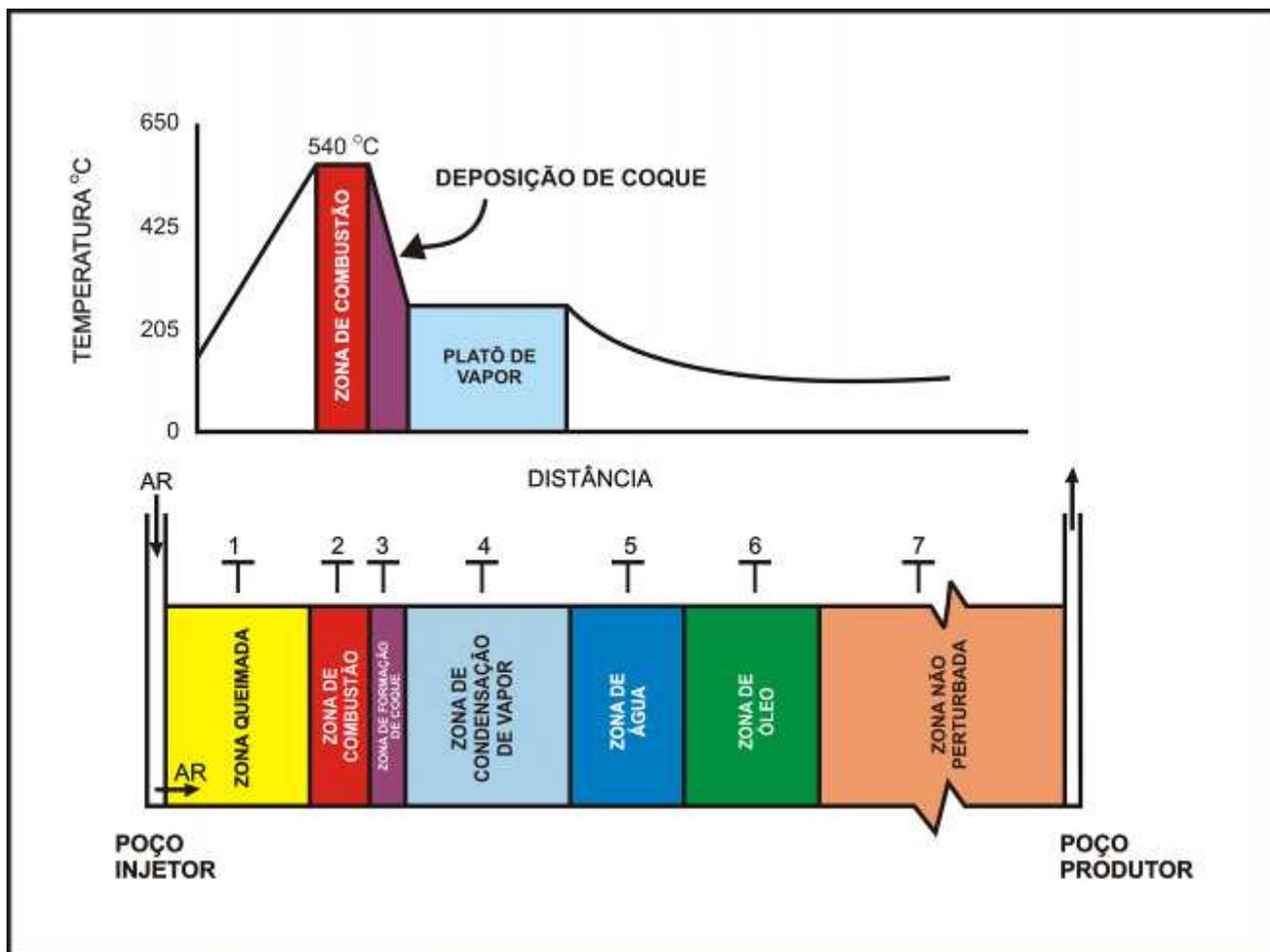


Figura 1-1 – Perfil Esquemático de Temperatura e regiões na Combustão *In-situ* (adaptado de Sarathi, 1999)

1. Zona queimada
2. Zona de Combustão
3. Zona de formação de coque
4. Zona de condensação de vapor
5. Zona de água
6. Zona de óleo
7. Zona não perturbada

Já Brigham e Castanier (2007) descrevem oito zonas, que englobam as sete anteriormente citadas, mas discretizam melhor a zona de craqueamento e vaporização, logo adiante da frente de combustão. Desta forma, a descrição das zonas seguirá o trabalho de Brigham e Castanier, por ser mais completo. Um diagrama esquemático do perfil das zonas para a temperatura e saturação de óleo e água é apresentado na Figura 1-2.

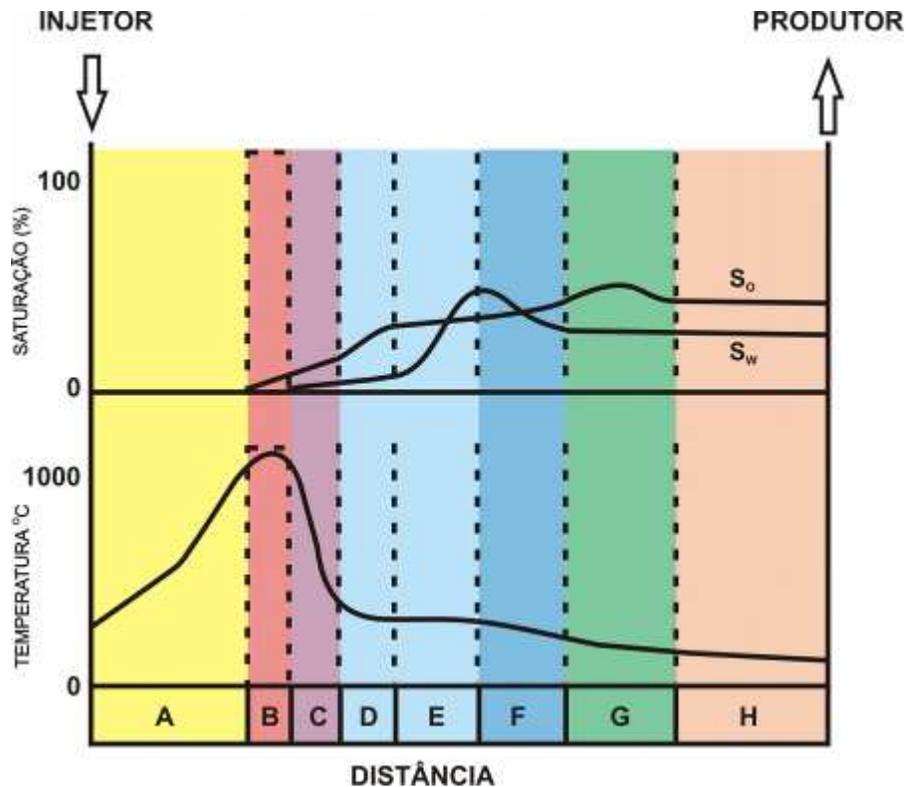


Figura 1-2 - Perfil Esquemático de Temperatura e regiões na Combustão *In-situ* (adaptado de Brigham e Castanier, 2007)

- A. Zona queimada.** Essa zona está cheia de ar e pode conter pequenas quantidades de sólidos orgânicos não queimados. Como esta zona foi sujeitada a altas temperaturas, alterações mineralógicas são possíveis. Por conta do fluxo de ar contínuo vindo do injetor, a temperatura da zona queimada aumenta da temperatura do ar de injeção no injetor até a temperatura da frente de combustão na frente de combustão.
- B. Zona de Combustão.** A frente de combustão possui a maior temperatura de todas as zonas. É muito fina, na ordem de grandeza de alguns centímetros. É nesta região que o oxigênio se combina com o combustível e ocorre a oxidação de alta temperatura. Os

produtos da reação de queima são água e óxidos de carbono. O combustível é frequentemente nomeado erroneamente de coque. Na verdade não é carbono puro, mas um hidrocarboneto com razões H/C variando entre 0,6 até 2. O combustível é formado na zona de craqueamento, logo adiante, e é o produto de craqueamento e pirólise que é depositado na matriz da rocha. A quantidade de combustível queimado é um parâmetro importante porque determina quanto ar deve ser injetado para queimar certo volume do reservatório.

- C. Zona de Craqueamento.** Essa zona se encontra logo adiante da frente de combustão. O óleo cru é modificado nesta zona pela alta temperatura do processo de combustão. As frações mais pesadas do óleo pirolisam, resultando em dióxido e monóxido de carbono, gases de hidrocarboneto e combustível orgânico sólido, depositado na rocha.
- D. Zona de vaporização.** Nesta zona o óleo original ainda sofre alterações conseqüentes da alta temperatura da frente de combustão logo atrás. Aqui, as frações mais leves do óleo vaporizam e são transportadas à jusante onde condensam e se misturam com o óleo original.
- E. Platô de Vapor.** Esta é a zona onde parte do vapor de hidrocarboneto se condensa. A maior parte deste vapor de hidrocarbonetos se condensa mais à jusante, onde o próprio vapor d'água se condensa. A temperatura do platô de vapor depende da pressão parcial da água na fase gasosa. Dependendo dessa temperatura, o óleo original pode sofrer um craqueamento térmico suave chamado de “visbreaking” que reduz a viscosidade do óleo.
- F. Banco de água.** Um banco de água existe à frente do platô de vapor onde a temperatura é inferior a temperatura de saturação de vapor. A temperatura e a saturação de água diminuem à jusante, com conseqüente aumento na saturação de óleo.
- G. Banco de óleo.** Essa zona contém a maior parte do óleo deslocado além da maior parte das cadeias leves que vaporizaram na zona D.
- H. Óleo original.** Além dessa zona, apenas o óleo original do reservatório. A saturação de gás irá aumentar um pouco nesta área por conta da alta mobilidade dos gases de combustão.

#### 1.1.4 Combustão Reversa

Em óleos pesados, o processo de combustão direta frequentemente enfrenta problemas de injetividade. Isso ocorre porque o óleo deve fluir da região aquecida e estimulada para porções mais frias do reservatório. O óleo viscoso se torna menos móvel e tende a criar barreiras ao fluxo. Esse fenômeno é especialmente prevalente em óleos muito viscosos e betumes. Um processo chamado de combustão reversa foi proposto e verificado em laboratório. A zona de combustão é iniciada no poço produtor e se move em direção ao injetor, em contra corrente ao fluxo de fluido. O ar injetado deve atravessar o reservatório para entrar em contato com a zona de combustão. O conceito básico em combustão reversa é que a maior parte do calor se mantém entre o poço produtor e o óleo. Dessa forma, a medida que o óleo começa a se mover, pouco resfriamento, que imobiliza o óleo, ocorre.

Os princípios operacionais da combustão reversa não são tão bem compreendidos como os para combustão direta. Mesmo que o processo de combustão seja essencialmente o mesmo, o seu movimento não é controlado pela taxa de queima de combustível, mas pelo fluxo de calor. Os três elementos exigidos para a combustão são oxigênio (comburente), combustível e temperaturas elevadas (para ignição). Na combustão reversa, o oxigênio está presente do poço injetor até a zona de combustão. O combustível está presente em todo o reservatório. O fator que determina onde a combustão ocorrerá é a alta temperatura. A medida que o calor gerado durante a combustão eleva a temperatura do reservatório em direção ao injetor, a frente de combustão se move nesta direção. A frente de combustão não pode se mover em direção ao produtor já que todo o oxigênio está sendo consumido na frente de combustão. Portanto, o processo de combustão está buscando fontes de oxigênio, mas pode se mover apenas na velocidade de aquecimento do reservatório.

A porção do óleo queimado pela combustão direta e reversa é diferente. A combustão direta queima apenas os resíduos semelhantes a coque, enquanto o combustível queimando na combustão reversa é um hidrocarboneto de peso molecular intermediário. Isso ocorre porque todo o óleo móvel deve se mover através da zona de combustão. Dessa forma, a combustão reversa consome um percentual maior do óleo original do que a combustão direta. Entretanto, o movimento do óleo através da zona de alta temperatura promove mais craqueamento do óleo, melhorando sua massa específica. O processo de melhoria da qualidade do óleo produzido

verificado na combustão reversa é muito desejável para depósitos de hidrocarboneto similares a areias betuminosas.

Embora a combustão reversa tenha sido demonstrada em laboratório ela não foi provada em campo. A causa primária de falha foi a tendência de ignição espontânea próximo ao poço injetor. Entretanto, alguns projetos nas areias betuminosas estão sendo considerados. Nesses projetos, onde a presença de falhas na formação é um elemento influente, a combustão reversa seria usada para pré-aquecer a formação. A medida que a frente de combustão se aproximasse do poço injetor, a vazão de ar seria aumentada e um processo de combustão direta se iniciaria (Sarathi, 1999).

Brigham e Castanier (2007) se limitam a desaconselhar a combustão reversa, por conta de seu histórico de falhas em campo.

### **1.1.5 Combustão Molhada**

Grande quantidade de calor é armazenada na zona queimada em um processo de combustão direta. Entretanto, por conta de sua baixa capacidade calorífica, o ar não pode transportar eficientemente este calor. Água injetada concomitantemente com o ar pode capturar e transportar mais do calor armazenado na zona queimada.

Na combustão molhada, a água injetada absorve o calor da zona queimada, se vaporiza, avança através da frente de combustão e se condensa, expandindo o platô de vapor. Isso resulta em movimentos do calor e do óleo mais rápidos.

Dependendo da razão água/ar, a combustão molhada é classificada como : (1) incompleta (Figura 1-3), quando a água é convertida em vapor superaquecido e recupera apenas parte do calor da zona queimada, (2) normal (Figura 1-4), quando todo o calor da zona queimada é recuperado e (3) resfriada ou super molhada (Figura 1-5), quando a temperatura da frente de combustão diminui por resfriamento pela água injetada. (Brigham, 2007, Sarathi, 1999 e Butler, 1991).

Testes de laboratório e campo demonstraram que combustão assistida por água reduz a quantidade de óleo queimado como combustível. Esse comportamento aumenta a quantidade de

óleo deslocado mas, mais importante que isso, diminui a quantidade de ar exigida para queimar um volume específico do reservatório.

Combustão super molhada é uma modificação do processo de combustão molhada que tenta diminuir ainda mais a exigência de ar. O processo não aumenta a recuperação de óleo, mas aumenta a velocidade da frente de combustão e reduz o custo de compressão. A injeção de água se dá em vazões muito maiores do que em combustões molhadas normais. O aumento no calor carregado pelo vapor quando atravessa a frente de combustão faz com que a temperatura diminua. A temperatura chega em patamares inferiores aos exigidos para combustão no rastro da frente de combustão, fazendo com que o oxigênio ultrapasse o combustível que não será queimado. Isso reduz a exigência de ar.

A combustão super molhada é mais aplicável a reservatórios de óleo pesado e menos adequada para óleos de massa específica alta com baixa deposição de combustível, segundo Sarathi (1999). Este processo foi patenteado e testado em campo pela Amoco como método *COFCAW*. Entretanto, foram realizados testes de campo insuficientes para testar o mérito da combustão super molhada. Testes de laboratório indicam que razões de 500 a 1000  $\text{bbl}_{\text{água}} / \text{scf}_{\text{ar}}$  (2800 a 5600  $\text{m}^3 / \text{m}^3$ ) são suficientes para promover combustão super molhada. No trabalho realizado no projeto de combustão *in-situ* de Bodcau (EUA), uma razão água/ar de 250  $\text{bbl} / \text{milhão de scf}$  demonstrou melhoras nas características de combustão se comparadas a combustão seca (Joseph e Pusch, 1980). Entretanto a razão água/ar ótima é muito difícil de determinar porque é afetada pelas heterogeneidades do reservatório. A segregação dos fluidos pode resultar na extinção da frente de combustão e em alguns dos benefícios almejados pelo projeto. Sarathi (1999) aponta que apenas a experiência operacional em um reservatório particular irá permitir a seleção da melhor razão água/ar.

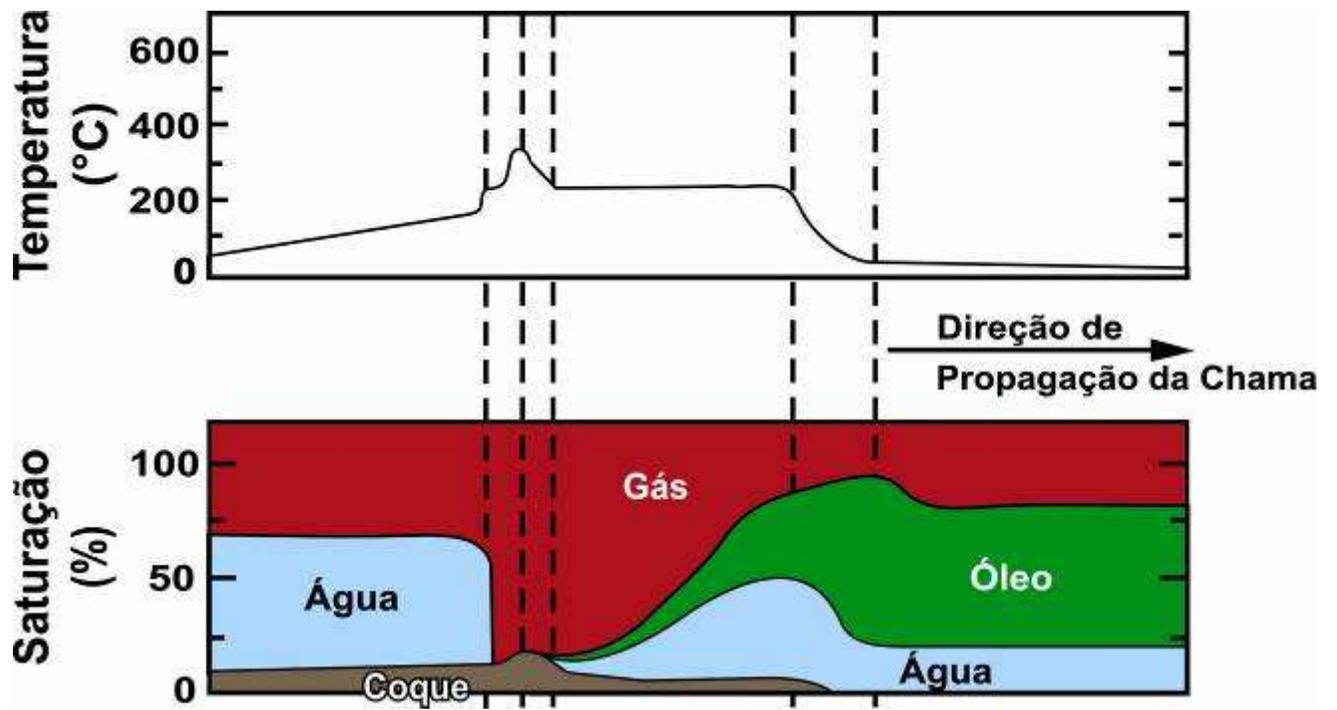


Figura 1-3 – Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Molhada Incompleta (adaptado de Sarathi, 1999)

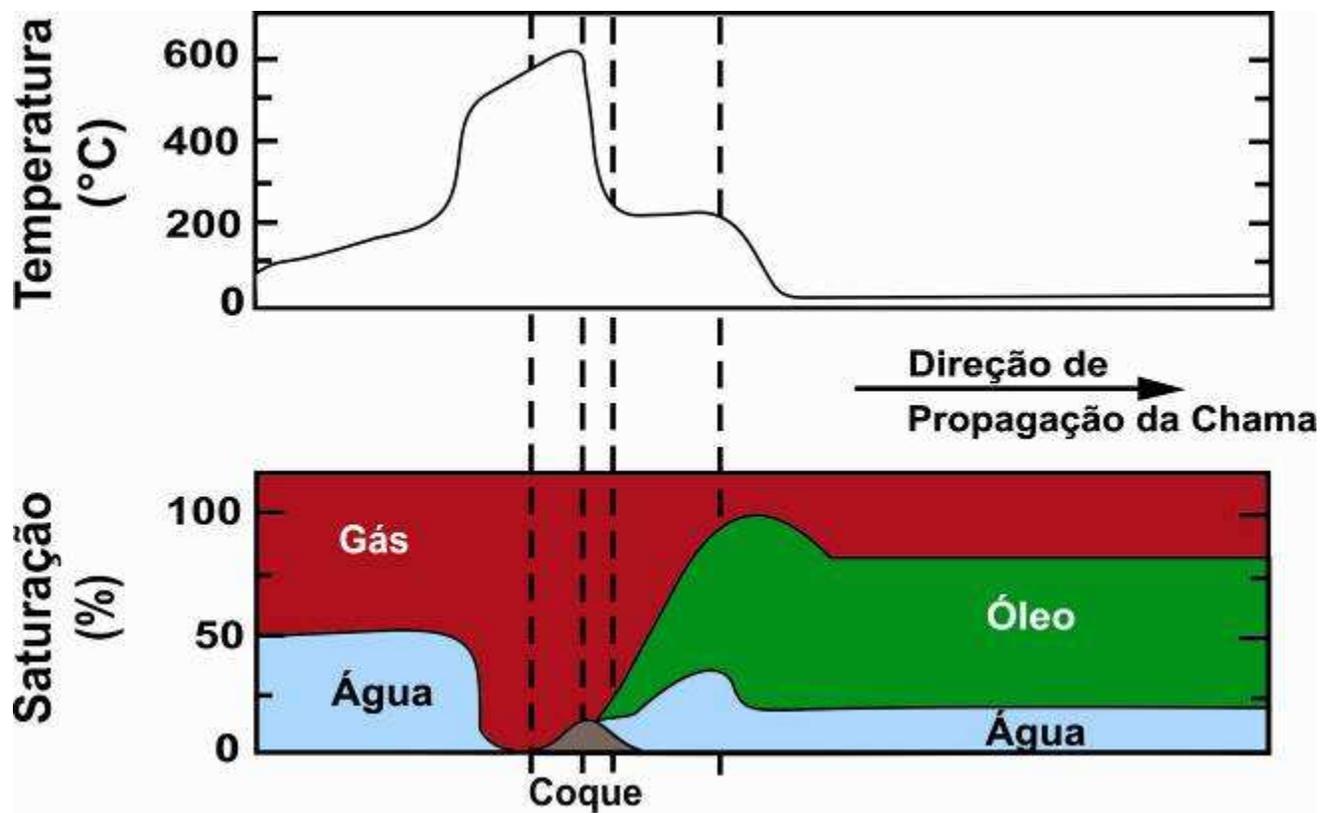


Figura 1-4 - Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Molhada Normal (adaptado de Sarathi, 1999)

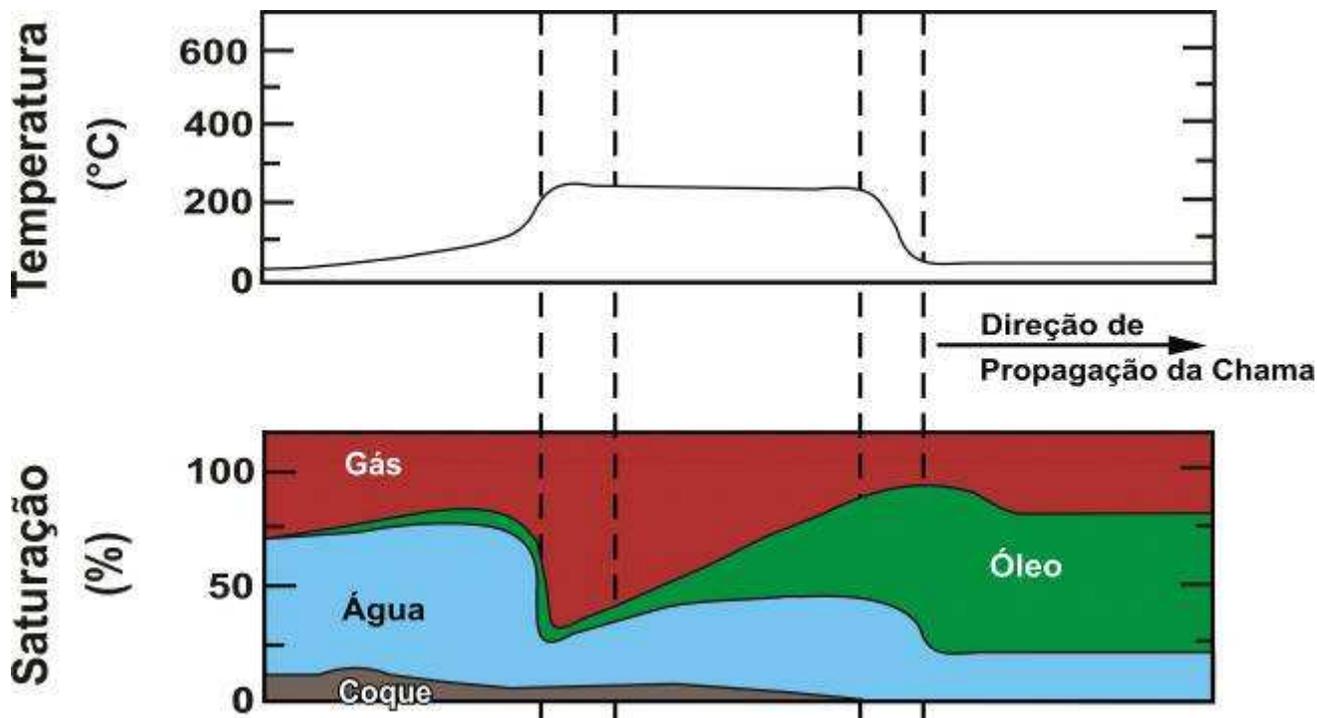


Figura 1-5 - Perfil de Saturação e Temperatura para Combustão Super-Molhada (adaptado de Sarathi, 1999)

### 1.1.6 História da Combustão *In-situ*

O primeiro relato de combustão *in-situ* induzida data de 1916 e se refere a uma descoberta acidental. Segundo Lewis (1916), os operadores de um projeto de injeção de ar quente com o objetivo de reduzir o risco de formação de parafina em Ohio, Estados Unidos, observaram a produção de CO<sub>2</sub> nos poços e um conteúdo baixo de O<sub>2</sub>. O autor atribuiu esses resultados a reações ocorrentes entre o óleo cru *in-situ* e o oxigênio do ar.

O primeiro projeto planejado de combustão *in-situ* só veio a ocorrer quatro anos mais tarde, também em Ohio. Segundo Mills (1923), a companhia Smith-Dunn dobrou a produção de um poço através de um projeto de combustão *in-situ* cíclico em outubro de 1920.

A Figura 1-6 apresenta o histórico de projetos de combustão *in-situ* nos Estados Unidos entre as décadas de 50 e 90, contabilizando os sucessos técnicos e econômicos, sintetizados por Sarathi em 1999 a partir de dados do Departamento de Energia dos Estados Unidos (DOE). Nesta

figura, são classificados como projetos tecnicamente bem sucedidos aqueles onde se constatou a ocorrência de reações de combustão, entretanto, estes projetos se diferenciam dos classificados como economicamente bem sucedidos na medida em que a recuperação adicional alcançada não foi suficiente para compensar os investimentos adicionais em poços, metalurgia de colunas, linhas e equipamentos e infraestrutura de compressão e injeção de ar.

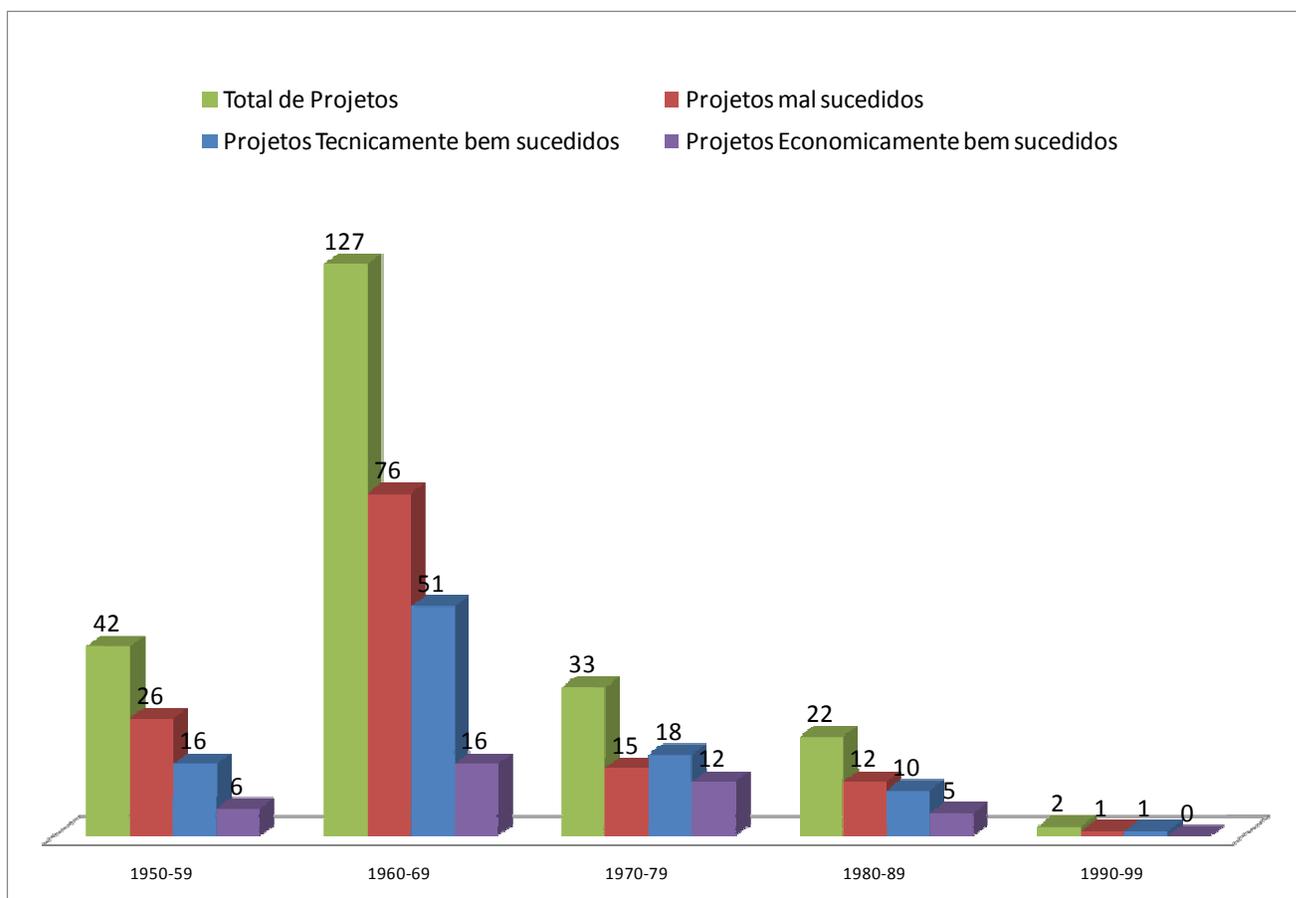


Figura 1-6 – Projetos de combustão *in-situ* nos EUA entre 1950 e 1999 (fonte: Sarathi, 1999)

A Figura 1-7 apresenta a produção mundial de petróleo por combustão *in-situ* entre 1986 e 2008, inferida a partir das pesquisas bianuais da Oil and Gas Journal sobre recuperação avançada. Os dados incluem ainda a produção média do campo de Suplacu de Barcau, que foi omitido das pesquisas do OGJ. Segundo Brigham e Castanier (2007), a produção por combustão *in-situ* corresponde a 10% da produção por métodos térmicos. Podemos ver pela Figura 1-7 que este tipo de recuperação corresponde a uma pequena fração da produção mundial.

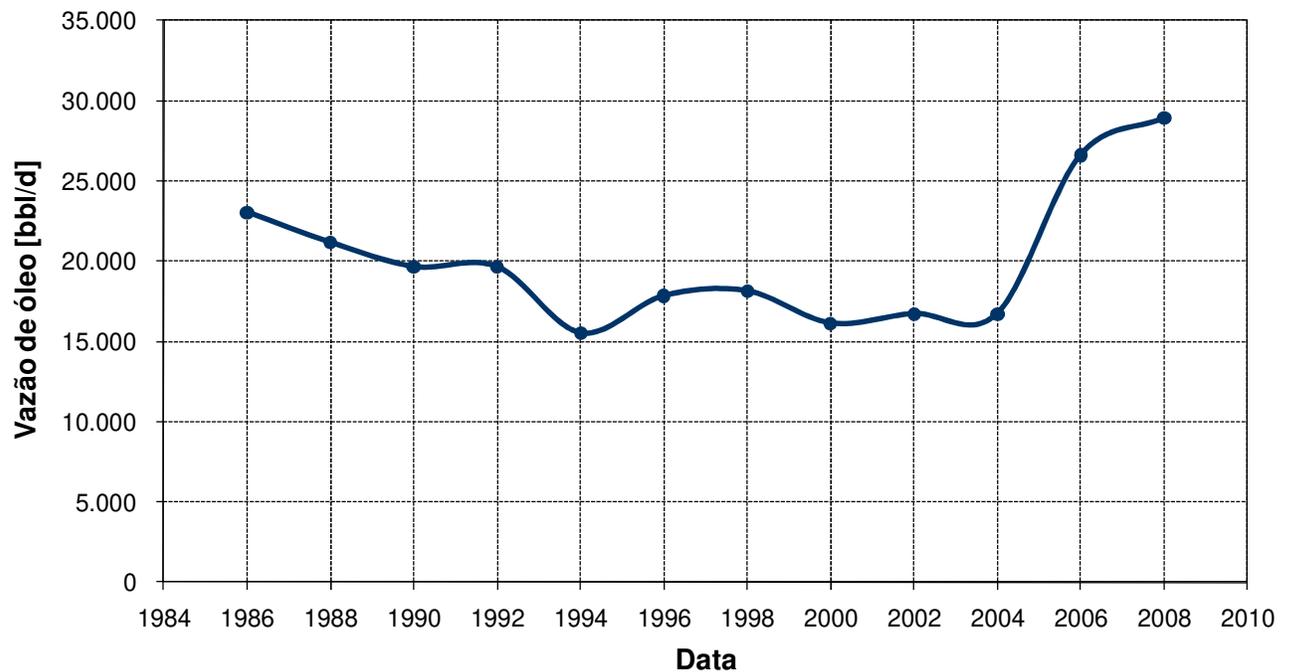


Figura 1-7 – Produção mundial de petróleo por combustão in-situ (fonte: OGJ EOR Survey, 1986-2008, + produção média de Suplacu de Barcau de 6750 bbl/d segundo Turta, 2005)

A Figura 1-8 apresenta a quantidade de projetos ativos de combustão *in-situ* no mundo, entre 1986 e 2008. Podemos observar uma queda na quantidade de projetos em meados da década de 90, correspondente ao encerramento concomitante de alguns projetos antigos. Também é possível observar uma retomada no número de projetos a partir do ano 2000. Como é possível observar pelos dados dos Estados Unidos, Figura 1-6, o auge dos projetos de CIS ocorreu na década de 60, com declínio até a década de 90.

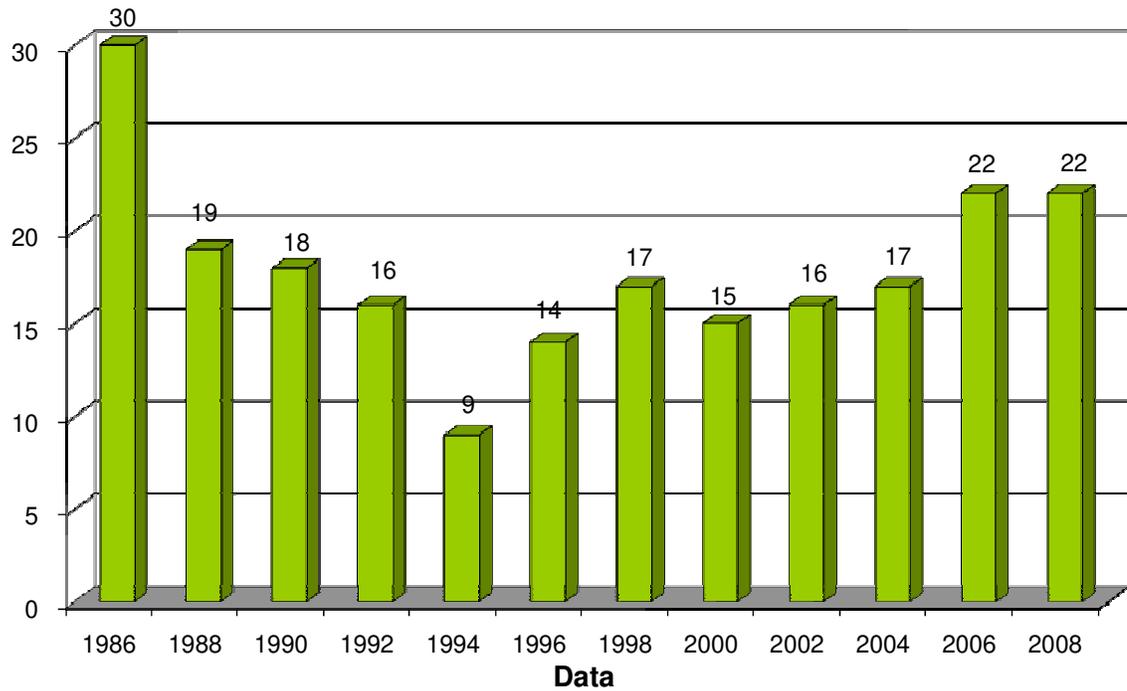


Figura 1-8 – Projetos ativos de combustão *in-situ* no mundo (fonte: OGJ EOR survey 1986-2008 + Suplacu de Barceau, Turta, 2005)

### 1.1.7 Estudo dos Casos de Combustão *In-situ*

A partir de dados coletados na bibliografia, principalmente nos relatórios bi-anuais da *Oil and Gas Journal* sobre *Enhanced Oil Recovery*, foi construído um banco de dados de parâmetros de campo, que se encontra no Apêndice G. Estes dados permitiram a construção de uma análise univariada de parâmetros de campo para os projetos lucrativos e não lucrativos, cujos histogramas são apresentados nesta seção (Figura 1-9 a Figura 1-15). O objetivo desta abordagem, ao invés da análise multivariada, foi o de conhecer os parâmetros de campo, já que segundo Vicini (2005), a abordagem univariada serve como análise exploratória dos dados. Recomenda-se a análise multivariada destes dados em estudos futuros.

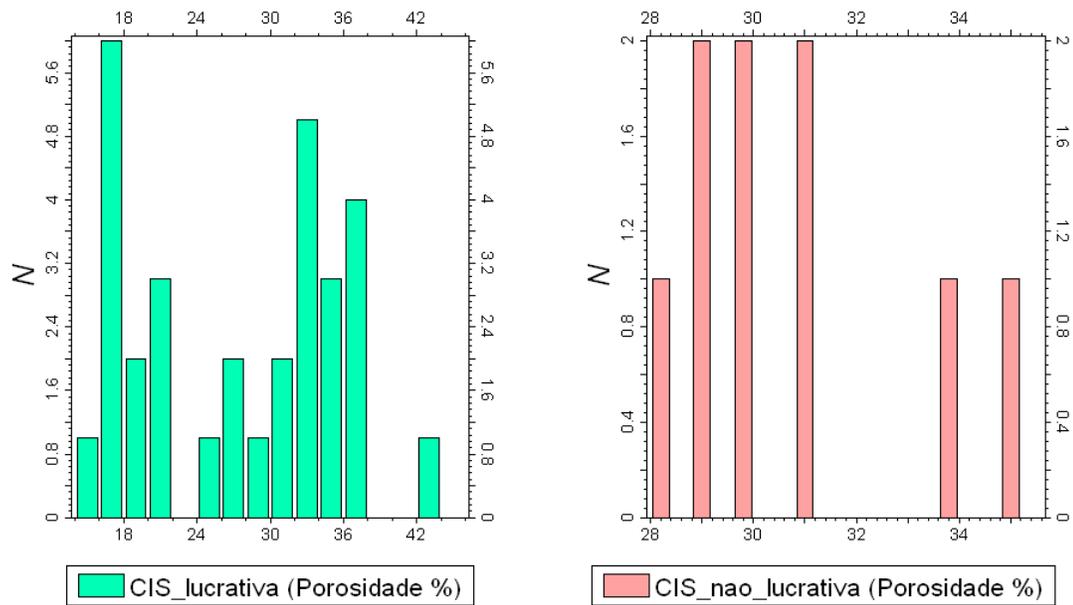


Figura 1-9 – Histogramas de porosidade dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

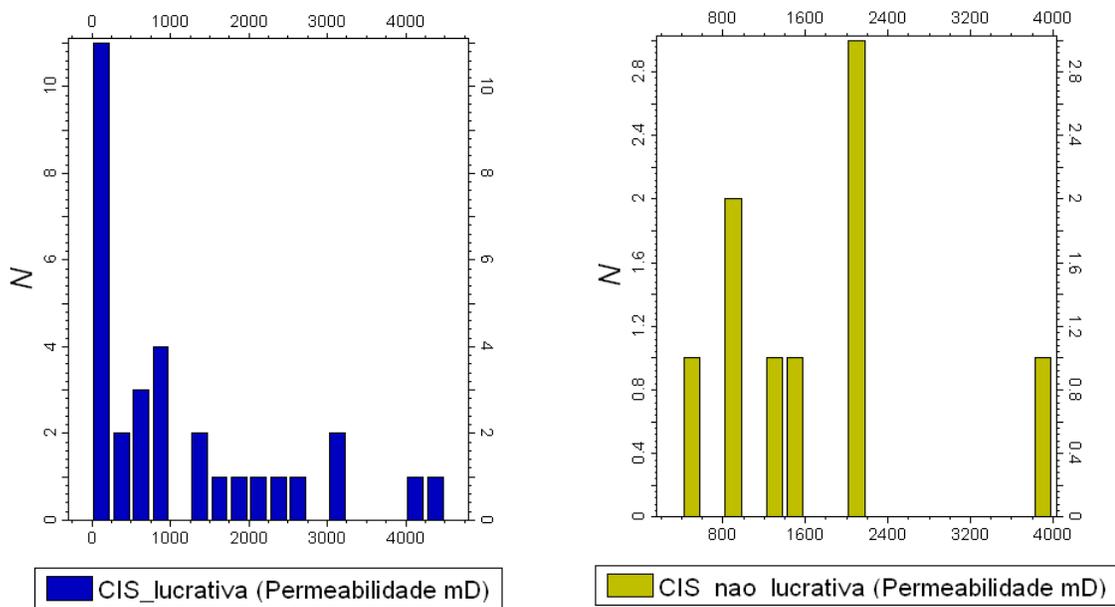


Figura 1-10 - Histogramas de permeabilidade dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

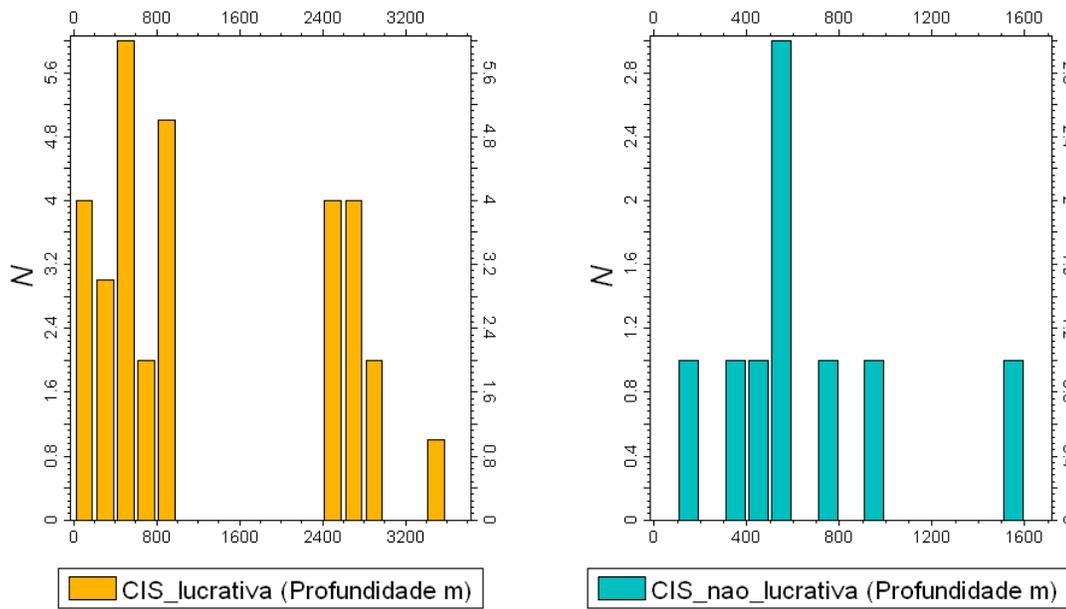


Figura 1-11 - Histogramas de profundidade dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

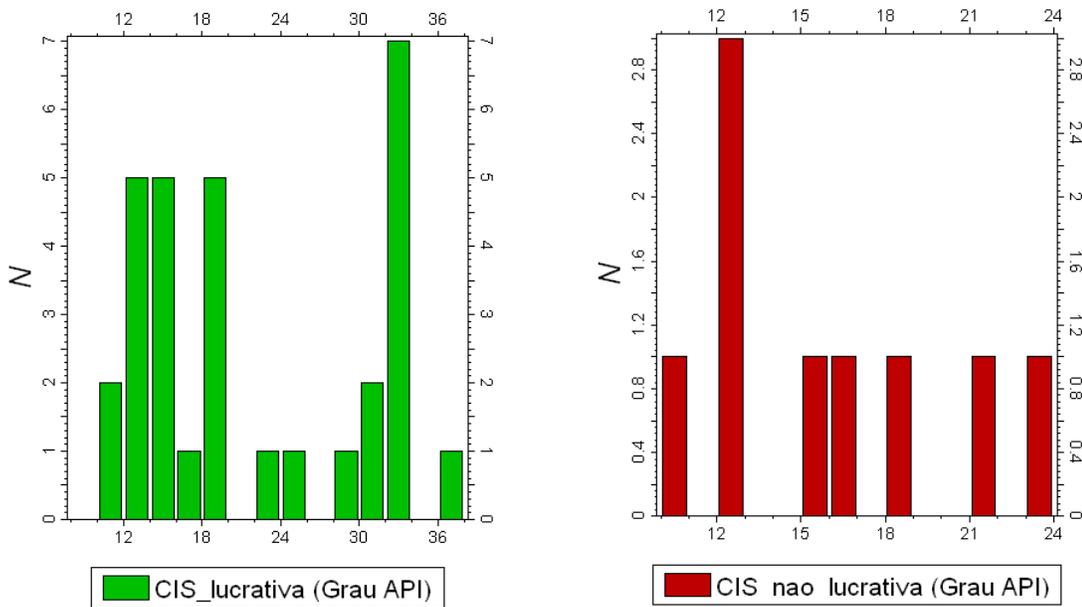


Figura 1-12 - Histogramas de grau API dos óleos dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

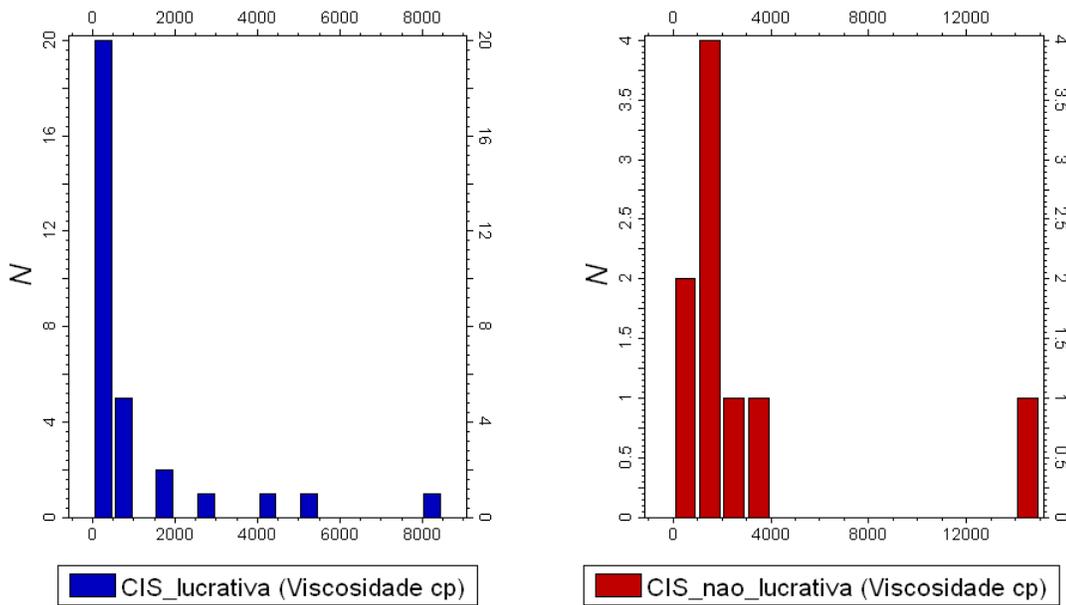


Figura 1-13 - Histogramas de viscosidade dos óleos dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

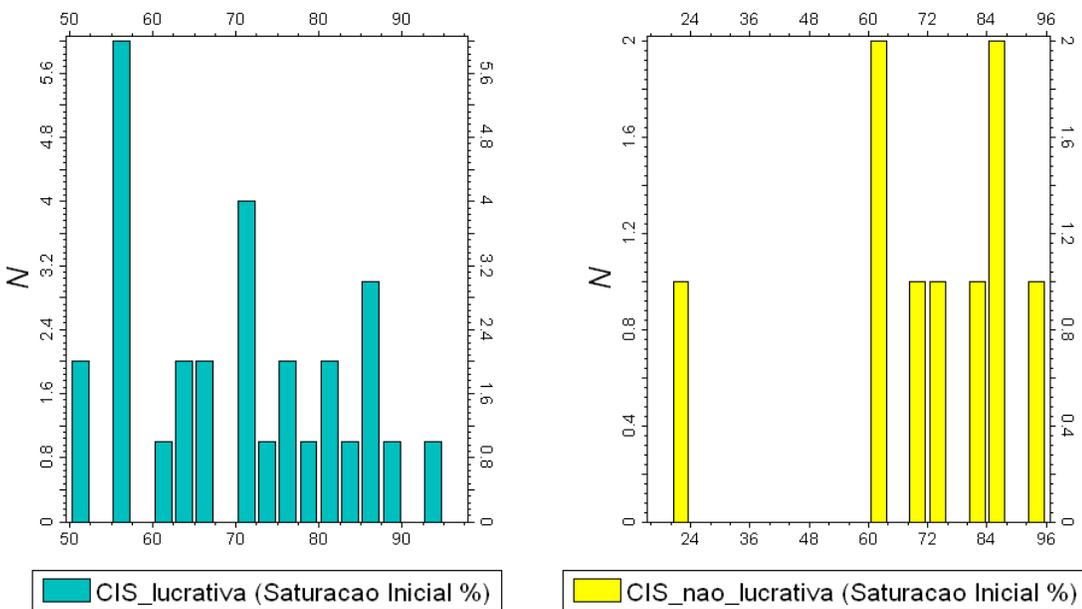


Figura 1-14 - Histogramas de saturação inicial de óleo dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

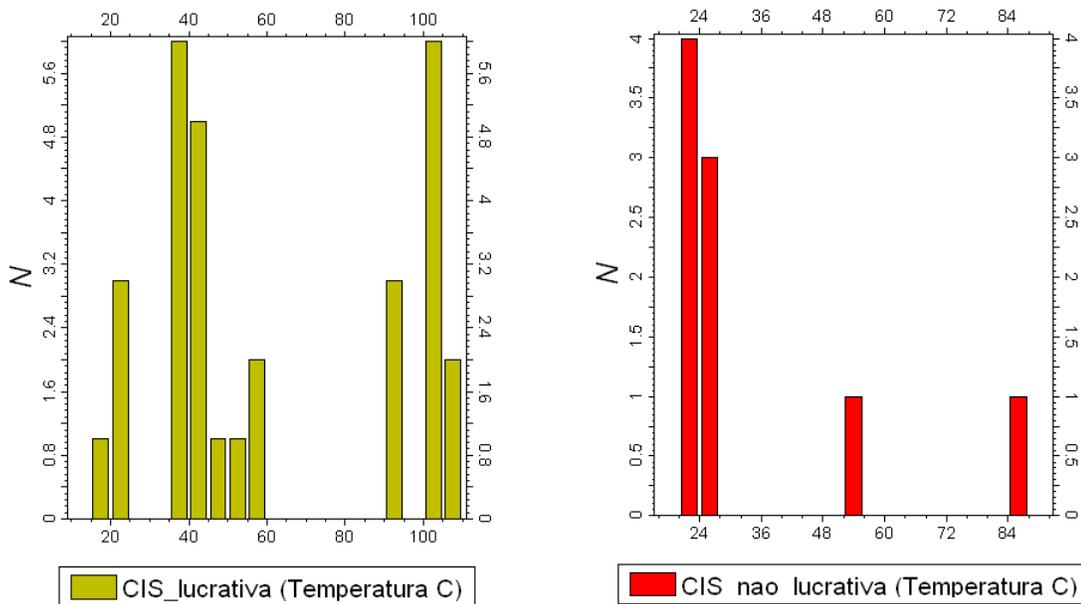


Figura 1-15 - Histogramas de temperatura inicial dos projetos lucrativos e não lucrativos de Combustão *in-situ*

Não é recomendado realizar critérios de identificação de lucratividade a partir de uma análise univariada de parâmetros, já que o sucesso ou falha de projetos depende da composição dos parâmetros. Entretanto, a observação destes histogramas permite concluir algumas tendências qualitativas sobre o impacto destes parâmetros no desempenho dos projetos. De forma geral, os projetos lucrativos têm porosidade, profundidade, grau API, saturação inicial de óleo, temperatura maior do que os projetos não lucrativos e permeabilidade e viscosidade menor.

Diversos autores propuseram critérios de seleção de campo para aplicação de combustão *in-situ* a partir da observação de dados similares (Pottmann (1964), Chu (1977), Lyoho (1978), Sarathi (1999) e Teixeira e Moczydlower (2006)). Alguns autores utilizaram estes dados para propor correlações para recuperação como Sanyal *et al* (1978), Brigham, Satman e Soliman (1980) e Gates e Ramey (1980).

Existe uma dificuldade na seleção de dados confiáveis. Os aqui apresentados se baseiam em questionários preenchidos pelas empresas e enviados à revista *Oil and Gas Journal*. Não existe diferenciação entre a resposta para projetos já realizados ou em implantação, de forma que nada impede uma empresa de responder que um projeto em implantação é lucrativo, antes de poder chegar a uma conclusão confiável sobre isso ao término do projeto. É possível observar uma

qualidade maior nas sínteses realizadas pelo Departamento de Energia dos Estados Unidos, entretanto os dados não estão acessíveis. Para realização de um banco de dados confiável sobre combustão *in-situ*, seria interessante que algum órgão conseguisse realizar parcerias com as agências reguladoras de petróleo e energia dos governos dos países onde os projetos foram implantados (como a *Agentia Nationala pentru Resurse Minerale* da Romênia e o *Department of Energy* dos Estados Unidos).

### **1.1.8 Projetos Recentes**

Carcoana (1990) discute os resultados do campo de Suplacu de Barcau na Romênia. Com 295 MM bbl *in-situ*, sendo explotados desde 1964 por até 600 poços envolvidos na recuperação por combustão *in-situ*, este é certamente o maior projeto deste tipo de recuperação no mundo. Chattopadhyay (2004) estuda o caso do projeto de combustão do campo de Santhal na Índia. Fassihi *et al* (1996) apresenta os cálculos econômicos do projeto bem sucedido de *Medicine Pole Hills Unit*, na Dakota do Norte nos Estados Unidos. Trata-se de um projeto de injeção de ar em alta pressão para recuperação de óleo leve (*HPAI*). Gjini (1999) apresenta o pequeno projeto de injeção de ar desenvolvido na Albania, cujos resultados envolveram a contenção da produção de areia não consolidada além do ganho de recuperação. Long (1982) estuda o caso do projeto bem sucedido de Bellevue, na Louisiana, Estados Unidos, que operou entre as décadas de 60 e 90 chegando a mais de 100 padrões de injeção.

## **1.2 Sobre este Trabalho**

### **1.2.1 Motivação**

O esclarecimento das perguntas apresentadas abaixo motivou este trabalho.

- Como efetuar uma previsão de comportamento adequada de um projeto de campo de combustão *in-situ*?
- Quais são as diferenças relevantes entre uma simulação em escala de laboratório e em escala de campo?
- Quais são as especificações e limitações dos simuladores de fluxo na modelagem do fenômeno da combustão *in-situ*?

- Que reações químicas representativas devem ser eleitas para modelar o complexo processo interativo que ocorre no reservatório submetido ao influxo de ar?
- Quais são os pseudo-componentes adequados para representar os fenômenos mais relevantes às reações químicas, à volatilidade, à redução de viscosidade com a temperatura e a produção em um processo de combustão *in-situ* dentro da heterogeneidade de moléculas que é a mistura oléica?
- Como parâmetros de reservatório como permeabilidade e mergulho afetam a eficiência de um projeto de combustão *in-situ*?
- Quais são os efeitos causados pelos principais parâmetros operacionais como composição do fluido injetado, vazão de injeção e configuração de poços?

### **1.2.2 Objetivo**

Focou-se e objetivou-se a presente dissertação na investigação da primeira pergunta motivadora, relacionada a previsão de comportamento de um projeto de campo.

### **1.2.3 Apresentação dos Capítulos**

Apresentou-se no Capítulo 2 a bibliografia disponível sobre combustão *in-situ*, catalogada por assuntos relevantes em ordem cronológica.

No Capítulo 3, detalhou-se a metodologia de trabalho com informações sobre as ferramentas adotadas, as condições de uso destas ferramentas, os modelos físicos e as simplificações que foram necessárias.

No Capítulo 4, apresentou-se os resultados encontrados utilizando a metodologia do Capítulo 3 e discutiu-se o significado destes resultados.

No Capítulo 5, discorreu-se sobre as conclusões e considerações finais do trabalho.

As informações que foram importantes na execução da metodologia desta dissertação estão arquivadas nos Apêndices.

## Capítulo 2 Teoria e Revisão Bibliográfica

### 2.1 Construção dos Simuladores Térmicos de Combustão In-situ

Smith e Ali (1971) construíram um simulador bi-dimensional de combustão *in-situ* que incorporou fluxo de gás como fase única, geração de calor na frente de combustão, mudança de permeabilidade na zona queimada, transferência de calor por condução e convecção no reservatório e perda de calor para a vizinhança por condução apenas. As equações diferenciais foram resolvidas em um sistema de diferenças finitas através de esquemas implícitos e explícitos. Dos explícitos, um chama a atenção: a temperatura foi calculada em uma diagonal da malha e depois na outra diagonal. Por fim, a média aritmética foi usada como solução final da temperatura no passo de tempo. Os autores utilizaram um computador IBM 360/67 para chegar em resultados que consumiram 25 minutos de processamento e obtiveram erros no balanço energético de apenas 2 %.

$$\dot{Q}_{GT} = \frac{\Delta H C_m V_{RB}}{h \Delta x \Delta y \Delta t} \dots\dots\dots 2-1$$

A Equação (2-1) representa a geração de calor na frente de combustão usada no simulador, onde  $\Delta H$  = calor de combustão do óleo do reservatório [ Btu/lb];  $C_m$  = disponibilidade de combustível do reservatório [lb/ft<sup>3</sup>];  $V_{rb}$  = volume de rocha queimada durante o intervalo de tempo [ ft<sup>3</sup>];  $h$  = espessura do reservatório [ft];  $\Delta x$ ,  $\Delta y$  =incrementos de distância [ ft ];  $\Delta t$  = intervalo de tempo [ dias ].

A Figura 2-1 apresenta, em caráter memorial, uma impressão de tela do simulador construído pelos autores em 1971 que ilustra a distribuição de temperatura no reservatório



Figura 2-1: Tela de distribuição de temperatura impressa pelo simulador 2D de Smith e Ali (1971)

Os autores utilizaram o simulador para avaliar os efeitos da disponibilidade de combustível e da vazão de injeção em alguns parâmetros importantes de CIS, que são sintetizados na Tabela 1.

Tabela 1: Causas e Efeitos avaliados pelo simulador 2D de Smith e Ali (1971)

Causa		Efeitos						
		Necessidade de Ar	Velocidade da Frente de Chama	Tempo de Breakthrough	Eficiência de Varrido no Breakthrough	Perda de Calor para Vizinhança	Temperatura de Frente de Combustão	Chance de Extinção de partes da Frente de Combustão
	Disponibilidade de Combustível [ Kg /m3 rocha ]							
	Vazão de Injeção de ar [MMm3/d]	---	---					

Dogru, Odeh e Jines (1987) desenvolvem um simulador térmico tridimensional, trifásico e para quatro componentes (água, óleo, gás inerte e oxigênio); com apenas 1 reação de combustão de óleo e nenhuma reação de craqueamento ou de combustão em baixa temperatura; com tratamento da frente de chama como uma fonte de calor em movimento e com consumo de combustível informado pelo usuário (essa abordagem é denominada de *Oil Flow Enhancement*

*Algorithm* e minimiza os efeitos de tamanho de malha para simulação em escala de campo); com algoritmo para minimização dos efeitos de orientação da malha; com acoplamento da simulação térmica (em região definida pelo usuário) com simulação *Black-oil* para o resto do reservatório (apenas a solução de pressão e saturação é obtida na região não térmica); com perda de calor por condução para o topo e para a base do reservatório; de solução completamente implícita, denominado THERMS®. A utilização do algoritmo que forçou o simulador a honrar o consumo de combustível informado pelo usuário (que pode utilizar um experimento em tudo de combustão como referência) também fez com que a velocidade da frente de chama fosse maior.

Ito e Chow (1988) aplicaram alterações em um simulador comercial da CMG®, o ISCOM® versão 2.2 (Simulador de combustão *in-situ* e vapor completamente implícito de 1988) e incorporaram algumas equações explícitas com o objetivo de representar:

1. Redução do consumo de combustível; isso é feito com a alimentação manual do consumo de combustível e do combustível residual (pós-reações) por célula;
2. Aumento da frequência de reação dentro de um intervalo de temperatura  $T_{min} - T_{max}$ , chamado de modelo pseudo-cinético (Figura 2-2) que se propõe a compensar a baixa ativação das reações de laboratório em tamanhos de bloco em escala de campo. Através dele, a frequência máxima de reação passa a ser uma entrada do usuário, e espera-se que seja maior que a frequência calculada em laboratório. Além disso, a frequência de reação não será constante, mas passará a ser uma função da temperatura;

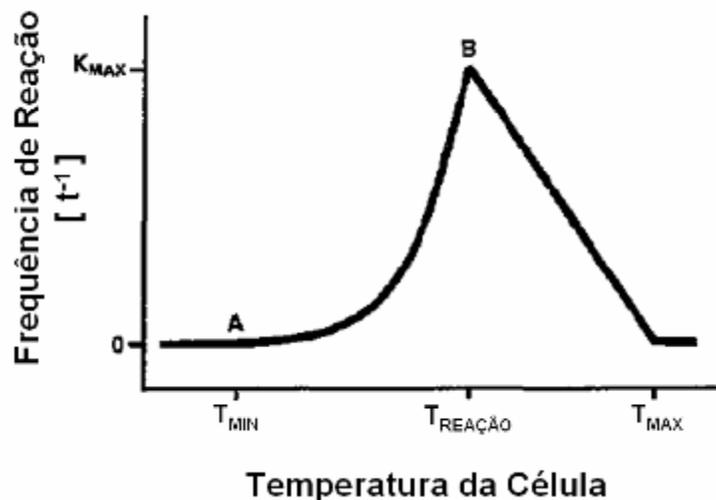


Figura 2-2: Modelo pseudo-cinético de reação: a frequência de reação é uma função da temperatura (adaptado de Ito e Chow, 1988)

3. Redução da frequência de reação com uso da difusividade molecular do oxigênio para compensar a representação incorreta de que todo o oxigênio injetado entrará em contato com o combustível. Na verdade, sabe-se por experiência de campo que uma grande quantidade de combustível permanece intacta no momento do *breakthrough* de oxigênio (mais de 90% do OOIP). Nestes casos, se observa que a concentração de oxigênio no gás produzido permanece inalterada mesmo com o aumento da vazão de injeção, indicando que o oxigênio não reagido não é resultado de falta de combustível ou calor gerado. Os autores atribuem ao pobre contato do oxigênio com o óleo na presença de canais como causa deste efeito e buscam reproduzir esta característica reduzindo a frequência de reação. Os autores alertam que a maioria das simulações numéricas de CIS são baseadas em condições ideais de laboratório, onde nenhum oxigênio atravessa a frente de combustão sem reagir. Os tubos de combustão são preparados com alta porosidade e alta saturação inicial de gás, o que faz com que a eficiência de contato entre os reagentes seja alta, o que não reproduz um reservatório real que tem alta chance de formação de canais de fluido injetado.
4. Condição de não equilíbrio térmico. Os autores corrigem a entalpia do fluido injetado com base na temperatura das células a jusante e a montante do fluxo, buscando representar o efeito termodinâmico causado pelos canais. Isso corrige a hipótese considerada errada de que existe equilíbrio termodinâmico na célula durante um passo de tempo.

Genrich e Pope (1988) construíram um simulador unidimensional simplificado, que negligenciou a vaporização dos hidrocarbonetos mais leves, negligenciou a pressão capilar, considerou apenas uma reação de combustão, considerou intervalo de tempo constante, considerou tamanho da zona de combustão constante e representou a combustão como ocorrendo em 4 zonas (Figura 2-3B), uma queimada, uma de reação, uma de vapor e uma zona virgem. Os autores adaptaram a teoria dos fluxos fracionários para equacionar o fluxo dos componentes e compilaram o simulador em FORTRAN. Por fim, eles realizaram 2 ajustes de histórico: de um experimento em tubo de combustão e de um piloto de Suplacu de Barcau na Romênia. Eles chegaram a um bom ajuste através de controle nos parâmetros de reação (estoiquiometria, peso

molecular do combustível e eficiência de uso do oxigênio), entretanto obtiveram uma representação irreal do comportamento da pressão.

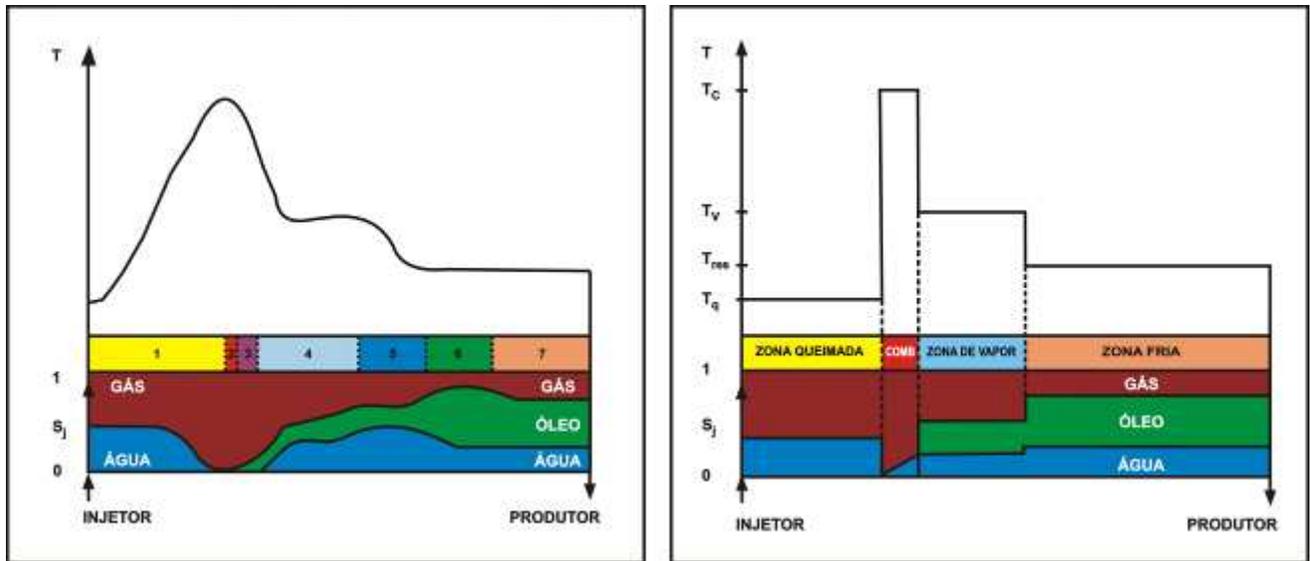


Figura 2-3: Perfis de temperatura e saturação – (A) real; (B) Simulador 1D de Genrich e Pope (1988)

Thiez e Lemonnier (1990) construíram um simulador numérico denominado SARIP; tridimensional; trifásico; completamente implícito; com forças capilares e gravitacionais; com calor transferido por condução e por convecção no reservatório e com perda de calor para a vizinhança por condução; com duas possíveis modelagens de fluido e de reações: a) 4 componentes e uma reação de combustão, b) qualquer número de componentes e diversas reações. A princípio, a primeira modelagem foi adequada para escala de campo enquanto que a segunda para escala de laboratório, já que permitiu a inserção de reações de craqueamento e de combustão em baixa temperatura regidas pela equação de Arrhenius. Entretanto, os autores avaliaram que o primeiro tipo de modelagem, embora insensível ao tamanho da malha e regido apenas pelo fluxo de ar, não considerou a utilização incompleta do oxigênio ou descreveu problemas de extinção da frente de chama ou de ignição espontânea.

Islam, Chakma e Ali (1989) discutiram sobre o problema da multiplicidade de soluções. Enquanto que as equações de fluxo e de saturação são lineares, a equação de balanço de energia utilizada nos modelos térmicos não o é, de forma que sua solução pode convergir para mais de

uma raiz e não necessariamente a certa. Os autores afirmaram que na época do estudo, este fenômeno carecia de mais investigação.

### **2.1.1 Escala, Tamanho de Malha e Refinamentos**

Dogru, Odeh e Jines (1987) avaliaram que simuladores térmicos de combustão *in-situ* frequentemente apresentam maior consumo de combustível do que o obtido em laboratório. Eles atribuíram este resultado a uma pobre representação da temperatura de frente de chama, já que no simulador a temperatura é calculada como sendo a média para todo o bloco. Isso faz com que a viscosidade do óleo não seja reduzida o suficiente para representar fidedignamente o fluxo à frente da combustão. Dessa forma, muito combustível fica para trás, disponível para ser consumido pela frente de chama. Os autores lembraram que a viscosidade, especialmente em óleos pesados, é uma forte função não linear da temperatura, de forma que a temperatura média do bloco não provê um valor adequado para a viscosidade do óleo ou de suas fases, resultando em um comportamento errôneo do fluxo. Além disso, os resultados serão uma função do tamanho de bloco escolhido, o que é uma limitação dos modelos térmicos.

Ito e Chow (1988) afirmaram que a simulação em escala de campo da combustão *in-situ* costuma cometer alguns erros como: alto consumo de combustível e representação incorreta das reações químicas. Os autores afirmaram que reações do tipo Arrhenius não são apropriadas para escala de campo. O problema está relacionado com o tamanho da malha – enquanto a zona de alta temperatura, ou a zona de reação, tem apenas 10-20 centímetros, os blocos para simulação em escala de campo devem ter pelo menos 10 metros. Os autores acreditam que uma acurácia aprimorada pode ser obtida em simulações em escala de campo de combustão *in-situ* com uma complexidade mínima, através de controle do consumo de combustível e de modelo pseudo-cinético de reações.

Tinga, Greaves e Young (1996) afirmaram que a energia de ativação deve ser zero para modelos de simulação em escala de campo.

Thiez e Lemonnier (1990) avaliaram, com um modelo de simulação em escala de laboratório com reações de Arrhenius, que o tamanho da zona de combustão é de 30 cm e a zona de deposição de coque é de 70 cm. Com isso eles concluíram que a extrapolação de um modelo regido pela cinética para células grandes em escala de campo é irrealista. Além disso, um grande

revés da utilização de um modelo cinético complexo está no grande número de parâmetros para se ajustar: cada reação exige o ajuste de energia de ativação, entalpia, frequência, ordem e estequiometria e costumam haver ao menos três reações (1 craqueamento, 1 OBT e uma OAT). Com o objetivo de comparar a complexa abordagem cinética, de muitas reações controladas pela temperatura, com uma abordagem com apenas uma reação, controlada pelos reagentes e com geração de calor na frente de chama, simulações unidimensionais foram preparadas. Um possível ganho computacional de mais de três vezes foi demonstrado.

Kumar (1987) eliminou a reação de formação de coque e incluiu apenas uma reação de combustão do componente pesado. O autor baseou esta abordagem para as reações químicas na observação experimental de que apenas 8% da massa de combustível queimado advinha do coque para o óleo estudado. Além disso, reações controladas pela cinética, como a de formação de coque, são sensíveis a pequenas variações de temperatura e portanto ao tamanho da malha. Por outro lado, segundo o autor, as reações de combustão são controladas pela velocidade de fluxo dos reagentes, o que é pouco sensível ao tamanho da malha.

Islam, Chakma e Ali (1989) realçaram que a modelagem do consumo de combustível, independentemente de ser feita através de modelos explícitos de onda de calor ou de modelos cinéticos, deve ser cautelosa já que a deposição excessiva de combustível atrasa a frente de combustão e consome mais óleo e ar, enquanto que a deposição insuficiente pode reduzir a geração de calor a ponto de extinguir a frente de chama. Os autores acreditaram que para modelar corretamente a deposição de combustível o simulador numérico deveria ser capaz de prever a formação e o movimento de frações mais leves de óleo para longe da frente de combustão.

Chu (1980) calculou a frequência de reação como função do tamanho da malha e demonstrou que uma malha com células de 2,5 pés (76 cm) pode ter frequências de reação três vezes maiores que uma malha com células de 0,25 pés (8 cm). Ele sugere duas abordagens para resolver o problema de tamanho da malha: a) o uso de uma técnica de acompanhamento da frente de chama como a proposta por Hwang (1982) ou b) o uso de refinamento dinâmico.

O problema da escalabilidade, orientação e tamanho da malha e dimensionalidade também foi discutido por Islam, Chakma e Ali (1989), e os autores recomendaram o uso de refinamento dinâmico.

Marjerrison e Fassihi (1992) propuseram um procedimento de mudança de escala para uso de resultados de experimentos de tubo de combustão em modelos de campo.

A Simulação em escala de laboratório foi utilizada por autores como Marjerrison (1992), Coates (1995), Ambastha (1999), Akin (2000), Fadaei (2008) e Takabayashi (2008). Embora os objetivos tenham sido distintos para cada autor, via de regra os modelos eram construídos para ajustar algum experimento real em tubo ou célula de combustão. Nestas simulações, utilizou-se malhas onde as células tinham a mesma dimensão da frente de chama. Além disso, os experimentos tinham a troca de calor com o meio ambiente controlada por isolamento e por aquecedores. Em alguns casos ocorreu a injeção de algum fluido como o nitrogênio aquecido antes da injeção de ar propriamente dita, de forma que as condições de ignição foram bastante controladas em experimentos de laboratório. Estas condições puderam ser facilmente reproduzidas na simulação e de certa forma facilitaram o ajuste do modelo de reações.

## **2.2 Influência dos parâmetros de reservatórios na CIS**

### **2.2.1 Porosidade e Permeabilidade**

Couch e Rodriguez (1970) utilizaram resultados de experimentos em tubos de combustão e equações analíticas de fluxo e energia, para calibrar parâmetros desconhecidos de energia de ativação, frequência de reação, expoentes de reação e coeficientes de perda de calor. O objetivo principal do trabalho foi determinar a influência da porosidade e da permeabilidade no que os autores chamaram de consumo de combustível, mas que poderia ser descrito como disponibilidade de combustível, em volume de combustível por volume de rocha. Todos os seus experimentos utilizaram um fluxo de ar constante e uma pressão de injeção constante. Como é de se esperar, quanto maior a porosidade, maior a disponibilidade de combustível, já que é maior a concentração de óleo por volume de rocha. Já o efeito da permeabilidade não é uma variável independente na função consumo de combustível. Seus efeitos são acoplados aos causados pela porosidade e pelas características do fluido. Entretanto, para a maioria das aplicações, pode se reger a expectativa da seguinte forma: quanto menor a permeabilidade, maior a deposição de combustível e maior a necessidade de ar.

A Figura 2-4 apresenta os resultados para dois óleos, um de 15 e outro de 36 API.

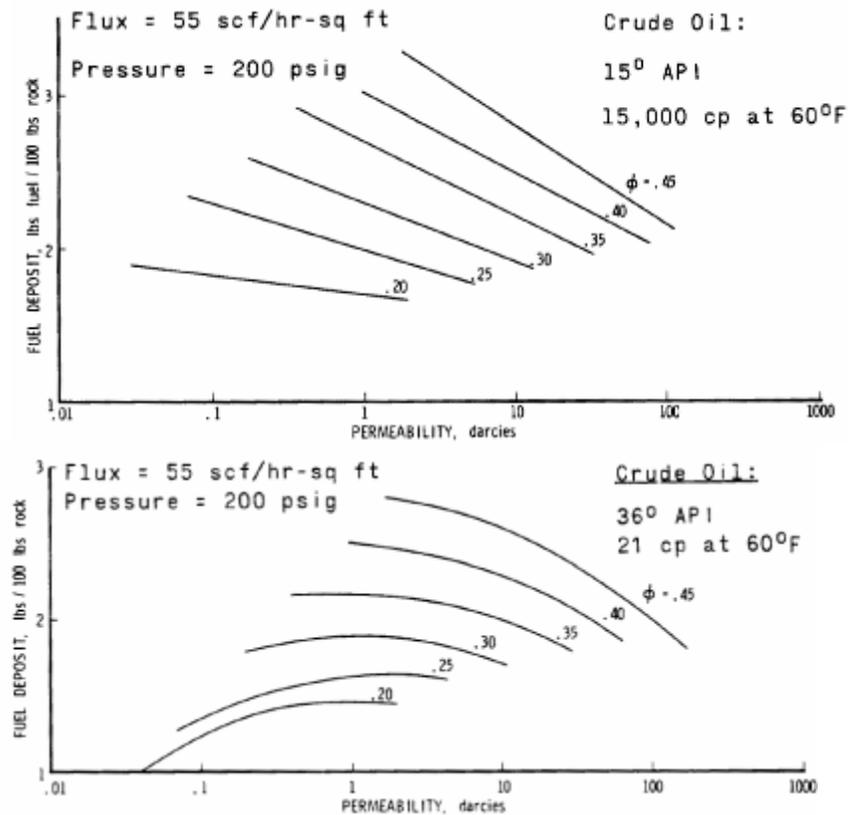


Figura 2-4: Efeito da porosidade e da permeabilidade no combustível de combustão *in-situ* (Couch e Rodriguez, 1970)

Kumar (1987), avaliou com uma análise de sensibilidade feita em simulações, que a permeabilidade vertical é uma propriedade de reservatório que afeta o risco de segregação gravitacional e de antecipação da irrupção de ar: quanto maior o  $K_v/K_h$ , maior esse risco.

### 2.2.2 Mergulho e Espessura

Kumar (1987) simulou o desempenho de uma seção de reservatório com mergulho de 10 graus, contendo 3 pacotes de areia, um com 15 metros de espessura e os outros dois de 5 metros cada. O autor constatou que reservatórios pouco espessos (~5m) apresentaram um deslocamento estável na forma de pistão, enquanto que em reservatórios mais espessos a chance de segregação gravitacional é maior (isso ocorre na areia de 15m). Ele afirmou que em um projeto com pressão de injeção constante, uma vez que o *override* ou *underride* se inicia, ele é irreversível, já que a injetividade na zona queimada é maior que na virgem. No caso estudado pelo autor, o perfil de produção acompanhou o perfil de injeção e chegou-se a uma recuperação de 68% do óleo *in-*

*place*, indicando boa eficiência de varrido em areias finas. Por fim, o autor concluiu que muito pouco óleo é produzido na região abaixo do poço produtor em um reservatório com mergulho, indicando que o posicionamento do produtor na porção inferior de um reservatório com essas características irá maximizar a zona drenada.

### **2.2.3 Composição Mineral e Granulometria**

As características de reatividade da combustão variam entre cada sistema óleo-formação. Desta forma, é consenso que não apenas o óleo, mas também a rocha deve ser estudada em laboratório para uma melhor modelagem da CIS, de preferência com amostras originais da formação.

É natural que nas altas temperaturas atingidas na combustão *in-situ*, a mineralogia da rocha seja alterada. Isso pode fornecer catalisador ou inibidor para o processo global de combustão.

Gadelle (1951) foi o primeiro a descobrir que a energia de ativação nas reações de craqueamento térmico é menor na presença de minerais. Bousaid e Ramey (1968) observaram uma redução em 10% na energia de ativação com a adição de 20% de argila na matriz. Vossoughi *et al* (1982 e 1985) atribuíram o efeito catalisador à área superficial dos grãos de areia. Experimentos com grãos de areia de grande área específica (granulometria pequena) depositaram mais combustível e conseqüentemente produziram frentes de combustão com menor risco de extinção. Monin e Audibert (1985 e 1987) estudaram o craqueamento térmico na presença de diversos minerais como a calcita, a kaolinita, a montmorolinita, a sílica e a ilita e concluíram que todos os minerais funcionam como catalizadores de reações de craqueamento térmico.

Os estudos de Fassihi *et al*, 1984; Vossoughi *et al*, 1982; e Bardon e Gadelle, 1977, indicaram que a presença de argilas e areias finas na matriz favorecem o aumento na taxa de formação de coque. As argilas são ácidas, sólidas e catalisadoras. A catálise na formação de coque promovida pelas argilas está associada justamente à sua densidade ácida e à força deste ácido. Tanabe, 1970 e Venuto *et al*, 1979 revelaram que altas densidades de ácido, com força significativa, reduzem a energia de ativação (menor constante de Arrhenius) e promovem oxidação de baixa temperatura (OBT) e reações de formação de coque. Isso pode ser particularmente desvantajoso em reservatórios de óleo pesado pelos motivos já descritos na seção 2.4.3 sobre OBT.

Fassihi, Brigham e Ramey (1984) demonstraram a influência da matriz na frequência de reação. Um ensaio foi feito em um testemunho com a matriz original do campo de Jobo, na Venezuela. Essa matriz é mais fina que a da areia utilizada nos dois outros ensaios no gráfico da Figura 2-5. A matriz fina serve como catalisadora para a reação de combustão, reduzindo sua energia de ativação em temperaturas mais baixas. Isso pode ser traduzido por maiores valores de frequência de reação em temperaturas baixas. Os autores também estudaram o efeito da argila e concluíram que ela tem o mesmo efeito catalizador para as reações de baixa temperatura que a fineza dos grãos.

Desta forma, um campo com granulometria fina e presença de argila pode mudar o escopo de reações de alta temperatura para baixa temperatura. Interessante atentar para o fato de que os experimentos em tubo de combustão não costumam ser feitos com a rocha original em testemunhos, mas com areia selecionada, com granulometria possivelmente maior que a do campo e sem a presença de argilas. Isso pode enganar os engenheiros que estejam projetando uma operação de combustão *in-situ* a partir de dados de experimentos em tubo de combustão.

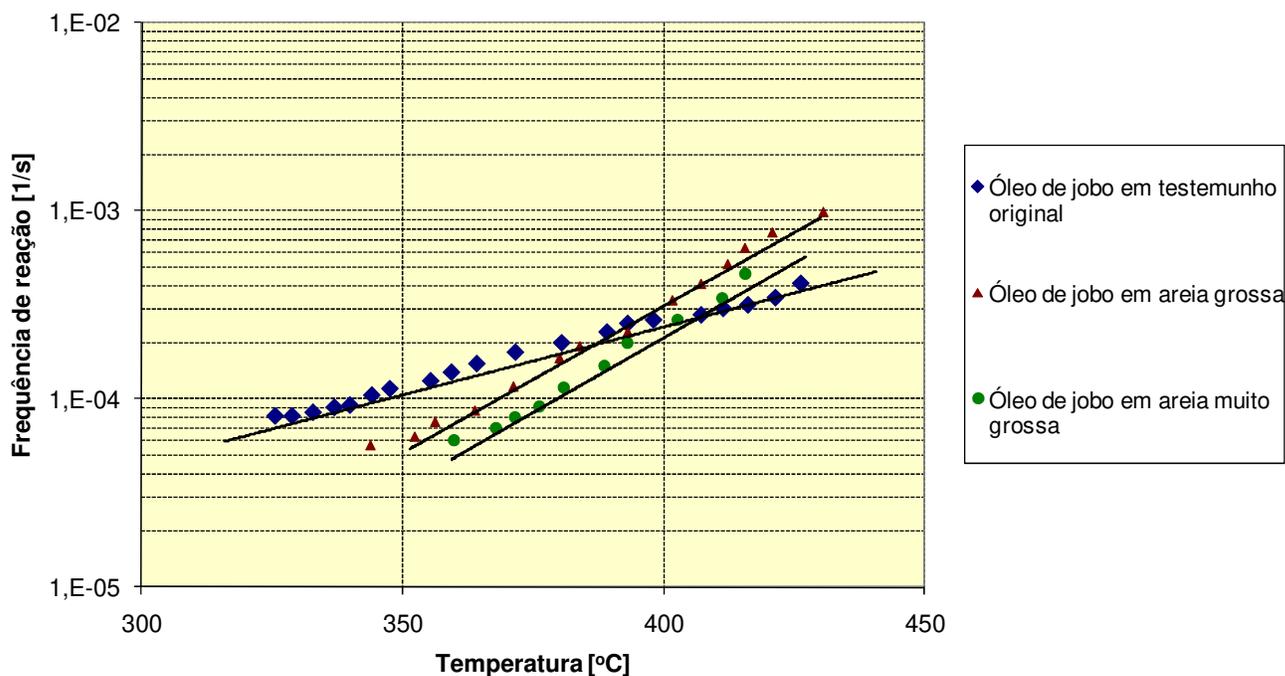


Figura 2-5– Influência da granulometria da matriz na frequência de reação (adaptado de Fassihi, Brigham e Ramey, 1984)

## 2.3 Modelos de Fluido

Islam, Chakma e Ali (1989) afirmaram que, independente de a modelagem cinética incluir um componente sólido denominado coque depositado por craqueamento térmico e a quem é atribuída a maior responsabilidade pela combustão, a maioria dos estudos trata o óleo como um componente único. Henderson e Weber (1965) foram os primeiros a dividi-lo em dois pseudo componentes. Moore e cooperadores da universidade de Calgary (1978) foram os primeiros a dividir o óleo em cinco ou seis pseudo componentes, incluindo asfaltenos, óleos pesados, óleos voláteis e gás. Coats (1980) propôs um modelo de fluido para utilização no problema em escala de laboratório de Smith (1973) com 6 componentes: água, 3 componentes oléicos divididos entre  $C_6 + C_8 + C_{12}$ ,  $C_{32} + C_{47}$  e  $C_{20}$  e 2 componentes gasosos, um gás inerte e outro oxigênio. Já para o problema em escala de laboratório de Parrish (1969), Coats (1980) utilizou 5 pseudo-componentes: 1 para água, 2 oléicos, sendo um leve e outro pesado e 2 componentes gasosos, um para nitrogênio e  $CO_x$  e outro para o oxigênio. Para o problema em escala de campo de Crookston (1979), Coats (1980) utilizou água, óleo leve, óleo pesado, gás carbônico, oxigênio e um componente sólido denominado coque que aparece como reagente nas reações de oxidação em alta temperatura. Kumar (1987) modelou o fluido com cinco componentes – água, componente pesado, componente leve, gás inerte e oxigênio. Posteriormente, Chornet (1988) descobriu que as frações poliaromáticas e polares dos maltenos também são responsáveis pela deposição de combustível (coque), embora em uma frequência menor que os asfaltenos. Belgrave *et al* (1993) utilizou maltenos, asfaltenos (líquidos) e coque (sólido) para modelar o óleo, além de água e dois componentes gasosos (gás inerte e oxigênio) para modelar o fluido. Coates (1995) utilizou o modelo de fluido proposto por Belgrave *et al* em 1993.

As propriedades dos pseudo-componentes dos principais modelos de fluido são apresentadas no Apêndice D.

### 2.3.1 Saturados, Aromáticos, Resinas e Asfaltenos (SARA)

Existe certa conveniência no uso de frações SARA no modelo de fluidos: a grande quantidade de trabalhos publicados e metodologias de laboratório referentes a estes componentes.

Mas antes de aprofundar as discussões sobre este tema, vamos olhar para a definição de cada fração:

**Saturados:** Esta fração, também conhecida como alifática, contém hidrocarbonetos não polares com ligação dupla, incluindo cadeias lineares e ramificadas de alcanos e cicloalcanos (naftenos) com um ou mais anéis saturados (Aske, 2002).

**Aromáticos:** Esta fração contém cadeias de alkyl e anéis de cicloalcanos junto com anéis aromáticos e está relacionada ao benzeno e a seus derivados estruturais. Aske (2002) alertou que aromáticos polares de grande peso molecular podem ser classificados como resina ou asfaltenos. Strausz e Lown (2003) definiram os compostos aromáticos como hidrocarbonetos cíclicos com três ligações simples-dupla alternadas que dão grande estabilidade a molécula e também seu aroma. Em moléculas aromáticas polinucleares o aroma diminui e a reatividade aumenta a medida que o número de anéis aromáticos aumenta. Algumas destas moléculas podem se tornar bastante ácidas (e portanto bastante reativas) e são oxidadas rapidamente (Strausz e Lown, 2003).

**Resinas:** Esta fração é composta de moléculas polares que geralmente contém hetero-átomos como nitrogênio, oxigênio ou enxofre. É definida em termos de sua solubilidade já que é solúvel em alcanos leves como pentano e heptano mas é insolúvel em propano líquido. Espera-se alguma sobreposição com as frações aromáticos e asfaltenos. As resinas são similares aos asfaltenos em sua estrutura, mas com peso molecular menor ( $< 1000 \text{ g/mol}$ ) (Aske, 2002).

**Asfaltenos:** Aske (2002) definiu esta fração em função da solubilidade e como uma classe que precipita em alcanos leves como pentano, hexano e heptano. Esse precipitado é solúvel em solventes aromáticos como tolueno e benzeno. A fração asfáltica contém o maior percentual de hetero-átomos (O, S, N) e constituintes organo-metálicos (Ni, V, Fe). Por serem moléculas constituídas por grande quantidade de átomos, existe grande variedade estrutural, como apresenta a Figura 2-6:

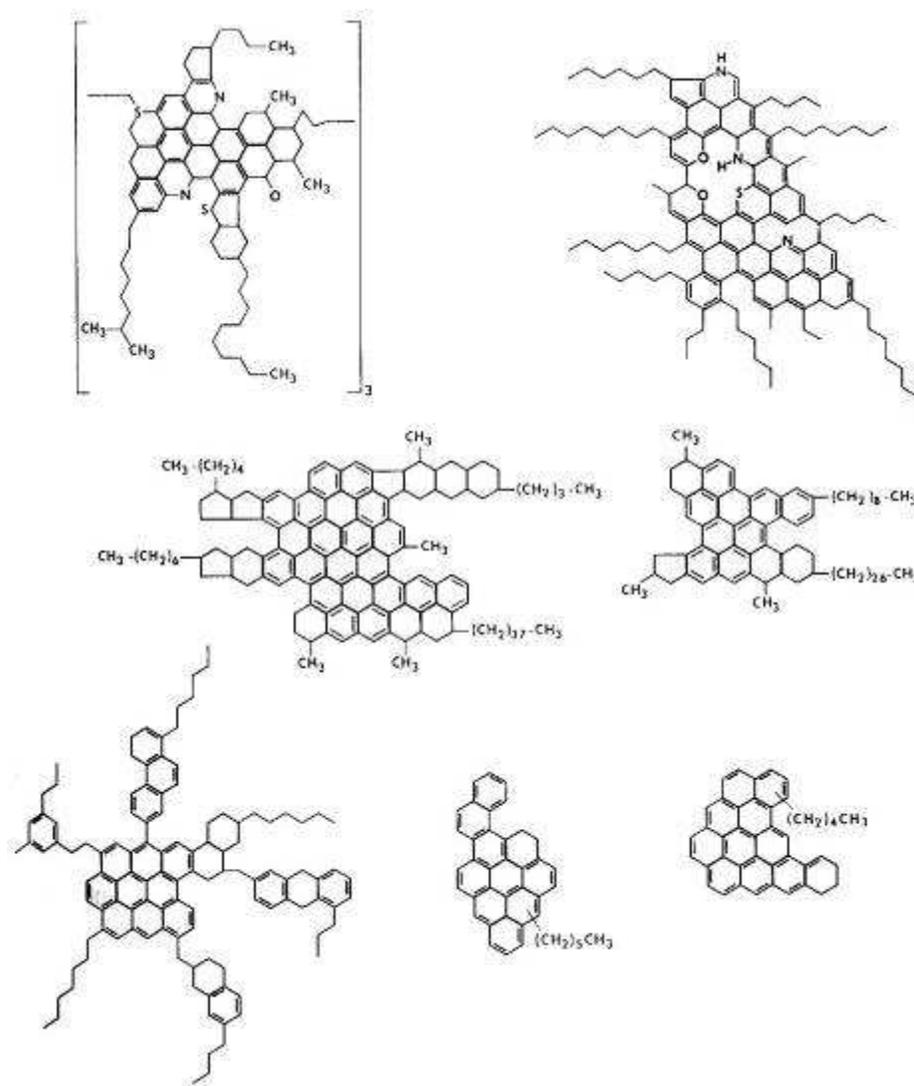


Figura 2-6 – Exemplos de estruturas asfálticas (Yen e Chilingarian, 1994)

Existem diversas técnicas analíticas para determinação das frações SARA de um óleo, sendo que os resultados das diferentes técnicas são bastante diferentes. Fan, Wang e Buckley (2002) compararam três métodos: cromatografia a partir de separação induzida pela gravidade (ASTM – que usa géis adsorventes), cromatografia em camadas finas (RLC) e cromatografia líquida em alta pressão (HPLC). O primeiro método é tido como referência, entretanto, é o mais demorado e custoso. Dos dois últimos métodos, que são mais modernos, o HPLC fornece melhores resultados enquanto que o TLC, que é o mais rápido, produz erros significativos que são acentuados se o óleo possuir voláteis. Os resultados são apresentados na Tabela 2.

Tabela 2: Comparação entre três métodos de medição de frações SARA para seis óleos (Fan, Wang e Buckley, 2002)

Oil	Method	Volatiles (wt%)	Saturates (wt%)	Aromatics (wt%)	Resins (wt%)	n-C6 Asphaltenes (wt%)
A-95	ASTM	6.7	46.2	19.7	18.6	8.8
	HPLC	0	51.0	20.5	19.7	8.8
	TLC-FID	53.3	13.8	12.4	13.4	7.1
C-LH-99	ASTM	10.3	36.8	23.6	23.9	3.4
	HPLC	0	49.4	21.5	25.6	3.4
	TLC-FID	54.3	12.5	15.3	13.5	4.4
C-R-00	ASTM	2.4	68.7	17.4	9.9	1.6
	HPLC	0	70.6	16.4	11.4	1.6
	TLC-FID	37.5	38.0	12.1	9.2	3.2
SQ-95	ASTM	16.3	47.0	19.4	14.7	2.6
	HPLC	0	65.2	18.3	13.9	2.6
	TLC-FID	61.5	17.3	10.2	9.1	1.9
S-Ven-39	ASTM	6.3	45.6	27.8	14.2	6.1
	HPLC	0	51.1	28.3	14.5	6.1
	TLC-FID	47.5	17.2	10.5	14.5	10.4
Tensleep-99	ASTM	3.2	59.0	22.9	11.7	3.2
	HPLC	0	64.0	19.8	12.9	3.2
	TLC-FID	39.6	26.5	18.8	8.1	6.9

Os autores também propuseram uma correlação para determinar o índice de refração (RI) a partir das frações SARA. A estabilidade do asfalteno nos óleos pode ser estimada com o índice de refração da seguinte forma: subtrai-se o índice de refração do óleo de 1,44; que é o RI do heptano. Se a diferença estiver abaixo de 0,04, provavelmente o óleo terá problemas com instabilidade de asfalteno. Se a diferença estiver acima de 0,06, então provavelmente o asfalteno é estável. A correlação para determinação do RI a partir das frações SARA é dada por:

$$RI_{\text{óleo}} = (S*1,4452 + A*1,4982 + (R+As)*1,6624)/100 \dots\dots\dots 2.2$$

Na equação acima, *S* é a porcentagem de saturados, *A* é a porcentagem de aromáticos, *R* é a porcentagem de resinas e *As* é a porcentagem de asfaltenos. A Figura 2-7: Acurácia da correlação para determinação do índice de refração (RI) de óleos a partir de frações SARA apresenta a acurácia da correlação.

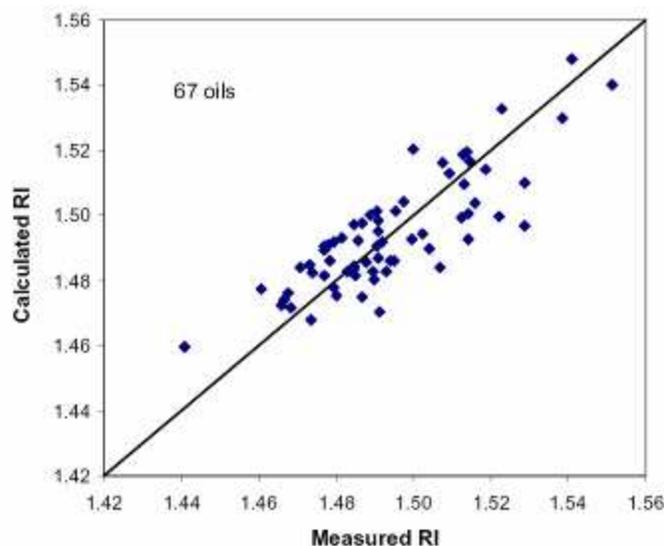


Figura 2-7: Acurácia da correlação para determinação do índice de refração (RI) de óleos a partir de frações SARA

Xia e Greaves (2001) conduziram experimentos de combustão em células tridimensionais que reproduzem a configuração *Thai* (*toe to heel air injection*) de poços. Eles analisaram o óleo produzido através do fracionamento SARA e reportaram uma crescente concentração de saturados no óleo produzido (indo deste 14,5% do óleo virgem até 49%). Por outro lado, a concentração de asfaltenos e aromáticos caiu cerca de três vezes.

Mendze (2005) estudou a entalpia de reação das frações SARA de dois óleos diferentes e constatou que existe uma estabilidade, como mostra a Figura 2-8. As frações SARA de óleos diferentes reagiram com a mesma intensidade, o que poderia permitir criar modelos representativos de fluido e reações em função das frações SARA, onde apenas a composição SARA do óleo fosse informada.

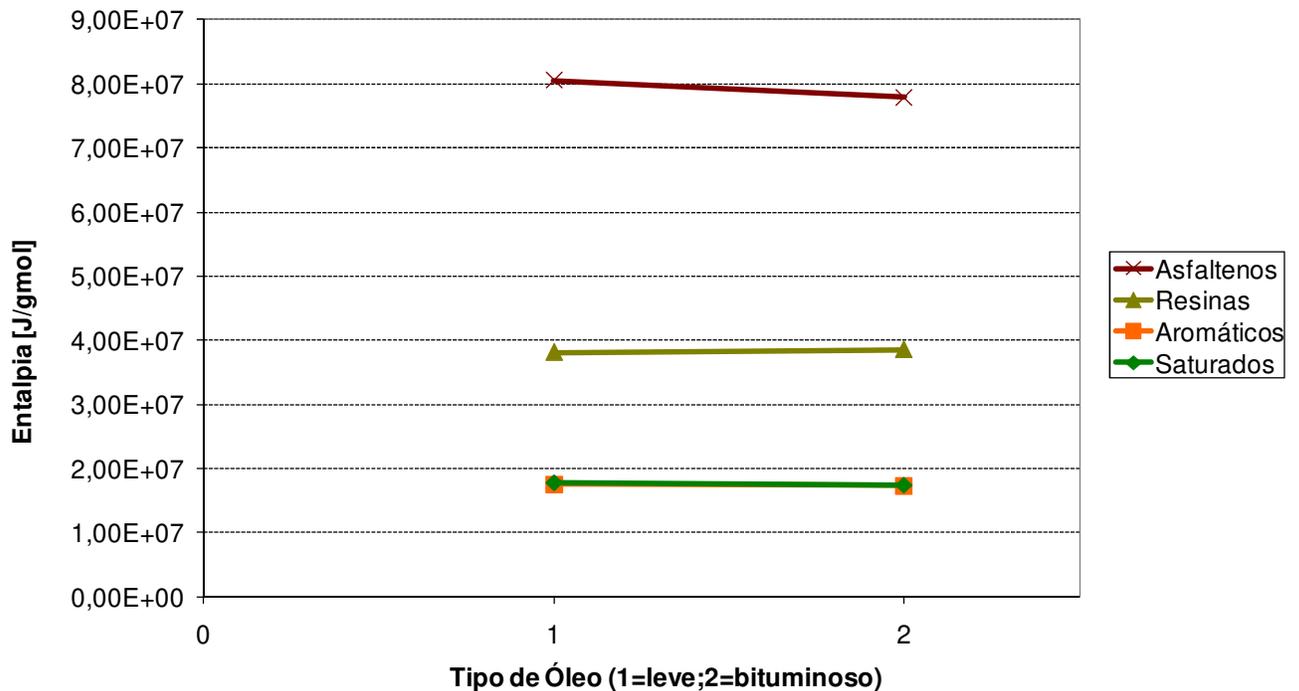


Figura 2-8 – Entalpia de reação de oxidação das frações SARA de dois óleos diferentes (traduzido de Mendze, 2005 *apud* Li, 2006)

### 2.3.2 Equilíbrio Termodinâmico dos componentes

Enquanto os simuladores composicionais costumam trabalhar com uma equação de estado para definir a fase dos componentes, os simuladores térmicos geralmente usam tabelas de coeficientes de equilíbrio termodinâmico. Estas tabelas merecem atenção especial já que modelam como será a volatilidade dos componentes em função do aumento de temperatura que ocorrerá no reservatório.

Tinga, Greaves e Young (1996) alertaram para a necessidade de boa sintonia dos *kvalues* (tabela de valores para a constante de equilíbrio termodinâmico entre as fases líquido e gás dos componentes, em função da pressão e da temperatura), já que valores irreais podem acarretar em problemas numéricos. A Figura 2-9 apresenta o comportamento esperado para um componente volátil, onde o valor de *k* relaciona-se diretamente com a temperatura e inversamente com a pressão.

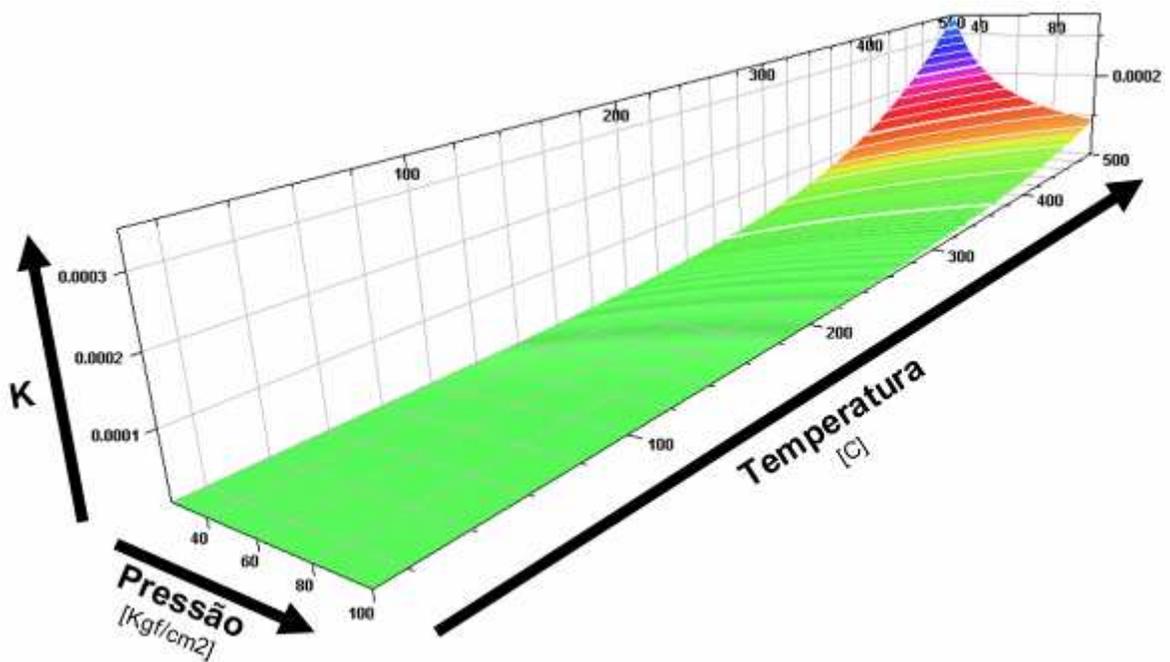


Figura 2-9 – Comportamento do equilíbrio termodinâmico em função da pressão e da temperatura para o malteno, segundo o modelo de Coates e Ivory (1995)

### 2.3.3 Viscosidade

Diversos autores como Coates, Lorimer e Ivory (1995), Gerritsen *et al* (2004) e Liguio *et al* (2008) relataram o fenômeno da redução significativa de viscosidade entre o óleo produzido e o óleo original em um processo de combustão *in-situ*. Xia e Greaves (2003) relataram um aprimoramento de até 8 graus API no óleo produzido em relação ao original. Este fenômeno está associado principalmente ao aumento de temperatura, entretanto parte dele é responsabilidade da solubilização no óleo do CO<sub>2</sub> que é produto da combustão, em uma seção posterior a frente de chama.

Tinga, Greaves e Young (1996) relataram o fenômeno da redução de viscosidade causada pelo CO<sub>2</sub> diluído no óleo em um projeto de combustão *in-situ*. Os autores estudam a injeção de ar e de oxigênio para recuperação de óleo leve. As vantagens da injeção de oxigênio puro ao invés de ar não estariam relacionadas apenas a uma maior eficiência de compressão (é necessário comprimir apenas um quinto do volume para injetar a mesma quantidade de comburente), mas também relacionadas com a viscosidade. A ausência de Nitrogênio e de gases inertes no produto de combustão aumenta a pressão parcial do CO<sub>2</sub>, aumentando sua solubilidade no óleo. A

redução de viscosidade causada por essa maior quantidade de CO<sub>2</sub> dissolvido é significativa na recuperação do óleo.

Klaus e Fenske (1956) propuseram um modelo de viscosidade exponencial com a temperatura de acordo com a equação:

$$\mu_o = 0,016018\rho_o \left[ 10^{\frac{B}{(T+460)^A}} - 0,6 \right] \dots\dots\dots 2-3$$

Na equação acima, A e B são constantes dependentes do tipo de óleo, T é a temperatura em graus Fahrenheit,  $\rho_o$  é a massa específica do óleo em lb/ft<sup>3</sup> e  $\mu_o$  é a viscosidade em centipoises.

Guzman e Andrade (1930) propuseram a equação exponencial (2-4):

$$\mu_i(T) = a_{visc_i} * \exp\left(\frac{b_{visc_i}}{T}\right) \dots\dots\dots 2-4$$

Na equação acima, *a<sub>visc</sub>* e *b<sub>visc</sub>* são constantes dependentes do componente. Este equacionamento foi incorporado no simulador STARS® e a escolha de coeficientes adequados para cada componente é necessária aos usuários deste tipo de ferramenta.

Coates (1995) utilizou um modelo de viscosidade de mistura composta por asfaltenos e maltenos, como apresentado pela figura:

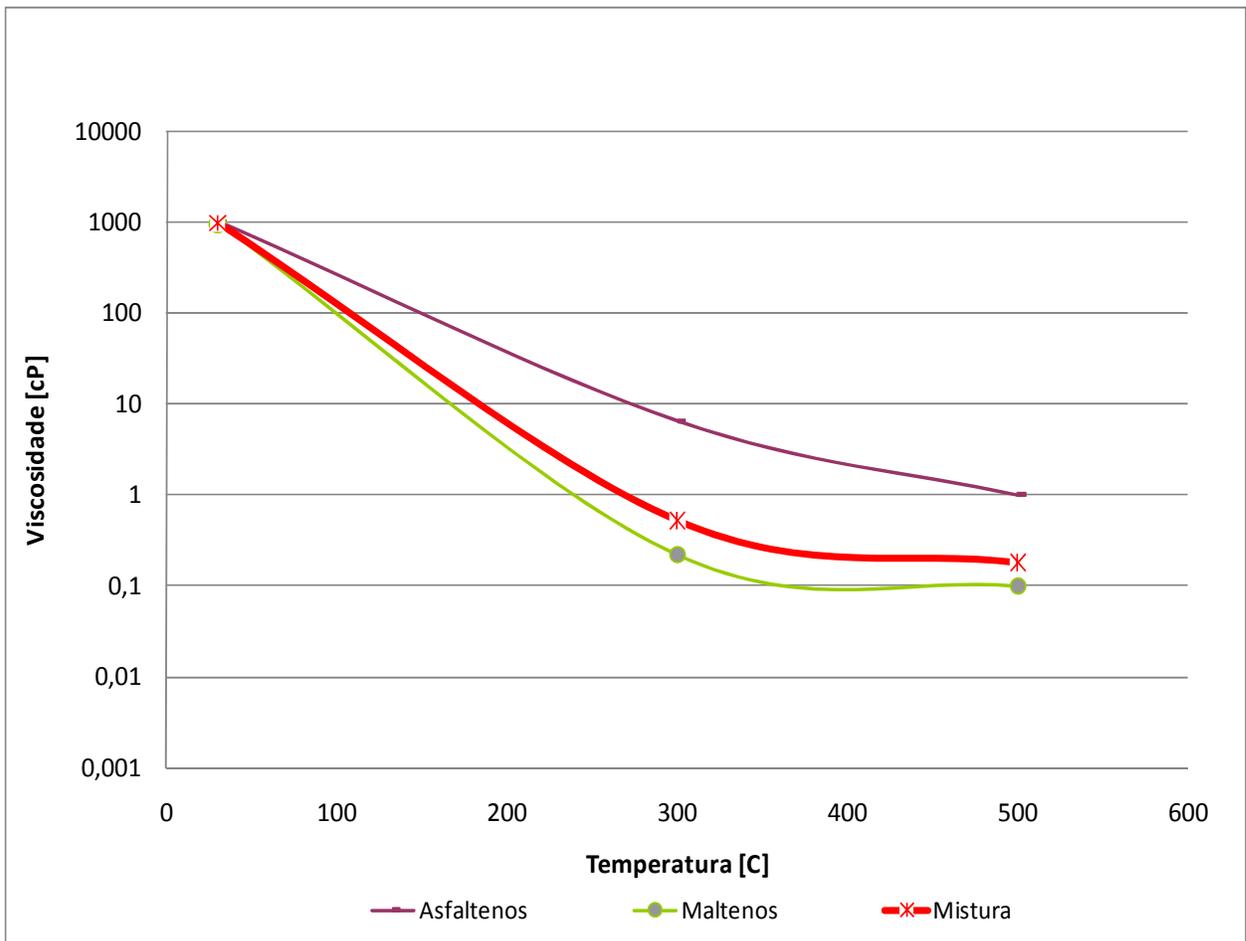


Figura 2-10 – Modelo de viscosidade utilizado por Coates (1995)

Muitos autores, como Einstein (1906), Storm e Sheu (1991), Majolino (1990) e Grimsom *et al* (1987) estudaram modelos de viscosidade do óleo em função da quantidade e qualidade de sólidos em suspensão, o que pode ser estendido para representar a viscosidade do óleo em função da composição, já que cadeias grandes como as de asfaltenos podem ser entendidas como sólidos em suspensão (Storm e Sheu, 1991).

Einsten (1906) propôs um modelo para viscosidade de suspensões newtonianas:

$$\eta_r = \frac{\eta}{\eta_0} = 1 + [\eta]\phi \quad \dots\dots\dots 2.5$$

Na equação acima,  $\eta$  é a viscosidade da suspensão,  $\eta_0$  é a viscosidade do líquido suspenso,  $\eta_r$  é a viscosidade relativa,  $[\eta]$  é a viscosidade intrínseca e  $\phi$  é a fração do volume do

fluido ocupado pelas partículas. A viscosidade intrínseca contém informação sobre o formato das partículas - assume o valor 2,5 para esferas, um valor que aumenta para partículas cilíndricas e elipsoidais ou disformes como os asfaltenos. O modelo de Einstein (1906) foi utilizado por outros autores como Majolino *et al* (1990) e Grimson e Barker (1987) em modelos de previsão de viscosidade.

A Figura 2-11 demonstra como a quantidade de asfaltenos no óleo aumenta sua viscosidade e correspondem a um ajuste dos parâmetros da equação de Grimson e Barker (1987) a dados medidos de um óleo do campo de Ratawi.

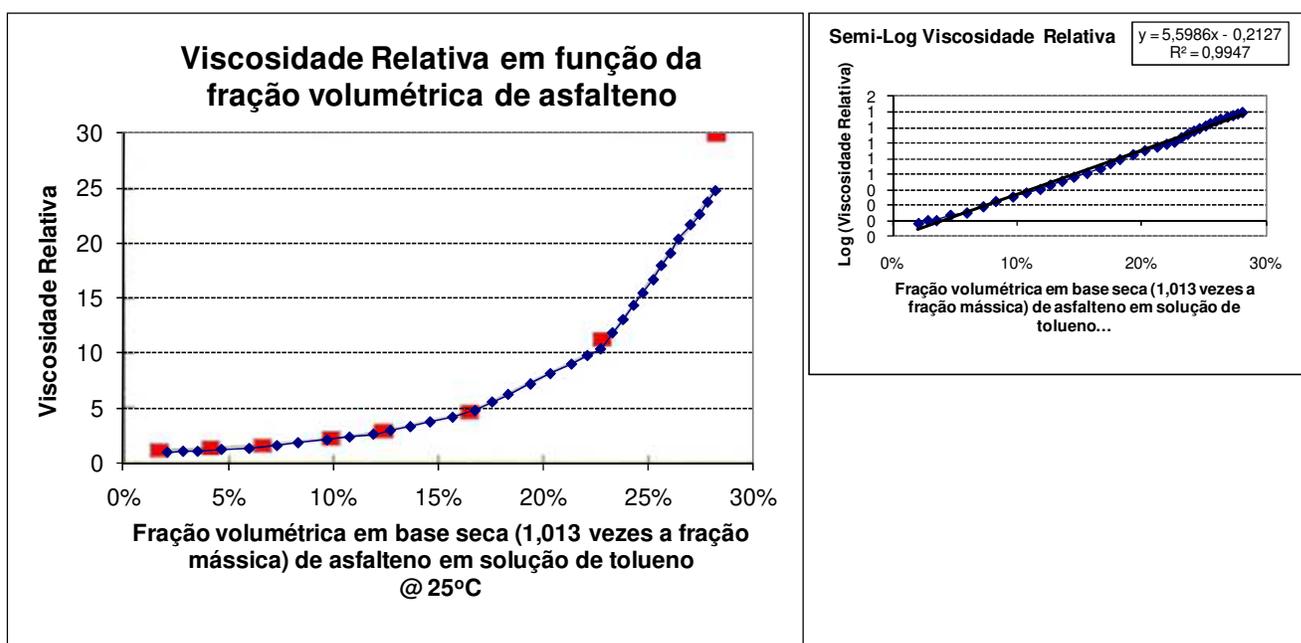


Figura 2-11 – Ajuste da equação de Grimson e Barker (1987) a viscosidade relativa do óleo de Ratawi (Yen e Chilingarian, 1994)

## 2.4 Reações Químicas na Combustão In-situ

### 2.4.1 Equacionamento Primário

O processo de combustão *in-situ* envolve uma reação de oxidação exotérmica. Basicamente, combustível orgânico reage com oxigênio formando óxidos de carbono e água. Essa reação foi apresentada por diversos autores (Burger *et al*, 1985; Butler, 1991; Sarathi, 1999, Birgham, 2005; Nelson e Mcneil, 1961).



Pode-se reescrever os índices a,b,c,d em função de parâmetros mais concretos, tais como a relação de CO em relação aos gases de saída, o índice x, que indica a relação H/C no combustível, ou outras relações entre os componentes. Os parâmetros concretos escolhidos para sintetizar a reação acima variam de autor para autor. No presente trabalho, escolheu-se a relação H/C (x) e uma relação que indica a qualidade da reação, a fração de monóxido de carbono nos gases de saída, a qual chamou-se de  $\Phi$ . Uma reação de combustão completa gera apenas dióxido de carbono e água, entretanto, a presença de monóxido de carbono indica uma reação de combustão incompleta. Como se observa pelo balanço estequiométrico para cada componente, que se apresenta a seguir, a soma dos índices b e d, correspondentes ao monóxido e dióxido de carbono no produto da reação equivale a um. Dessa forma, se b, o índice do dióxido de carbono, for um, d será zero, indicando uma reação completa. E vice-versa. Observe o equacionamento para cada componente para acompanhar o rearranjo na equação principal de combustão em função dos parâmetros escolhidos:

Carbono:  $1 = b + d; \quad b = 1 - d$

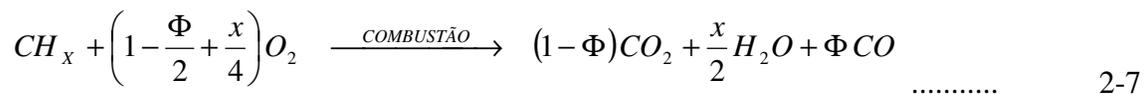
Hidrogênio:  $x = 2c; \quad c = x/2$

Oxigênio:  $2a = 2b + c + d; \quad a = b + c/2 + d/2 = 1 - d + d/2 + x/4$

$$a = \left(1 - \frac{d}{2} + \frac{x}{4}\right)$$

Na saída:  $CO = d = \Phi \qquad \Phi = \frac{CO}{CO + CO_2}$

$$CO_2 = 1 - d = 1 - \Phi$$



A equação (2-7) acima corresponde a uma reação de oxidação ideal, que libera grande quantidade de energia. Além de seus reagentes, que são o combustível e o comburente, ela

precisa de um terceiro elemento para ocorrer – a energia de ativação. Em um reservatório de petróleo, onde o combustível é o próprio óleo, a ativação, também chamada de ignição, pode ser induzida ou pode ocorrer naturalmente, caso as condições de reatividade do óleo e a temperatura do reservatório seja suficiente para isso. Desta forma, a reação (2.7) produz alta temperatura (libera energia) e precisa de alta temperatura para ocorrer (ignição). Por isso ela é chamada de reação OAT, (High Temperature Oxidation).

A oxidação em alta temperatura, OAT, é uma reação predominantemente heterogênea. Além disso, é uma reação que ocorre em fluxo e envolve uma série de fenômenos do transporte. A combustão (oxidação) é uma reação controlada pela superfície. Scarborough e Cady (1982) dividiram a oxidação de alta temperatura nos seguintes passos:

1. difusão do oxigênio da corrente de gás até a superfície do combustível
2. absorção do oxigênio na superfície
3. reação química com o combustível
4. desabsorção dos produtos de combustão
5. difusão dos produtos para longe da superfície na corrente de gás.

Se algum destes passos for inerentemente mais devagar que os passos remanescentes, o processo global de combustão será controlado por este passo. Em geral, as reações químicas (passo 3) ocorrem em uma velocidade muito superior aos passos difusivos (1 e 5). Portanto a taxa de combustão tende a ser controlada pela difusão.

Entretanto, existem controvérsias quanto a este tema. A combustão é controlada pela reação química ou pela difusão? Alguns investigadores (Dabbous *et al*, 1974; Lin *et al.*, 1984) descobriram que a combustão é controlada pela difusão, enquanto que outros descobriram que é controlada pela reação química ( Hughes *et al*, 1987; Fassihi e Brigham, 1982; Burger, 1976). Islam *et al*, 1989, contestaram que os experimentos de laboratório sejam conduzidos em condições ideais, onde a taxa de transferência de massa do oxigênio é alta, e a influência da difusão é mascarada. Outros investigadores contestaram que a taxa global de combustão seja dependente da concentração de oxigênio (pressão parcial) próximo a frente de combustão. Em vazões altas de ar, a reação é controlada pela taxa de reação (essa taxa será melhor apresentada na

seção “cinética” logo abaixo), enquanto que em vazões baixas de ar, a reação é limitada pela difusão.

#### 2.4.2 Outras Reações

A reação OAT não é a única que ocorre em um reservatório de petróleo. Em verdade, existem tantas reações ocorrendo na injeção de oxidante em um reservatório e com um grau de complexidade tal que a modelagem das reações químicas consiste em um dos principais desafios para a simulação numérica e para a previsão de comportamento de um processo de combustão *in-situ*.

Diversos autores abordam esta temática, mas o catálogo mais completo se encontra no handbook de combustão *in-situ* (Sarathi, 1999).

As diversas reações são agrupadas em três grandes grupos, associados a diferentes intervalos de temperatura:

- Reações OAT (*High temperature oxidation*);
- Reações ITO (*Intermediate temperature oxidation*). Compõem as reações de formação de combustível – craqueamento e pirólise de hidrocarbonetos, que formam o coque, uma fração de hidrocarboneto pesada, rica em carbono e pouco volátil;
- Reações OBT (oxidação em baixa temperatura)

As reações OAT já foram descritas. Os dois outros grandes grupos de reações serão descritos a seguir:

#### 2.4.3 Reações de Oxidação em Baixa Temperatura OBT

Essas reações ocorrem em temperaturas inferiores a 400°C. Diferentemente da OAT, que produz monóxido e dióxido de carbono, e água, a reação OBT produz água e hidrocarbonetos parcialmente oxigenados como ácidos carboxílicos, aldeídos, cetonas, álcoois e hidroperoxidas (Burger e Sahuquet, 1972). A reação OBT é portanto uma reação de adição de oxigênio e ocorre mesmo a baixas temperaturas do reservatório. É causada pela dissolução do oxigênio no óleo cru. O grau de dissolução depende da taxa de difusão de moléculas de oxigênio em temperatura de reservatório. Os óleos leves são mais susceptíveis a OBT que os pesados.

As reações de oxidação de baixa temperatura são bastante complexas e não muito compreendidas. Entretanto, acredita-se que consista na condensação de componentes de baixo peso molecular em componentes de alto peso molecular. Composicionalmente, essas reações provocam o aumento no conteúdo de asfalto e a diminuição nos conteúdos aromáticos e resinas (Moschopedis e Speight, 1975; Babu e Cormack, 1984; Adegbesan *et al*, 1987)

As reações OBT também aumentam a viscosidade do óleo original, o que leva alguns autores a aconselharem que se busque evitar esse tipo de reação em óleos muito pesados. Fassihi e Meyers (1990) estudaram o efeito das reações OBT na viscosidade. Eles observaram que a viscosidade de óleos pesados aumenta exponencialmente com a oxidação de baixa temperatura. Eles relacionam a viscosidade ao teor de asfaltenos, que aumenta com a OBT.

Outro motivo que leva esses autores a contra-indicarem reações OBT para óleos pesados é o aumento na quantidade de combustível disponível para combustão que ela provoca, como demonstrado por Alexander, Martin e Dew (1962) e Dabbous e Fulton (1974). Em óleos pesados, a disponibilidade de combustível já é suficientemente alta e o aumento no combustível disponível repercute no aumento da demanda de ar, o que pode levar a demanda de injeção para patamares intoleráveis economicamente. Outro efeito desse tipo de reação é a diminuição substancial da fração recuperável de óleo nas zonas de destilação e craqueamento (logo adiante da frente de combustão).

Baixas vazões de ar na zona de oxidação, que podem ocorrer por heterogeneidades da formação e furto do oxigênio por canais, causam reações OBT. Características de combustão pobre do óleo, relacionadas a sua reatividade, também promovem OBT. Em reservatórios de óleos pesados, reações OBT são mais presentes quando oxigênio é injetado ao invés de ar.

A região de temperatura onde ocorrem reações OBT é inferior a 600<sup>0</sup>F, mas essa faixa depende muito do óleo. É muito difícil associar um intervalo de temperatura à região OBT, porque as reações de oxidação do carbono começam entre 270<sup>0</sup>F e 320<sup>0</sup>F. As evidências da ocorrência de reações OBT são o aumento no consumo de oxigênio e a geração de óxidos de carbono. Entretanto existe um declínio na taxa de oxidação em temperaturas entre 450-540<sup>0</sup>F. Essa região constitui a região de gradiente negativo de temperatura, um intervalo no qual a utilização de oxigênio diminui com o aumento da temperatura. A Figura 2-12 ilustra este comportamento.

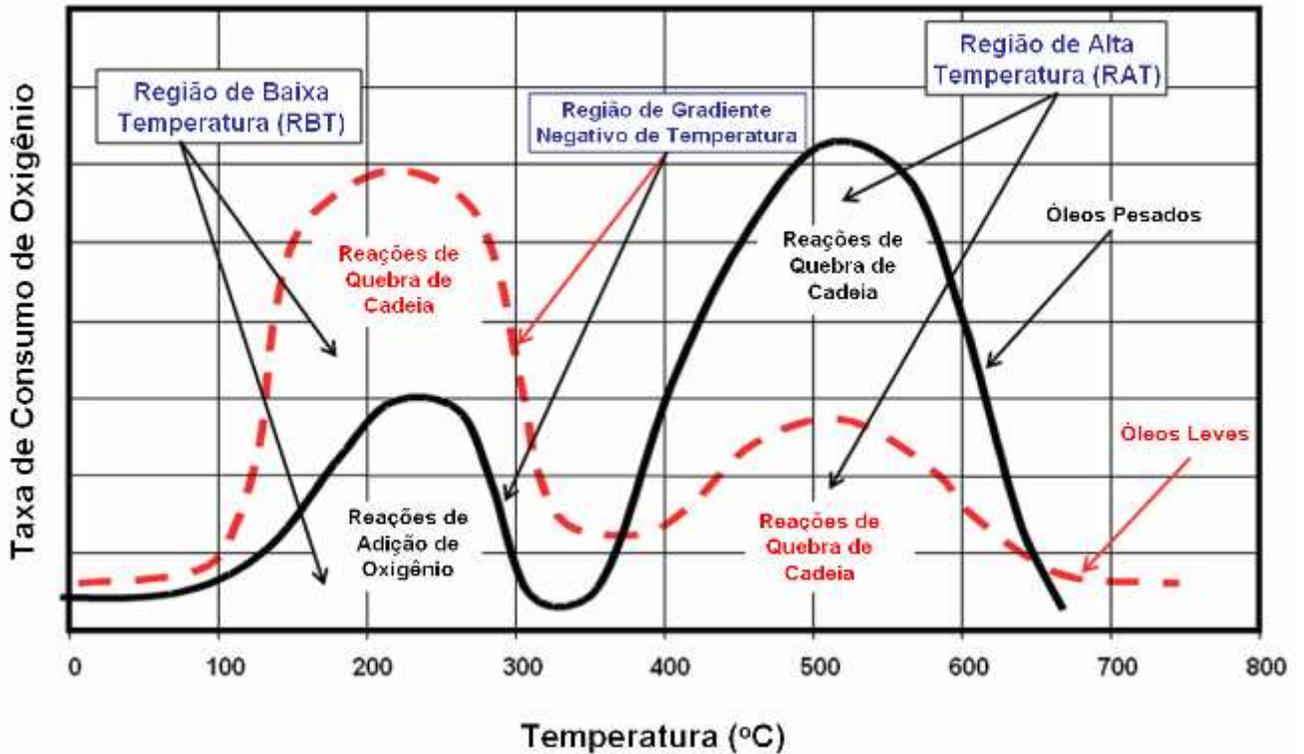


Figura 2-12 – Perfil de Temperatura para Combustão Seca mostrando o efeito da taxa de consumo de oxigênio para óleos pesados e leves e a região do gradiente negativo de temperatura (Sarathi, 1999)

Caso o calor gerado pelas reações OBT falhe em fazer a temperatura transcender a região de gradiente negativo de temperatura, a eficiência de deslocamento do óleo será muito baixa. Isso ocorre porque as reações de adição de oxigênio faz com que a fase de vapor se encolha significativamente, além de tornar o óleo menos móvel. O prolongamento da reação OBT por muito tempo pode aprisionar o óleo permanentemente nos poros, já que seu principal produto é o coque.

As observações apresentadas acima foram feitas baseadas nos estudos de OBT de betumes (*athabasca oil sand*). Estudos de laboratório sobre este grupo de reações foram feitos por Fassihi *et al* (1990).

As reações OBT afetam significativamente a mobilidade de óleos pesados (isto é, óleos com conteúdo de resina e asfalto alto). Para estes óleos, OBT aumenta tanto a viscosidade quanto a massa específica, o que acaba afetando secundariamente a recuperação. Pré-oxidação do

óleo pesado também aumenta a disponibilidade de combustível e a exigência de ar para combustão. Dessa forma, condições que promovam reações OBT devem ser minimizadas em combustão *in-situ* de óleos pesados. (Sarathi, 1999).

Marin (2007) defendeu que, para um modelo de simulação numérica de CIS seja preditivo, as reações de oxidação em baixa temperatura (OBT) devem estar incluídas. Nestas reações, a adição de oxigênio às moléculas, com formação de compostos mais pesados predomina. Chornet (1988) prestou atenção especial às oxidações em baixa temperatura, afirmando que as resinas e os aromáticos são frações mais suscetíveis a sofrerem este tipo de reações que os outros componentes do óleo.

#### **2.4.4 Reações de craqueamento e pirólise**

Com o aumento de temperatura, o óleo passa por uma alteração química chamada de pirólise. Essas reações são responsáveis pela deposição de coque ( uma fração de hidrocarboneto rica em carbono, pesada e de baixa volatilidade) que será utilizado posteriormente como combustível da reação principal de oxidação. A pirólise é homogênea, endotérmica e envolve três tipos de reações: desidrogenação, craqueamento e condensação. Na desidrogenação, os átomos de hidrogênio são arrancados das moléculas de hidrocarbonetos, deixando o carbono intocado. Nas reações de craqueamento, as ligações carbono-carbono das moléculas pesadas são quebradas, resultando na formação de maior número de moléculas leves. Nas reações de condensação, o número de átomos de carbono no molécula aumenta, levando a formação de hidrocarbonetos mais pesados. O tipo de óleo e a estrutura química determinam a taxa e a extensão das reações de pirólise.

As parafinas (hidrocarbonetos de cadeia linear), não sofrem reações de condensação. Entre 370°C e 680°C, elas sofrem des-hidrogenação e craqueamento térmico, dependendo do tamanho das cadeias moleculares. Em geral, cadeias curtas sofrem des-hidrogenação e cadeias longas sofrem craqueamento. As reações de craqueamento se iniciam com a quebra das ligações carbono-carbono, seguido pela extração de hidrogênio (des-hidrogenação). As moléculas desidrogenadas podem se recombinar para formar moléculas mais pesadas, eventualmente formando coque. Portanto as longas cadeias lineares de parafina produzem coque e quantidades

consideráveis de frações voláteis de hidrocarboneto, quando submetidas a calor ou altas temperaturas.

Os compostos aromáticos (benzeno e outros compostos anelares) sofrem mais reação de condensação do que de degradação (craqueamento). Isso ocorre entre 680°C e 1650°C. Na reação de condensação, a fraca ligação C-H das moléculas anelares são quebradas e substituídas por ligações carbono-carbono mais estáveis. Isso leva a formação de moléculas poliaromáticas menos hidrogenadas. Quando sujeitadas a aquecimento posterior, essas moléculas, produtos de condensação, perdem mais hidrogênio e se recombinaem novamente, formando polimoléculas ricas em carbono, chegando até a formar macromoléculas similares ao grafite.

Estudos de pirólise feitos em laboratório, em óleos pesados da Califórnia (14-16 °API) indicam que a pirólise ocorre em três estágios:

- Destilação
- Craqueamento suave
- Formação de Coque

Durante a destilação, o óleo perde a maior parte de suas frações leves e parte de suas frações médias. Em temperaturas mais altas (205-280 °C), ocorre craqueamento suave do óleo. Nesta fase, o hidrocarboneto perde grupos laterais pequenos e átomos de hidrogênio formando compostos menos ramificados, que são mais estáveis e menos viscosos. Ainda em altas temperaturas (acima de 290 °C) o óleo que está remanescente no meio poroso se quebra em frações mais voláteis e em um hidrocarboneto residual rico em carbono e pobre em hidrogênio, chamado de coque. O coque constitui uma fração insolúvel em tolueno do óleo e contém de 80 a 90% de carbono e de 3 a 9% de hidrogênio. Tanto o craqueamento suave quanto o craqueamento convencional produzem gás hidrogênio e alguns hidrocarbonetos leves na fase gasosa. Também foi observado que a destilação do óleo cru em temperaturas baixa tem um papel importante nas reações de craqueamento e formação de coque. Pressões operacionais altas levam a formação de mais combustível que contenham menos hidrogênio. Os pesquisadores da Universidade de Calgary estudaram diversos aspectos da combustão *in-situ* e descrevem a pirólise do betume como sendo um conjunto que engloba as seguintes reações:

- Betume → Malteno

- Malteno → Asfalteno
- Asfalteno → Coque
- Asfalteno → Gás

Os Maltenos são frações do óleo solúveis em pentano e tolueno e podem ser posteriormente separados em saturados, aromáticos e resinas, pela cromatografia do líquido. Os asfaltenos são frações solúveis em tolueno, mas insolúveis em pentano.

Islam, Chakma e Ali (1989) apresentaram a evolução da modelagem cinética, em especial o craqueamento térmico, que é definido como a mudança na composição do óleo quando aquecido na ausência de oxigênio.

#### 2.4.5 Cinética

A cinética das reações pode ser definida como o estudo da taxa e extensão da transformação química de reagentes para produtos (Sarathi, 1999). O estudo da cinética de reações é levado a cabo em processos de combustão *in-situ* pelas seguintes razões:

1. Para caracterizar a reatividade do óleo
2. Para determinar as condições exigidas para atingir ignição e para determinar se a auto-ignição acontecerá no reservatório sob injeção de ar.
3. Para conhecer a natureza do combustível formado e seu impacto na combustão.
4. Para estabelecer parâmetros para a cinética (taxa de reação) que serão usados em modelos numéricos de simulação.

A combustão de óleo cru em meio poroso não é uma reação simples, mas segue diversas reações consecutivas que ocorrem em diferentes intervalos de temperatura (Fassihi *et al*, 1984). Já que os óleos são compostos de centenas de componentes, uma representação explícita e correta da cinética da reação de oxidação do óleo iria exigir um grande número de expressões cinéticas (equações químicas). Entretanto, isso não é viável já que esses compostos são submetidos a reações não facilmente descritíveis. Essa complexidade é consequência da estrutura química no hidrocarboneto. Muitos contêm diversas cadeias coexistentes, além de inúmeras ligações C-H e C-C que podem reagir sucessivamente ou simultaneamente e frequentemente produzem reações

intramoleculares. Modelos detalhados das reações de oxidação de hidrocarbonetos estão disponíveis apenas para as moléculas mais simples e são feitos de diversas equações.

Paralelamente a essas dificuldades de modelagem química de um processo de combustão de óleo estão as dificuldades computacionais de simulação de reações de combustão. Dessa forma, mesmo que um modelo universal e completo que englobe todas as complexidades da combustão de óleo se torne de conhecimento humano, ele não poderá ser aplicado para modelar nenhum reservatório através da simulação numérica. A exigência computacional (memória, processamento e custo) seria muito grande. Modelos de oxidação detalhados foram desenvolvidos e validados apenas para as moléculas mais simples de combustível e não estão disponíveis para a maioria dos combustíveis. Entretanto, modelos muito simples que se aproximam da cinética da reação de oxidação apareceram na literatura.

A reação mais simples representando a oxidação de um combustível de hidrocarboneto típico é apresentada pela equação (2.6) acima. Os coeficientes a,b,c,d são determinados através da escolha do combustível. A equação (2.7) apresenta a razão H/C do combustível (de forma que independente da constituição química, formato da molécula, ligações presentes, o combustível é simplificado por uma representação em função da relação H/C) e a razão de monóxido de Carbono nos gases de combustão ( $\Phi$ ). Essa reação global é uma maneira conveniente de aproximar os efeitos de muitas reações elementares que realmente ocorrem no reservatório durante o processo de combustão. Sua taxa deve ser representada como uma média apropriada de todas as taxas de reações individuais envolvidas. (Sarathi, 1999)

Muitos pesquisadores descreveram as reações de combustão *in-situ* em termos de um modelo de taxa de reação simples que é estritamente dependente da concentração de carbono (combustível) e a pressão parcial do oxigênio (comburente). Esse modelo é muito aceito em todo o mundo, e é justamente o modelo utilizado pelo simulador STARS® (manual do STARS, 2005).

$$R_c = \frac{dC_m}{dt} = kP_{O_2}^a C_f^b \dots\dots\dots 2-8$$

Sendo os índices:

- $R_c$  = taxa de combustão (M.L<sup>-3</sup>.T<sup>-1</sup>)

- $C_f$  = concentração instantânea de combustível ( $n.L^{-3}$ )
- $k$  = constante
- $P_{O_2}$  = pressão parcial do oxigênio ( $M.L^{-1}.T^{-2}$ )
- $a$  = ordem da reação em respeito à pressão parcial do oxigênio
- $b$  = ordem de reação em respeito à concentração de combustível

A constante  $k$  na equação (2-8) é uma função da temperatura e da energia de ativação da reação:

$$k = A e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} \dots\dots\dots 2-9$$

Onde:

- $A$  = fator pré-exponencial ( $T^{-1}$ )
- $E$  = energia de ativação ( $M.L^2. \Theta T^{-2}$ )
- $R$  = constante universal dos gases ( $M.L^2.T^{-2}.n^{-1}.\Theta^{-1}$ )
- $T$  = temperatura absoluta (em escala absoluta) ( $\Theta$ )

A equação (2-9) é chamada de equação de Arrhenius e o fator pré-exponencial  $A$  é chamado de constante de Arrhenius. Entretanto, essa constante não é constante! Varia com o tipo de óleo, pressão e outros fatores. Mas uma vez definidos os reagentes e as condições de reação, de fato a constante de Arrhenius se torna constante.

Uma limitação do uso da modelagem cinética das reações nos simuladores está no uso de frequência, expoentes e energia de ativação de reação constantes. A frequência está relacionada ao fator pré-exponencial da equação (2-9) e corresponde a quantidade de vezes que a reação ocorre em um determinado intervalo de tempo. Fassih, Brigham e Ramey (1984) afirmaram que a frequência de reação não é constante, mas dependente da temperatura. A Figura 2-13 apresenta essa dependência. Freitag e Verkoczy (2005) afirmaram que a ordem de reação ( $n$ ) também aumenta com a temperatura, variando de 0,5 em 150°C até próximo de 1 em 220°C para as reações OBT.

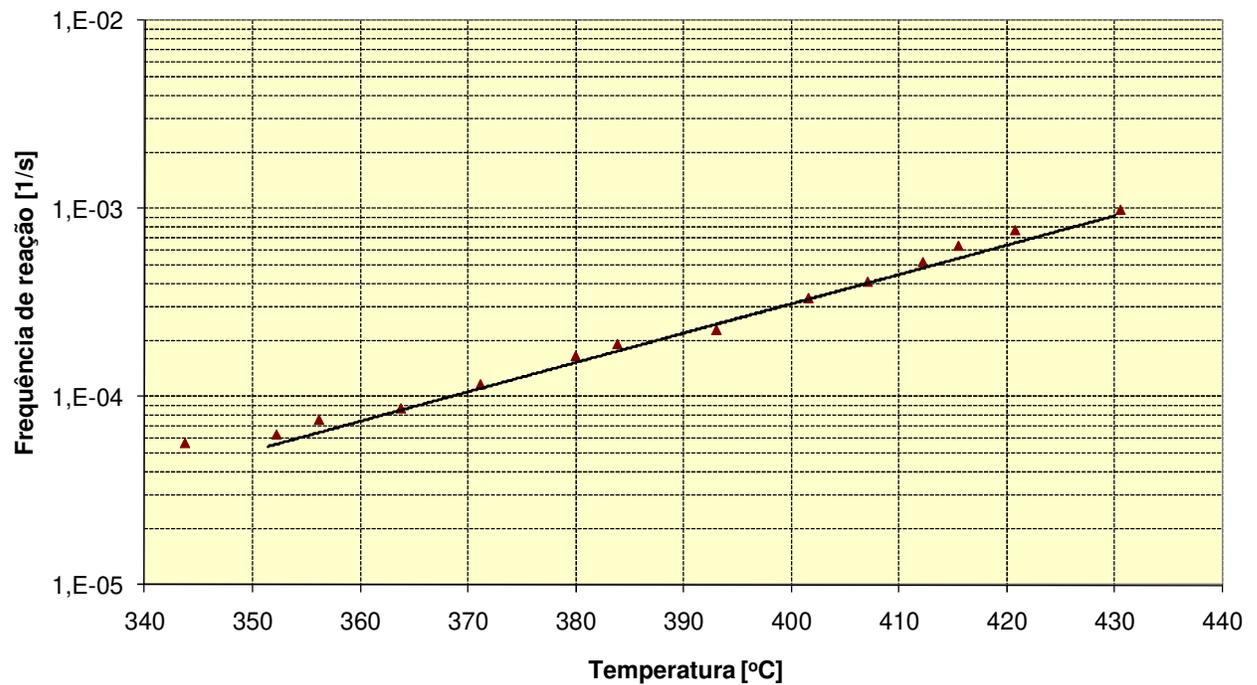


Figura 2-13 – Influência da temperatura na frequência de reação (adaptado de Fassihi, Brigham e Ramey, 1984)

Akin, Kok, Bagci e Karacan (2000) apresentaram parâmetros cinéticos e energia de ativação para reações de baixa, média e alta temperatura das frações SARA, conforme demonstram as Figura 2-14 a Figura 2-17.

		<i>LTO</i>	<i>MTO</i>	<i>HTO</i>
	<i>Saturates</i>	10.5	2.7	80.9
<i>Medium</i>	<i>Aromatics</i>	74.4	27.9	121.4
<i>Crude</i>	<i>Resins</i>	77.6	37.3	136.3
	<i>Asphaltenes</i>	131.8	130.6	226.8
	<i>Saturates</i>	18.9	7.3	136.6
<i>Heavy</i>	<i>Aromatics</i>	103.1	41.9	152.7
<i>Crude</i>	<i>Resins</i>	60.9	46.3	49.5
	<i>Asphaltenes</i>	83.1	124.5	183.9

Figura 2-14: Energias de Ativação das frações SARA em reações de combustão (kJ/mol)

		<i>LTO</i>	<i>MTO</i>	<i>HTO</i>
	<i>Saturates</i>	1.16E+05	6.26E+03	1.76E+09
<i>Medium</i>	<i>Aromatics</i>	2.33E+06	7.32E+04	1.21E+08
<i>Crude</i>	<i>Resins</i>	7.69E+06	5.64E+04	1.99E+08
	<i>Asphaltenes</i>	7.34E+07	6.11E+07	6.51E+13
	<i>Saturates</i>	1.27E+05	2.19E+04	7.43E+08
<i>Heavy</i>	<i>Aromatics</i>	3.61E+07	7.50E+05	1.36E+09
<i>Crude</i>	<i>Resins</i>	9.14E+07	1.76E+06	5.74E+06
	<i>Asphaltenes</i>	5.67E+05	2.43E+07	1.93E+11

Figura 2-15: Frequências de Reação das frações SARA em reações de combustão (1/min). Heavy Crude = Raman Crude.

Properties	Medium Crude	Heavy Crude
<sup>o</sup> API Gravity	26.12	14.95
Viscosity (cp)	37	51935
<C <sub>15</sub> + (%)	21.8	16.9
Saturates (%)	45	18
Aromatics (%)	29	31
Resin (%)	14	22
Asphaltene (%)	12	29
Sulphur (%)	2.2	5.4
Calorific Value (cal/gr)	11300	9870

Figura 2-16: Propriedades dos óleos das 2 figuras anteriores.

Em outro artigo, Akin, Bagci e Kok (2000) voltaram a apresentar os parâmetros cinéticos das frações SARA calculados em um óleo pesado de Raman, desta vez incluindo a entalpia da reação:

	Enthalpy	Activation Energy	Arr. Cst.
	cal/grmol	kJ/mol	min <sup>-1</sup>
Saturates	138.8	18.9	1.27E+05
Aromatics	120.5	103.1	3.61E+07
Resins	54.35	60.9	9.14E+07
Asphaltenes	0.3248	83.1	5.67E+05
Middle temperature oxidation			
Saturates	50.75	7.3	2.15E+04
Aromatics	15.6	41.9	7.50E+05
Resins	113.1	46.3	1.76E+06
Asphaltenes	193.5	124.5	2.43E+07
High temperature oxidation			
Saturates	238	136.6	7.43E+08
Aromatics	837.9	152.7	1.36E+09
Resins	803.8	49.5	5.74E+06
Asphaltenes	1798	183.5	1.93E+11

Figura 2-17 – Parâmetros cinéticos das frações SARA (Akin *et al*, 2000)

Islam, Chakma e Ali (1989) apresentaram a evolução da modelagem cinética, em especial o craqueamento térmico, que é definido como a mudança na composição do óleo quando aquecido na ausência de oxigênio.

#### 2.4.6 Efeito da Pressão

Li (2006) estudou o efeito da pressão nas reações de combustão, conforme é resumido pelas Figura 2-18 e Figura 2-19. Existe um significativo aumento na entalpia de reação OBT com maiores pressões. Na OAT a influência da pressão se mostra muito dependente da composição do óleo. Ele utilizou todos os aparatos experimentais de termoanálise disponíveis – TG (termogravimetria), DTG (termogravimetria diferencial), DSC (Differential Scanning Calorimetry), DTA (Differential Thermal Analysis), ARC (Accelerating rate calorimetry) e PDSC (Pressure Differential Scanning Calorimetry) para avaliar 4 tipos de óleo (2 leves, um médio e um bituminoso) e o comportamento individual das frações SARA de dois óleos (1 leve e um bituminoso). A entalpia de reação foi calculada pela derivada da termogravimetria (taxa de perda mássica) e superestimou o valor para todos os óleos e faixas de temperatura, com maior intensidade em regiões e composições de maior volatilidade. Isso foi causado pela hipótese de

que todo o óleo volatilizado (com a perda de massa registrada na termogravimetria) entrou em combustão, o que não é verdade. A equação (2.10) apresenta o cálculo da entalpia de reação a partir da termogravimetria.

$$\dot{q} = \frac{dm}{dt} \Delta H_T \approx \frac{\Delta m \cdot \Delta H_T^0}{\Delta t} \dots\dots\dots 2-10$$

Na equação acima,  $\dot{q}$  é o fluxo de calor ou entalpia da reação em mW,  $\frac{dm}{dt}$  é a taxa de perda de massa obtida por dados de termogravimetria em mg/s,  $\Delta H_T^0$  é o máximo calor de reação a uma temperatura T em J/g,  $\Delta m$  é a perda de massa no intervalo de tempo em mg e  $\Delta t$  é o intervalo de tempo em s.

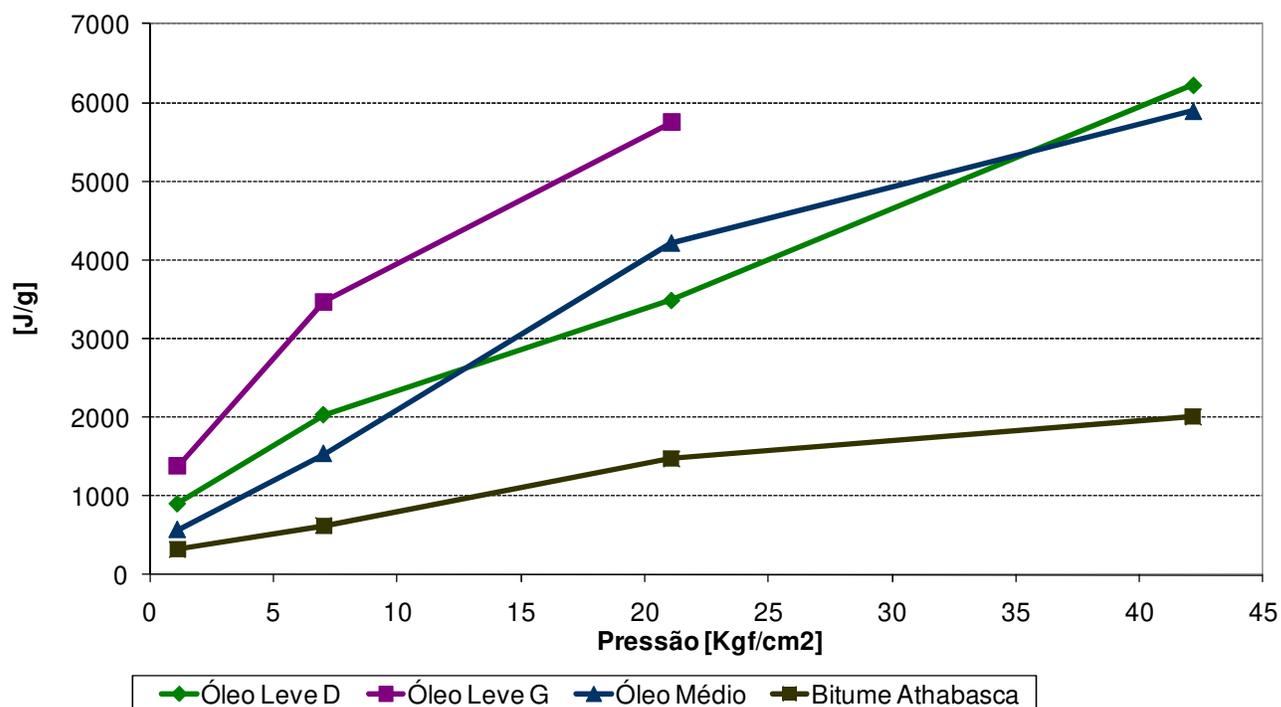


Figura 2-18 – Influência da pressão na entalpia de reações de oxidação em baixa temperatura (OBT) para quatro tipos de óleo (traduzido de Li, 2006)

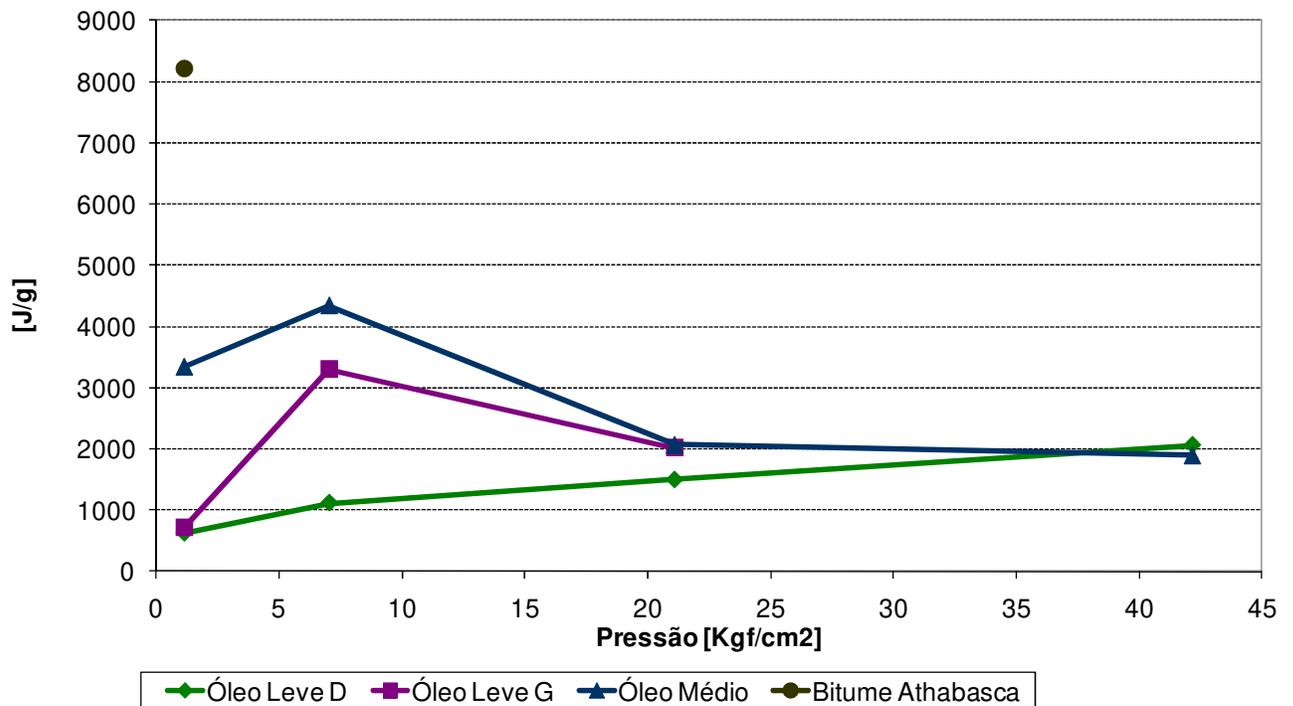


Figura 2-19 – Influência da pressão na entalpia de reações de oxidação em alta temperatura (OAT) para quatro tipos de óleo (traduzido de Li, 2006)

## 2.5 Velocidade de Frente de Chama

Nelson e Mcneil (1961) foram os primeiros a discorrer sobre uma velocidade mínima de avanço da frente de combustão para sustentar a combustão *in-situ*. Eles relataram que os projetos devem operar com segurança de manutenção da combustão a uma velocidade de 15 cm/d, sendo 4 cm/d uma velocidade limite. Burger (1985) recomendou fluxos de ar superiores a 19,2 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d para manter velocidades de frente de chama suficientes para a manutenção da combustão. É relevante mencionar que a velocidade da frente de chama depende da reação química de oxidação do óleo com o ar e não é diretamente proporcional ao fluxo de ar. É importante ter este conceito em mente já que é justamente aqui que a combustão *in-situ* difere dos métodos usuais de recuperação por drenagem através de um fluido injetado. Nos métodos convencionais, a eficiência de varrido depende da razão de mobilidade dos fluidos. Na combustão *in-situ*, entende-se a eficiência do processo pela razão entre o volume queimado e o volume total do reservatório.

Esta eficiência de combustão não é função exclusiva da mobilidade do ar e depende muito mais da característica reativa do óleo, da disponibilidade de combustível e da manutenção da velocidade de frente de chama acima da mínima. Em campo, espera-se, como já relatado, que em pouco tempo ocorra a irrupção de ar, mas que a frente de chama demore muito mais para percorrer o trajeto injetor-produtor.

A Tabela 3 sintetiza os valores de velocidades de frente de chama e fluxos de ar relatados na literatura. A origem dos dados desta tabela varia desde experimentos em tubo de combustão ou em protótipos em escala de laboratório, passa por soluções analíticas e chega em dados de campo. É possível observar através desta tabela a assertividade da afirmação de Moore (1999) de que não é possível manter em laboratório a mesma ordem de grandeza dos fluxos de ar reportados em projetos de campo. O autor atribuiu isso as dificuldades em manter os mesmos calores específicos, perdas de calor, condições permo-porosas e de operação daqueles encontrados em campo.

Tabela 3 – Velocidades de Frente de Chama e Fluxos de Ar reportados na literatura

Fonte	Velocidade [m/d]	Tempo p/ percorrer 141m [d]	Observação	Fluxo [m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d]	$\frac{V_D}{V_{chama}/V_{darcy}}$
Chicuta, 2009	4,39	32	run. 2 em tubo de combustao		
Chicuta, 2009	3,38	42	run. 3 em tubo de combustao		
Chicuta, 2009	3,86	36	run. 4 em tubo de combustao		
Gonçalves, 2010	3,79	37	Tubo de combustao	2955	1,28E-03
Nelson, 1961	0,15	925	Velocidade Usual de Campo		
Nelson, 1961	0,04	3701	Velocidade Crítica de Campo	15	2,58E-03
Burger, 1972	2,40	59	Tubo de combustao	20	1,20E-01
Xia, 2002	0,07	1958	Protótipo em Cel. 3D	9	8,00E-03
Xia, 2002	0,72	196	Protótipo em Cel. 3D	22	3,27E-02
Cady, 1982	2,03	69	Tubo de combustao	234	8,69E-03
Cady, 1982	5,08	28	Tubo de combustao	1522	3,34E-03
Adagulu, 2007	1,2	118	Solução Analítica	300	4,00E-03
Akkutlu, 2000	0,12	1156	Solução Analítica	610	2,00E-04

Bagci, 2000	0,96	147	Protótipo em Cel. 3D	1,46	6,58E-01
Gjini, 1999	0,085	1659	Dados de Campo	40	2,13E-03
Greaves, 2005	0,96	147	Protótipo em Cel. 3D	14	7,11E-02
Liguo, 2008	0,7752	182	Tubo de combustao	18	4,43E-02
Burger, 1985			Fluxo Min. p/ Campo	19,2	
Moore, 1999			Fluxo Min. p/ Campos Canada	13	
Moore, 1999			Fluxo em Laboratório	> 700	

## 2.6 Obtenção de Dados para alimentação de Modelos Preditivos

### 2.6.1 Correlações

#### 2.6.1.1 Alexander *et al*, 1962

Alexander, Martin e Dew (1962) utilizaram experimentos em tubo de combustão realizados com rochas da formação Curtis, do arenito Berea e do arenito inconsolidado de Ottawa Blackhawk no Canadá, com 12 diferentes óleos, com API variando entre 10 e 36 para propor uma correlação para concentração de combustível e necessidade de ar em função do API, Figura 2-20 e Figura 2-21.

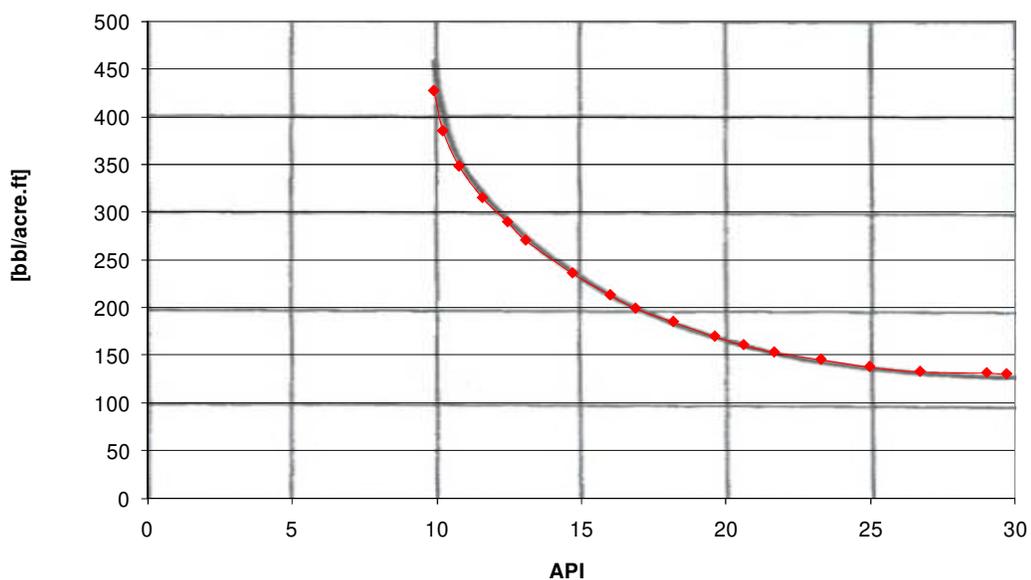


Figura 2-20 – Correlação para concentração de combustível a partir do grau API do petróleo (Alexander, 1962)

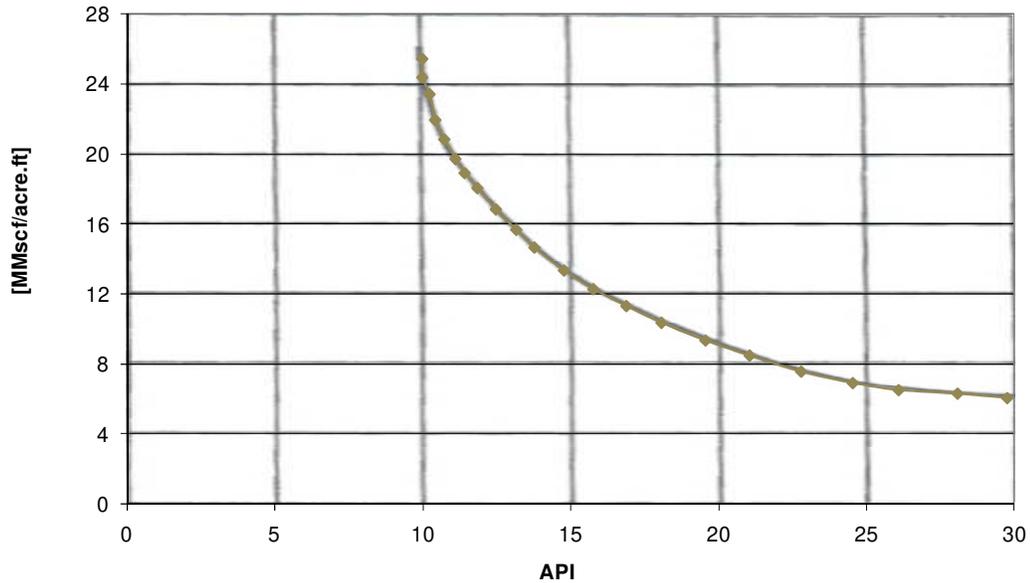


Figura 2-21 – Correlação para necessidade de ar a partir do grau API do petróleo (Alexander, 1962)

Posteriormente a correlação para concentração de combustível foi discutida por Harold Rodriguez que sugeriu a substituição do grau API pela viscosidade e a inclusão do resíduo de carbono Conradson, conforme a equação:

$$\text{Concentração de Combustível} = 0,74 + 0,000284 \mu + 0,0441 CC \quad \dots\dots\dots 2-11$$

Na equação acima,  $\mu$  é a viscosidade em centistokes e CC é o resíduo de carbono Conradson, que representa a quantidade de coque formada pela pirólise do óleo cru residual. Em resposta a discussão, os autores propuseram uma nova equação de regressão que representaria a dependência quadrática da viscosidade na concentração de combustível:

$$\text{Concentração de Combustível} = 0,487 + 0,0974 CC + 0,000412 \mu - 0,458 \cdot 10^{-7} \mu^2 \quad 2-12$$

Os autores terminaram por afirmar que a equação acima não tem aplicabilidade geral e serve apenas para representar arenitos de Ottawa sob mesmas condições das usadas nos dados. Eles concluíram que apenas características do óleo, como grau API, viscosidade ou resíduo de carbono Conradson não são variáveis suficientes para representar a concentração de combustível em uma equação e elucidaram que características do reservatório como tipo do meio poroso e saturação de óleo, e características do projeto como fluxo de ar e relação entre o tempo e a temperatura deveriam ser incluídas para atingir este objetivo.

#### **2.6.1.2 Brigham & Satman, 1980**

Brigham e Satman (1980) combinaram técnicas de engenharia com estatística para apresentar uma correlação para previsão de fator de recuperação e volume injetado por tempo que tenha aplicação universal. Os autores utilizaram informações de 40 campos de petróleo submetidos a exploração através da combustão *in-situ*. As Figura 2-22 e Figura 2-23 apresentaram a correlação obtida pelos autores em duas fases, sendo a segunda mais madura.

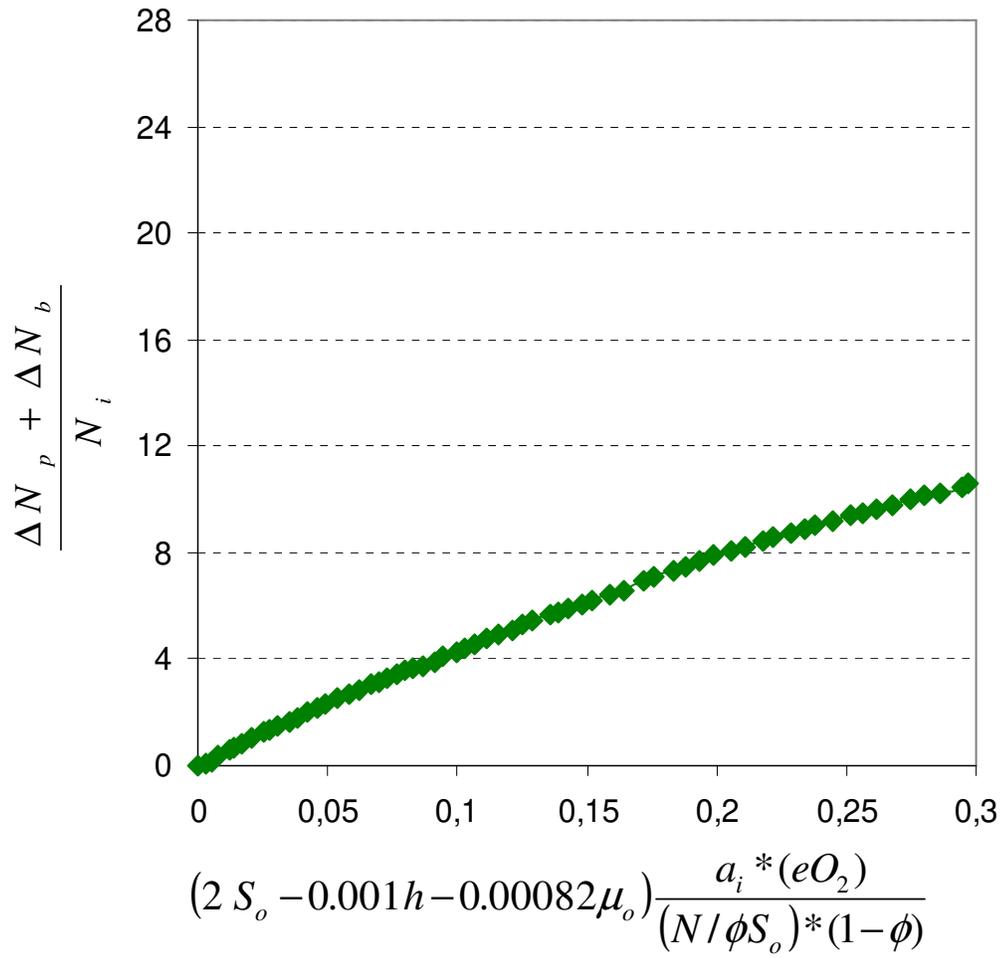
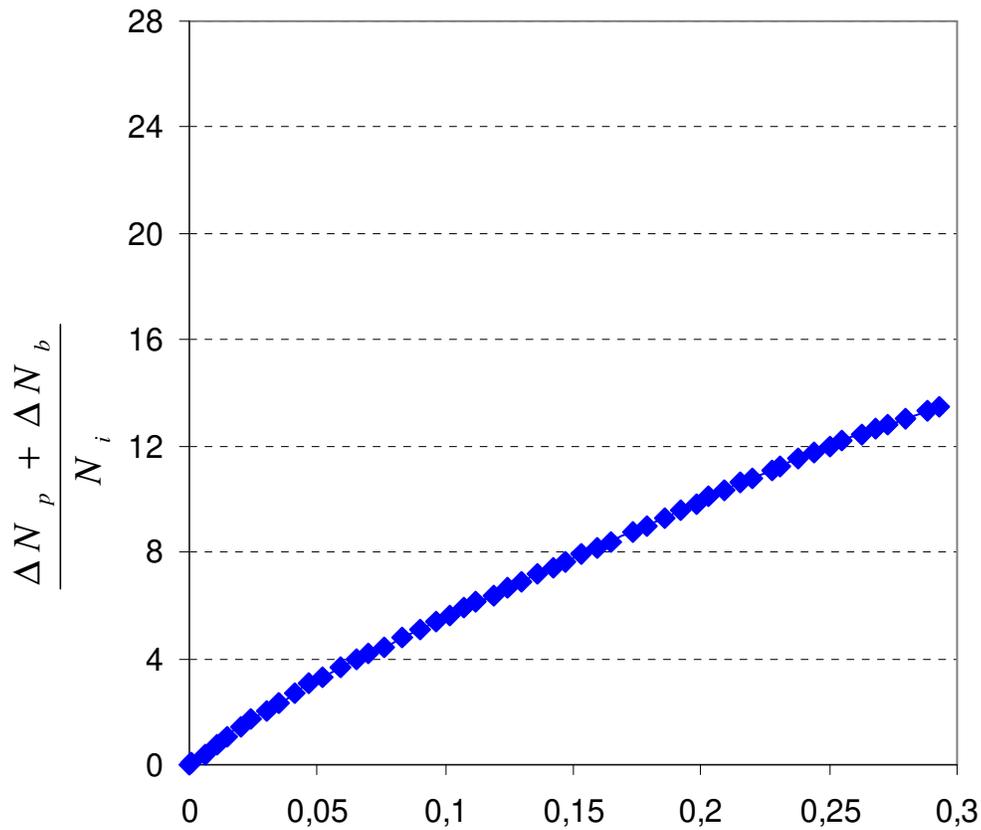


Figura 2-22 – Primeira Correlação de Brigham e Satman (1980) para recuperação por combustão *in-situ*



$$\left( 0.427 S_o - 0.00135 h + 2.196 \left( \frac{1}{\mu_o} \right)^{0.25} \right) \frac{a_i * (eO_2)}{(N / \phi S_o) * (1 - \phi)}$$

Figura 2-23 – Segunda correlação de Brigham e Satman (1980) para recuperação por combustão *in-situ*

Nas Figuras acima,  $a_i$  é injeção acumulada de ar em pés cúbicos,  $eO_2$  é a fração de utilização do oxigênio,  $h$  é a espessura do reservatório em pés,  $k$  é a permeabilidade da formação em miliDarcys,  $N$  é o óleo *in place* ao início da combustão em barris,  $N_i$  é o óleo original *in place* em barris,  $\Delta N_b$  é o combustível queimado em barris,  $\Delta N_p$  é a produção incremental de óleo através da combustão *in-situ* em barris,  $S_o$  é a saturação de óleo,  $\mu_o$  é a viscosidade do óleo em centipoises, e  $\phi$  é a porosidade do reservatório.

### 2.6.1.3 Gates *et al*, 1980

Gates e Ramey (1980) propuseram uma correlação para concentração de combustível a partir da fração de água nos poços produtores, baseados em 7 experimentos em tubo de combustão em diferentes condições, feitos com óleo do projeto de South Belridge, um óleo de 12,9 °API de um reservatório de alta porosidade e permeabilidade. A correlação baseou-se na idéia de que a água é um dos produtos da reação de combustão, que tem o óleo como reagente. Consistiu portanto em um problema reverso. A equação (2-13) apresenta a correlação proposta, enquanto que a Figura 2-24 ilustra a correlação.

$$\text{fração de água} = \frac{\left( 7769\phi S_w + \frac{0,0257\rho_c W}{12 + H/C} \right) * 100\%}{7760\phi S_w + \frac{0,0257\rho_c W}{12 + H/C} + 7760 \frac{\phi S_o}{\beta} - W} \dots\dots\dots 2-13$$

Na equação acima,  $\phi$  é a porosidade,  $S_w$  é a saturação de água,  $S_o$  é a saturação de óleo,  $\rho_c$  é a massa específica do combustível em lbm/bbl, H/C é a relação hidrogênio-carbono do combustível,  $\beta$  é o fator volume de formação e  $W$  é a concentração de combustível em bbl/acre.ft.

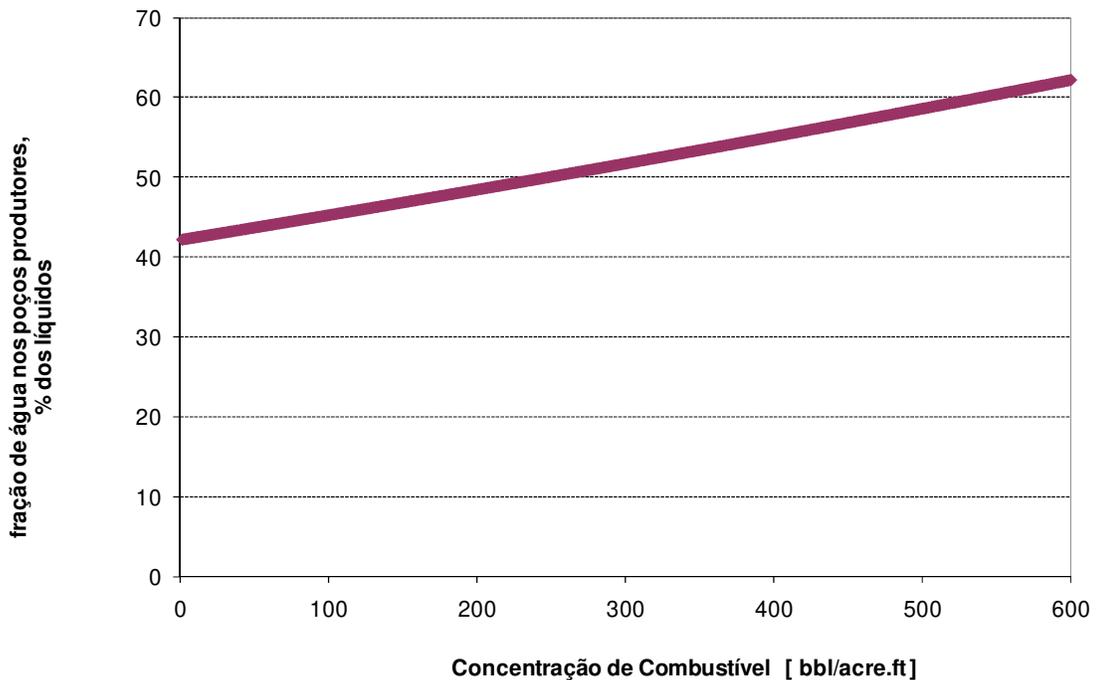


Figura 2-24 – Correlação para concentração de combustível a partir da fração de água nos poços produtores aplicada no reservatório de South Belridge (Gates *et al*, 1980)

#### 2.6.1.4 Chu, 1982

Chu (1982) avaliou 25 projetos bem sucedidos de combustão *in-situ* para propor correlações para demanda de ar, razão ar injetado por óleo produzido e disponibilidade de combustível, que são apresentadas nas equações (2.14) a (2.16).

$$A = 4,72 + 0,03656 * h + 9,996 * S_o + 0,000691 * k \dots\dots\dots 2.14$$

$$AOR = 21,45 + 0,0222 * h + 0,001065 * k + 0,002645 * \mu - 76,76 * \phi * S_o \dots\dots\dots 2.15$$

$$M = -0,12 + 0,00262 * h + 0,000114 * k + 2,23 * S_o + 0,000242 * \frac{k * h}{\mu} - 0,000189 * z - 0,000652 * \mu \dots\dots\dots 2.16$$

Na equação acima, *A* é a demanda de ar em MMscf/acre-ft, *h* é a espessura do reservatório em pés, *S<sub>o</sub>* é a saturação de óleo, *k* é a permeabilidade em miliDarcys, *μ* é a viscosidade do óleo em cp, *φ* é a porosidade do reservatório e *z* é a profundidade do reservatório em pés.

#### 2.6.1.5 Djevanshir, 1994

Djevanshir, Buryakovsky e Chilingarian mediram em laboratório a viscosidade em função da temperatura de óleos de diferentes composições e propuseram uma correlação para a viscosidade cinemática a partir da massa específica do óleo e da temperatura, conforme apresentado pela Equação (2.17) e pela Figura 2-25.

$$\log(\nu) = 0,0166 * \gamma - 0,0001 * \gamma * T + 0,072 * T - 12,8 \dots\dots\dots 2.17$$

Na equação acima, *ν* é a viscosidade cinemática em Centistokes, *γ* é a massa específica do óleo em quilos por metro cúbico e *T* é a temperatura em graus Celsius. A Figura 2-24 apresenta a correlação para diferentes massas específicas e temperaturas.

Embora a viscosidade cinemática não costume ser usada diretamente em modelos de previsão de comportamento de reservatórios, ela se relaciona diretamente com a viscosidade dinâmica através da massa específica, conforme a equação (2.18)

$$\mu = \nu * \gamma \quad \dots\dots\dots 2.18$$

Na equação acima,  $\mu$  é a viscosidade dinâmica em Pa.s (1000 cp),  $\nu$  é a viscosidade cinemática em Centistokes e  $\gamma$  é a massa específica do óleo em quilos por metro cúbico.

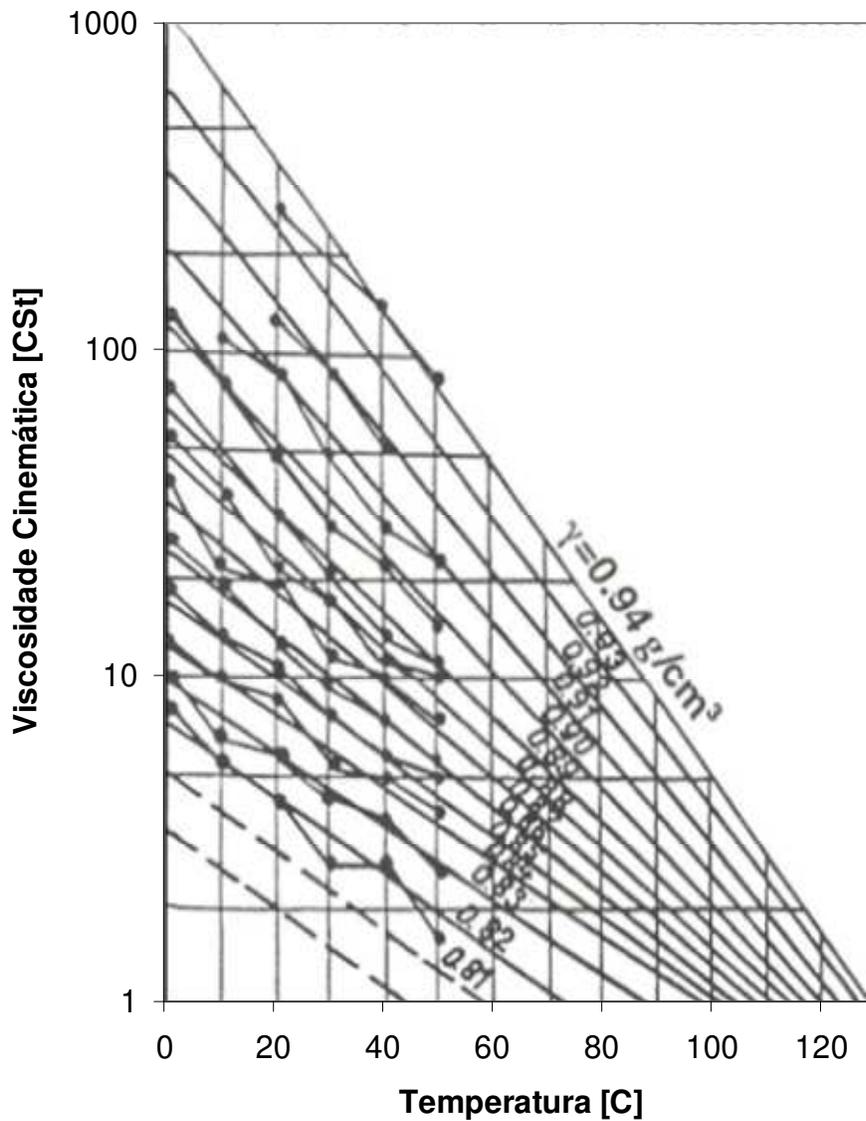


Figura 2-25 – Correlação de Djevanshir *et al* (1994) para viscosidade cinemática

### **2.6.2 Experimentos em laboratório**

A caracterização das reações químicas de combustão de um determinado óleo não pode prescindir de experimentos termoanalíticos e cinéticos, tais como os estudados por Pereira (2005). Estes experimentos, mais baratos que os em tubo de combustão, permitem em primeiro lugar avaliar a reatividade do óleo ao ar, o que pode descartar de antemão a viabilidade de um projeto de recuperação avançada por combustão. Estes experimentos permitem determinar a frequência, entalpia e ordem das reações químicas e a dependência destes parâmetros à pressão e temperatura. Segundo Sarathi (1999), os estudos cinéticos são realizados através de uma variedade de técnicas que podem ser divididas em dois grandes grupos: as qualitativas e as quantitativas. As qualitativas empregam instrumentos de termo análise como a análise térmica diferencial (DTA), a termogravimetria (TG), a termogravimetria diferencial (DTG), a calorimetria exploratória diferencial (DSC), a DSC pressurizada (PDSC) e a calorimetria adiabática (ARC). Nas técnicas quantitativas, um reator celular contendo uma amostra do óleo e da areia é aquecida até a temperatura de análise. Os parâmetros cinéticos são determinados pela análise química post-mortem da amostra e dos gases efluentes.

O aparato quantitativo mais comum é o tubo de combustão, como o do Departamento de Engenharia de Petróleo da Unicamp, apresentado pelas Figura 2-26 a Figura 2-28, que foi utilizado por Gonçalves (2010) e Chicuta (2009) para avaliar o comportamento da combustão molhada e seca, respectivamente, em um óleo pesado da Bacia do Espírito Santo.

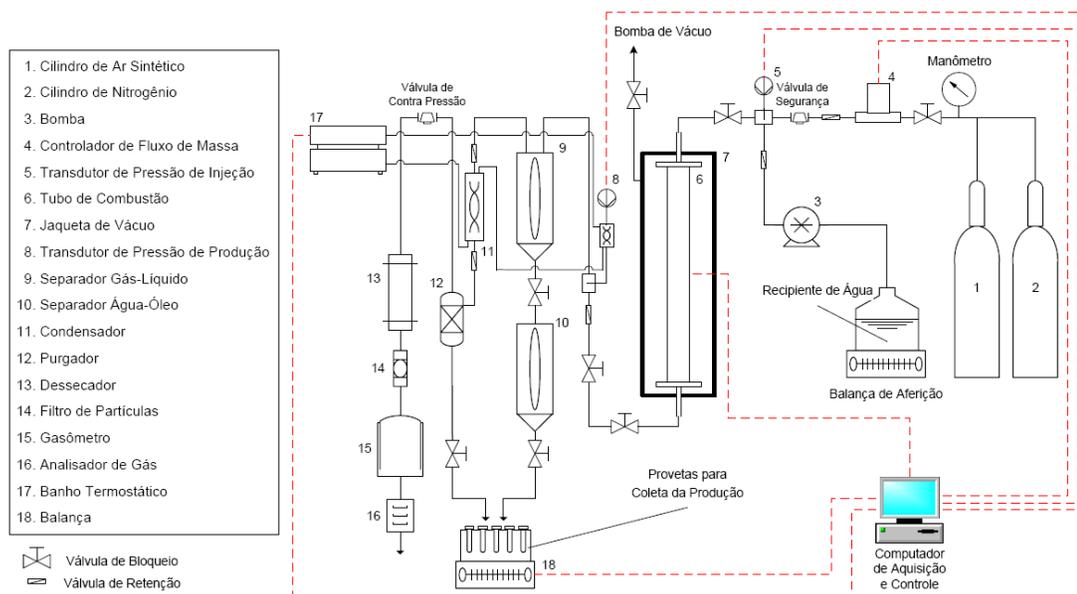


Figura 2-26 – Diagrama esquemático do aparato experimental do laboratório de métodos térmicos de recuperação do DEP-FEM-UNICAMP (Gonçalves, 2010)



Figura 2-27 – Visão frontal do aparato DEP-FEM-UNICAMP (Gonçalves, 2010)



Figura 2-28 – Visão posterior do aparato DEP-FEM-UNICAMP (Gonçalves, 2010)

Brigham (2007) afirmou que embora os estudos cinéticos provenham direcionadores úteis sobre as reações na combustão *in-situ*, os experimentos em tubo de combustão são mandatórios para o projeto e implantação de projetos de campo. Sarathi (1999) especificou que os experimentos em tubo de combustão provém os seguintes parâmetros de projeto de campo: disponibilidade de combustível, demanda de ar, pico de temperatura na frente de chama, eficiência no uso de oxigênio e outros. Burger (1973) utilizou experimentos em tubo de combustão para avaliar o intervalo ótimo da razão água-ar para combustão molhada em areias de duas formações, uma com óleo de 27 °API e outra com óleo de 16 °API. Sahani (1987) utilizou o tubo de combustão para avaliar a injeção de ar enriquecido em 5 tipos de óleo, leves e pesados.

Ao lado do tubo de combustão, as células 3-D se apresentam como aparatos experimentais quantitativos. Greaves e Turta (2003) utilizaram uma célula de combustão tridimensional com areia compactada em caixa de aço inoxidável para avaliar a estabilidade da chama, o comportamento da zona de óleo móvel, os gradientes de temperatura nas três direções e a eficiência da configuração de poços *Thai* (*toe to heel air injection*). A Figura 2-29 mostra uma fotografia de uma seção longitudinal após a execução do experimento na célula 3D, demonstrando uma boa eficiência de varrido, com óleo residual presente apenas na parte inferior, abaixo do poço horizontal.



Figura 2-29 – Fotografia de seção longitudinal (x=30cm) da célula após o experimento de Greaves e Turta (2003)

O uso de resultados de laboratório em projetos de campo carece cautela. Frequentemente é necessário realizar alguma troca de escala, como é discutido no Capítulo 3, na seção sobre metodologia de projeto de campo. Além da troca de escala propriamente dita, é necessário julgar se as condições favoráveis impostas ao modelo de laboratório, como melhor porosidade e condições adiabáticas mantêm a representatividade dos resultados. Para exemplificar, Sarathi (1999) recomendou uma vazão de  $2,15 \text{ m}^3 \text{ ar/h/m}^3$  reservatório para projetos de campo. No

experimento em laboratório de Greaves e Turta (2003), a vazão utilizada foi 38 vezes maior a este valor.

## 2.7 Projeto de Desenvolvimento de Campo por Combustão In-situ

Nelson e Mcneil (1961) propuseram uma série de equações analíticas que fornecem parâmetros de projeto para desenvolvimento de um campo através da combustão *in-situ*. Até hoje este trabalho permanece sendo uma referência. As equações derivam de análise estequiométrica de uma reação de combustão clássica e foram revisitadas por outros autores como Gates e Ramey (1980) e Naji e Poettmann (1991) e foram deduzidas em detalhe nos Apêndices A, B e C.

Smith e Ali (1971) afirmaram que maiores vazões de injeção aumentam a velocidade de frente de chama, diminuem o tempo de irrupção de água, diminuem a perda de calor para a vizinhança e diminuem as chances de extinção de parte da frente de combustão.

Hallam (1991) usou o conceito de razão de injeção como parâmetro de comparação entre projetos de campo (Tabela 4). Este parâmetro seria a divisão entre a vazão de injeção pela espessura porosa e pela distância entre poço produtor e injetor.

Tabela 4 – Razão de Injeção para diferentes projetos (Hallam, 1991)

Projeto	Razão de Injeção [ $\text{m}^3/\text{d}/\text{m}^2$ ]
Golden Lake/ Tangleflags	3-6
Athabasca e Big Clifty	30
Kyrook	286
Marguerite Lake	17

## 2.8 Aspectos Operacionais

Meher *et al* (2008) reportaram os problemas relacionados à cimentação em projetos de CIS, além de apresentar um histórico de casos de sucesso. A cimentação até a superfície é desejada, para evitar ruptura da coluna. Para este fim, um cimento pesado como o Portland a base de sílica pode não se adequar. Já um cimento a base de alumínio pode apresentar fadiga térmica se submetido a altas temperaturas. Eles sugerem o uso de um cimento não alumínico, leve e estável termicamente, cujos detalhes técnicos são apresentados no artigo.

Islam, Chakma e Ali (1989) discorreram sobre o problema da emulsificação. Embora exista grande suspeita de que o processo térmico estimula a formação de emulsões (tanto óleo na água como água no óleo), estes efeitos não costumam estar incorporados nos simuladores.

Kumar (1987) utilizou critério de fechamento de poços produtores controlado pela temperatura a 15 metros do poço, que não pode exceder 200 °C.

Pascual *et al* (2005) reportaram diferentes possíveis problemas operacionais referentes a projeto de combustão *in-situ* na Argentina. Como estudado através de simulação numérica, a maioria dos poços produtores operaria com alta razão gás-óleo. As vazões altas de gás que é produto de combustão nos poços causariam problemas mecânicos, erosão de equipamento e travamento das bombas. Os autores aconselharam que a produção em ambiente corrosivo deve ser considerada neste projeto, com uso de materiais resistentes, que estão disponíveis no mercado, segundo os mesmos. Os autores também observaram que o risco de corrosão de equipamentos parece ser maior em reservatórios com óleos de menor viscosidade. Óleos mais pesados formam um filme protetor no equipamento que o protege da corrosão até certo ponto.

## Capítulo 3 Metodologia

A metodologia de trabalho apoiou-se na construção de modelos sintéticos de simulação numérica onde investigou-se os mecanismos de recuperação sob ação da combustão *in-situ*. Construiu-se dois modelos, em diferentes escalas, laboratório e campo. Aplicou-se uma metodologia para troca de escala em dados de laboratório dos experimentos de Gonçalves (2010), realizou-se um projeto analítico de campo com estes dados e utilizou-se os parâmetros de operação do projeto em um modelo de simulação em escala de campo. Descreve-se neste capítulo as etapas de preparação dos modelos, bem como as premissas para a investigação de cada fenômeno. Utilizou-se o simulador numérico STARS® da CMG, na versão 2009.11.

Utilizou-se o modelo em escala de laboratório para avaliar os estudos desenvolvidos por Greaves e Turta (2003) em uma célula de combustão 3D e avaliar a influência da configuração dos poços proposta por estes autores em um modelo de laboratório, além de outros parâmetros operacionais, como a vazão de injeção de ar, o modelo de fluidos e reações, o comportamento sob injeção de ar enriquecido (com maiores teores de oxigênio) e também parâmetros de reservatório como a relação de permeabilidades, a saturação de água conata e a temperatura inicial. Apresenta-se este modelo, que serve para uma avaliação qualitativa dos parâmetros impactantes em um projeto de combustão *in-situ* (a diferença de escala não permite conclusões quantitativas), na seção 3.1 (simulação em escala de laboratório).

Apresenta-se na seção 3.2 uma nova metodologia para projeto de campo, baseada no conceito de raio de extinção e demonstra-se a aplicação em um campo hipotético. Apresenta-se na seção 3.3 a aplicação dos parâmetros de projeto calculados pela metodologia da seção anterior na previsão de comportamento da combustão *in-situ* em escala de campo, através da simulação numérica. Baseia-se a previsão de comportamento através da simulação numérica em escala de campo no controle das reações pela velocidade e utiliza-se o modelo construído para avaliar a capacidade do simulador em diferenciar rotas de evolução da frente de chama em um cenário com geologia heterogênea.

### **3.1 Simulação em escala de laboratório**

#### **3.1.1 Criação de um modelo de simulação em escala de laboratório**

Apresenta-se nesta seção os detalhes da construção do modelo em escala de laboratório. Nesta escala, reproduz-se com certa complexidade o modelo de fluido e de reações químicas e utiliza-se uma malha tão refinada quanto as dimensões da frente de chama. Esta escala de malha permite que a temperatura seja bem representada e contribua como esperado na ativação e continuidade das reações, que seguem a formulação cinética da equação de Arrhenius, apresentada no Capítulo 2.

##### **3.1.1.1 Modelo Físico**

Escolheu-se a célula de combustão tridimensional utilizada por Greaves e Turta em 2003 para ser o modelo físico do presente modelo de simulação. Trata-se de uma célula pequena, de 60 centímetros de comprimento por 20 centímetros de largura por 10 centímetros de espessura, conforme apresentado pela Figura 3-1. O modelo tem porosidade de 38,5%, permeabilidade horizontal de 1040 mD e vertical de 208 mD, distribuídas de forma homogênea. A saturação de óleo original é de 75%, com saturação de água inicial de 20% e 5% de saturação de gás inicial. A temperatura inicial é de 20°C.

Greaves e Turta (2003) criaram um modelo de simulação ajustado com os resultados observados em laboratório e muito embora o modelo de fluidos e reações não tenham sido inteiramente compartilhados, utilizou-se no presente trabalho as propriedades físicas do aparato experimental. Originalmente os autores utilizaram a célula para avaliar a estabilidade da chama, o comportamento da zona de óleo móvel, os gradientes de temperatura nas três direções e a eficiência da configuração de poços *Thai* (*toe to heel air injection*). Avalia-se estes e outros parâmetros pelo presente modelo de simulação.

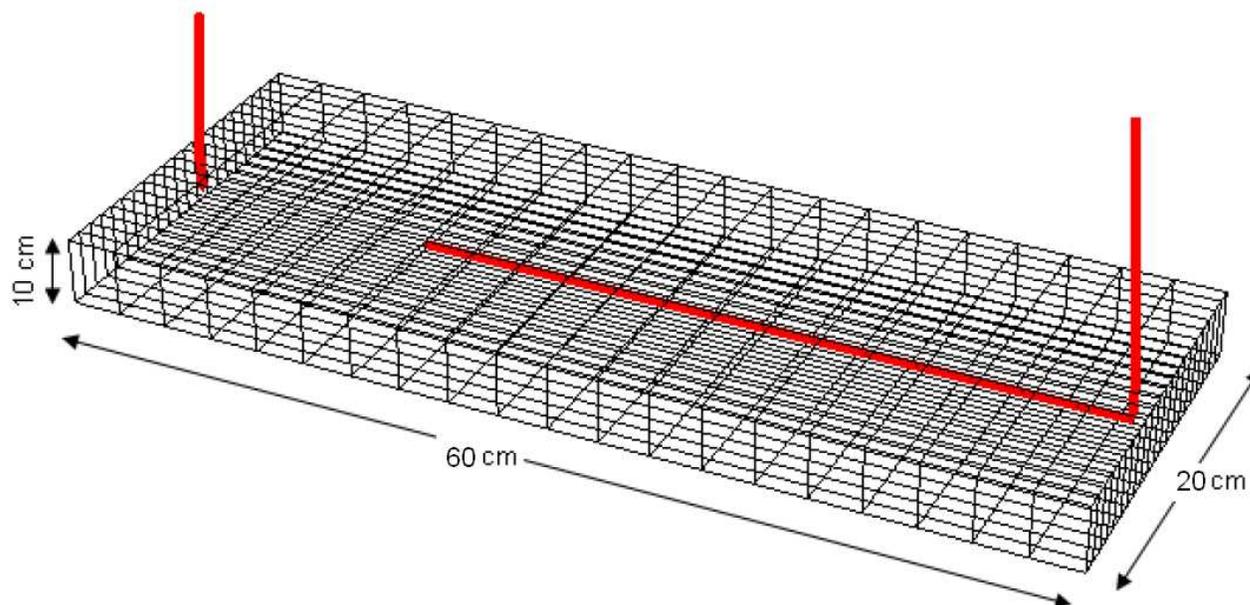


Figura 3-1 - Representação esquemática da célula de combustão 3D do aparato experimental de Greaves e Turta (2003)

### 3.1.1.2 Malha

Para representar um aparato experimental de 60 cm x 20 cm x 10 cm utilizou-se uma malha cartesiana de 7200 blocos (36 x 18 x 9). Este refinamento mostrou-se adequado na relação custo-qualidade de simulação. Para avaliar o melhor refinamento, realizou-se rodadas com 9600, 8800, 8000, 7200 e 6400 células. Avaliou-se o comportamento de cada refinamento através de comparações de fator de recuperação, vazão de óleo no produtor, vazão de água no produtor e tempo de simulação, e utilizou-se as respostas do modelo mais refinado como referência para os três primeiros parâmetros de comparação.

### 3.1.1.3 Modelo de Fluidos e Reações

Coats (1980) propôs um modelo de fluidos e reações baseado em dois componentes oléicos, um leve e um pesado, uma reação de craqueamento do componente pesado com geração do componente leve e três reações de combustão, como descrito no Apêndice F.

Ao modelar o óleo através de dois componentes – óleo leve e pesado, e ao inserir uma reação de craqueamento onde óleo pesado é transformado em leve, o modelo consegue representar a melhoria da qualidade do óleo que ocorre com a combustão em reservatório.

Greaves *et al* (2003) adaptou este modelo para investigar a estabilidade de combustão *in-situ* na configuração de poços *Thai*.

Entretanto, as reações descritas por esse modelo são baseadas exclusivamente em combustões completas (OAT). As reações de oxidação em baixa temperatura, muito presentes e influentes em processos de combustão *in-situ* com óleos pesados, são negligenciadas. O modelo de fluidos e reações apresentado por Belgrave em 1993 considera as reações OBT, ou reações de adição de oxigênio, como descrito no Apêndice F. O autor utiliza sete componentes e seis reações para estudar numericamente o comportamento de uma configuração de poços denominada *top-down*.

Utiliza-se e compara-se os dois modelos de fluidos e reações, o de Coats (1980) e o de Belgrave (1993).

Estuda-se a reatividade dos modelos de fluido através de três formas de ignição das reações de combustão. Na primeira forma, promove-se a ignição pela injeção de ar quente, a 300 °C. Na segunda, posiciona-se aquecedores nos blocos injetores fornecendo calor a uma taxa de até 7,9 KJ/h durante as primeiras 8 horas de simulação. Ambas alternativas são reproduções de modelos já apresentados na literatura. O ar quente de injeção foi utilizado por Greaves e Turta (2003) e os aquecedores foram usados por Coates, Lorimer e Ivory (1995). Na terceira e última forma, aplica-se a auto-ignição, através de modelo de fluido que contenha componentes naturalmente reativos e executa-se a simulação sem nenhum estímulo térmico.

Os fluidos se mostraram auto-reativos e optou-se por trabalhar sem estimulação térmica no caso base, com injeção de ar em temperatura ambiente.

#### **3.1.1.4 Controle Numérico**

O ajuste da solução numérica é uma etapa muito importante na simulação térmica. Os residuais de erro a cada passo de tempo precisam ser controlados para que o somatório ao final da simulação não invalide os resultados obtidos.

O manual do STARS® (CMG®, 2005) recomendou que a porcentagem de blocos com erro nas iterações de Newton não exceda 10% para validade dos resultados. No presente trabalho não aceitou-se erros de balanço de materiais maiores que 1,5% e erros numéricos superiores a 3%.

Vale dizer que uma vez estabelecido um controle eficaz destes erros, o tempo de simulação caiu consideravelmente.

Com o objetivo de otimizar a solução numérica aumentou-se o número máximo de ciclos Newtonianos para 30, aumentou-se o número máximo de iterações permitidas na solução da matriz Jacobiana para 70 e reduziu-se a tolerância de convergência para 13 KPa para pressão, 1,37% para saturação e 1,3 °C para temperatura.

### **3.1.1.5 Exigência Computacional**

A simulação do caso base exige 2 horas de processamento, em máquina de 2,4 GHz, para representar 60 horas de experimento.

## **3.1.2 Parâmetros investigados**

Utilizou-se o modelo para investigar a configuração dos poços, a vazão de injeção de ar, o modelo de fluidos e reações, o comportamento sob injeção de ar enriquecido e a influência de aspectos de reservatório como a relação de permeabilidades, a saturação de água conata e a temperatura inicial. Apresenta-se os resultados no Capítulo 4 e comenta-se no Capítulo 5. A seguir, apresenta-se a metodologia de investigação de cada parâmetro.

### **3.1.2.1 Configuração dos Poços**

Embora a escala de campo seja mais adequada para avaliar a eficiência de alguma configuração de poços, Coates *et al* (1995) e Greaves e Turta (2003) utilizaram experimentos em células de combustão 3D e modelos de simulação em escala de laboratório que reproduzissem os experimentos como etapa preliminar de avaliação comparativa de configurações de poços. Coates *et al* (1995) desenvolveu esta sequência de trabalho para avaliar a configuração *Top-down* e Greaves e Turta (2003) para avaliar a configuração *Thai*. Com o objetivo de avaliar o impacto da configuração de poços em um modelo de simulação que reproduza as condições laboratoriais do experimento de Greaves e Turta (2003), utilizou-se injetores verticais e produtores horizontais, exatamente como as configurações *Thai* e *Top-down* e também variações na posição relativa entre os poços, mas sempre com produtores horizontais.

A Figura 3-2 apresenta as configurações *Thai* e *Top-down* no modelo de estudo em escala de laboratório.

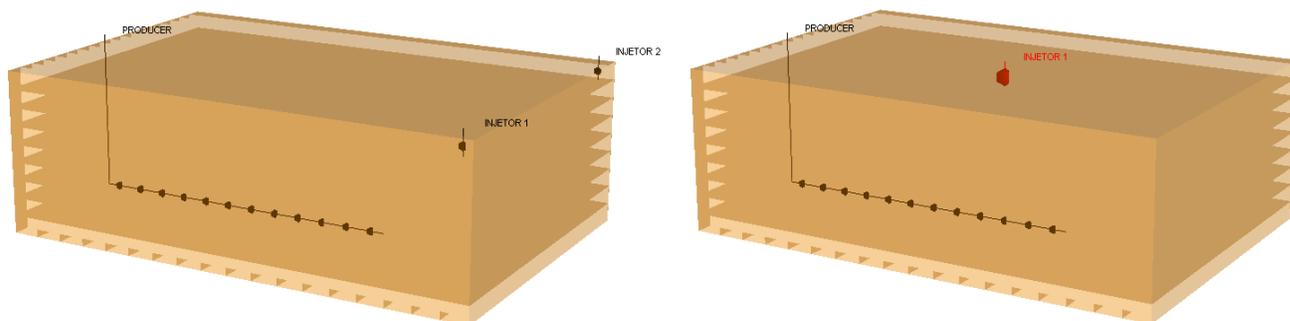


Figura 3-2 – Modelos de simulação em escala de laboratório com configuração de poços *thai* (esquerda) e *top-down* (direita)

### 3.1.2.2 Vazão de Injeção

Testou-se a influência da vazão de injeção de ar através de um estudo de sensibilidade. Utilizou-se a recomendação de Sarathi (1999) no caso base, com uma vazão de  $2,15 \text{ m}^3 \text{ std/h/m}^3$  de reservatório, mas também testou-se rodadas com vazão de injeção de ar de  $1,07 \text{ m}^3 \text{ std/h/m}^3$ ;  $1,72 \text{ m}^3 \text{ std/h/m}^3$ ;  $2,58 \text{ m}^3 \text{ std/h/m}^3$  e  $3,22 \text{ m}^3 \text{ std/h/m}^3$ .

### 3.1.2.3 Comportamento sob Injeção de Ar Enriquecido

Avaliou-se a influência de ar enriquecido através de rodadas com injeção de ar contendo 35% e 40% de oxigênio. Além do fator de recuperação e da vazão de óleo, considerou-se também a relação entre o volume de ar injetado e o volume de óleo produzido como elemento de comparação. Evidentemente essa relação apresenta-se melhor na injeção de ar rico, já que um mesmo volume injetado possui uma quantidade maior de oxidante.

### 3.1.2.4 Relação de Permeabilidades

Avaliou-se a influência da relação entre as permeabilidades vertical e horizontal através de rodadas com a relação em 10%, 20% e 30%. Embora a célula de combustão represente um reservatório de pequena espessura, faz-se a drenagem através de um poço horizontal posicionado

na camada inferior. Além disso, espera-se que a segregação gravitacional atue na migração dos gases de combustão e de produtos volatilizados, de forma que a permeabilidade vertical tem um papel importante no processo.

### 3.1.2.5 Saturação de Água Inicial

A saturação de água inicial parece ser um parâmetro significativo na combustão *in-situ*. Ela está diretamente ligada aos estudos sobre combustão molhada. A presença de água no reservatório, seja por injeção, seja por saturação inicial é um dos principais atores no transporte de calor, como já apresentado no Capítulo 2. Faz-se a investigação da influência da saturação de água inicial através de rodadas com saturação inicial de água de 31%, 20% e 11%.

### 3.1.2.6 Temperatura Inicial do Reservatório

A temperatura inicial do reservatório tem grande influência na ignição das reações de combustão e adição de oxigênio. Avaliou-se este parâmetro através de rodadas com temperatura inicial de 30 °C , 60 °C e 100 °C.

## 3.2 Projeto de Campo

A partir dos dados do experimento em tubo de combustão realizado por Gonçalves (2010) e valendo-se das equações deduzidas nos Apêndices A, B e C, realizou-se um projeto de injeção em um campo hipotético.

Apresenta-se na Tabela 5 os resultados e as propriedades do tubo de combustão do experimento de Gonçalves (2010).

Tabela 5 – Propriedades do experimento em tubo de combustão realizado por Gonçalves (2010)

<b>Propriedade</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Demanda de Ar no Laboratório	$G_{ar - lab}$	336	$m^3 \text{ ar} / m^3 \text{ areia - lab}$
Consumo de Combustível em Laboratório	$C_{lab}$	30	$Kg / m^3 \text{ areia - lab}$
Velocidade de Chama no Laboratório	$V_{chama - lab}$	3,79	[m/d]
Porosidade de Laboratório	$\phi_{lab}$	43,1%	
Permeabilidade de Laboratório	$K_{lab}$	15300	mD

Apresenta-se na Tabela 6 as propriedades de um campo hipotético para o qual projeta-se uma operação de injeção de ar para combustão *in-situ*.

Tabela 6 – Propriedades de um campo hipotético para aplicação de projeto de combustão *in-situ*

<b>Propriedade</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Porosidade de Campo	$\phi_{res}$	23,5%	
Permeabilidade de Campo	$K_{res}$	800	<b>mD</b>
Massa Específica do Óleo no Reservatório	$\rho_o$	947	<b>Kg / m<sup>3</sup></b>
Saturação de Óleo	$S_o$	70%	
Massa Específica Aparente do óleo	$\rho_o^*$	156	<b>Kg / m<sup>3</sup> reservatório</b>

Diversos autores, como Moore (1999), reportaram a necessidade de troca de escala na interpretação de resultados advindos de tubo de combustão. Os autores referem-se a diferença entre as condições permo-porosas e de pressão entre o campo e o laboratório. Diferentemente de um experimento de permeabilidade relativa, um tubo de combustão não costuma ser preparado com a rocha original do reservatório. Usa-se uma areia compactada de granulometria selecionada. A porosidade e permeabilidade do tubo costumam ser substancialmente maiores que as de campo. Nelson e McNeil (1961) propuseram a utilização de um número adimensional de porosidade,  $N_\Phi$ , conforme a Equação (3-1), para conversão do consumo de combustível,  $C_{combustivel}$ , e da demanda de ar,  $G_{ar}$ , segundo as Equações (3-2) e (3-3). A proposição dos autores visa corrigir a diferença de massa específica aparente entre o combustível no laboratório e no reservatório, que afeta sua reatividade.

$$N_\Phi = \frac{1 - \phi_{reservatorio}}{1 - \phi_{laboratorio}} \dots\dots\dots 3-1$$

$$C_{combustivel} = C_{lab} * N_\Phi \dots\dots\dots 3-2$$

$$G_{ar} = G_{ar-lab} * N_\Phi \dots\dots\dots 3-3$$

Espera-se que a velocidade da frente de chama seja muito maior em laboratório do que em campo, o que pode ser comprovado pela observação dos dados reais de campo e de experimentos

sintetizados na Tabela 3. Sabe-se que a velocidade da frente de chama não é igual à velocidade de injeção, já que a primeira depende também da reatividade do óleo ao ar. Entretanto, é proporcional a velocidade de injeção, ou ao fluxo de ar  $u_{ar}$ . A relação entre as duas velocidades é estabelecida pela demanda de ar, conforme a Equação (3-4).

$$v_{injeção} = u_{ar} = G_{ar} \cdot v_{chama} \dots\dots\dots 3-4$$

E a velocidade de injeção segue um comportamento Darciano no meio poroso. Corresponde a divisão da vazão de injeção pela área transversal ao fluxo, o que é ilustrado pela Equação (3-5), e é proporcional a permeabilidade e ao gradiente de pressão e inversamente proporcional a viscosidade do fluido, como mostra a equação (3-6).

$$v_{injeção} = \frac{q_{injeção}}{A_{transversal\ ao\ fluxo}} \dots\dots\dots 3-5$$

$$v_{injeção} \sim \frac{K \cdot \Delta p}{\mu \cdot L} \dots\dots\dots 3-6$$

$$\frac{K \cdot \Delta p}{\mu \cdot L} \sim G_{ar} \cdot v_{chama} \dots\dots\dots 3-7$$

A partir da proporção estabelecida na Equação (3.7), estabelece-se o número adimensional para troca de escala como a divisão entre o fluxo de ar exigido para a reação e a velocidade Darciana deste ar no meio poroso, conforme as Equações (3-8) e (3-9):

$$N_{\chi} = \frac{u_{ar}}{v_{darcy}} \dots\dots\dots 3-8$$

$$N_{\chi} = \frac{G_{ar} \cdot v_{chama} \cdot \mu \cdot L}{K \cdot \Delta p} \dots\dots\dots 3-9$$

Na equação acima,  $\mu$  é a viscosidade do ar,  $L$  é um comprimento representativo que deve assumir o tamanho do tubo de combustão para aplicação nos dados de laboratório e a distância entre o produtor e o injetor para aplicação nos dados de reservatório,  $\Delta p$  é o diferencial de

pressão aplicado entre os limites do comprimento representativo e  $K$  é a permeabilidade do meio poroso ao ar.

Este número é conceitualmente similar ao proposto por Akkutlu em 2000 e Adagulu em 2007. Os autores dividiram a velocidade de chama pelo fluxo de ar de injeção. A velocidade adimensional proposta por estes autores corresponde ao inverso da demanda de ar.

Assumindo que o reservatório hipotético da Tabela 6 possui o mesmo gradiente de pressão do experimento de combustão de Gonçalves (2010) e que o ar tem a mesma viscosidade em ambas situações, pode-se obter uma versão dimensional do número para troca de escalas da Equação(3-10), aqui identificado com um asterisco:

$$N_{\chi}^* = \frac{G_{ar} \cdot v_{chama}}{K} \dots\dots\dots 3-10$$

A velocidade de chama em reservatório foi calculada através da Equação (3-11):

$$v_{chama} = \frac{N_{\chi}^* \cdot K_{res}}{G_{ar\text{ reservatório}}} = \frac{G_{ar\text{ laboratório}} \cdot v_{chama\text{ laboratório}}}{K_{laboratório}} \cdot \frac{K_{reservatório}}{G_{ar\text{ reservatório}}} = \frac{336.3,79}{15300} \cdot \frac{800}{452} = 0,15 \text{ m/d} \quad 3-11$$

A Tabela 7 apresenta os dados de projeto de campo calculados pela troca de escala.

Tabela 7 – Propriedades de troca de escala para projeto de combustão *in-situ* de campo hipotético

<b>Propriedade</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Número adimensional de porosidade (Nelson e McNeil, 1961)	$N_{\phi}$	1,34	
Velocidade adimensional (Akkutlu, 2000)	$V_D$	2,21E-03	
Número dimensional de troca de escala	$N_{\chi}^*$	8,33E-02	<b>m/d.mD</b>
Demanda de ar no reservatório	$G_{ar}$	452	<b>m<sup>3</sup> ar / m<sup>3</sup> reservatório</b>
Consumo de combustível em reservatório	$C_{combustível}$	40	<b>Kg / m<sup>3</sup> reservatório</b>
Saturação de combustível	$S_{fuel}$	18%	
Saturação de componente não combustível	$S_{resto}$	52%	
Velocidade de chama em campo	$V_{chama}$	0,15	<b>[m/d]</b>

Fator de segurança	$F_{seg}$	1,36	
Velocidade de chama projetada	$V_{proj}$	0,20	<b>[m/d]</b>

Para garantir a manutenção da frente de chama, aplicou-se um fator de segurança de 36% à velocidade de chama calculada e assumiu-se uma velocidade de 0,2 m/d para o projeto. Assumiu-se uma velocidade de 0,07 m/d como velocidade mínima para manutenção da frente de chama, baseado na recomendação de Nelson e McNeil (1961). Pode-se estimar o valor da velocidade mínima com experimentos sucessivos no tubo de combustão e aplicação da mesma metodologia aqui descrita para troca de escala.

Demonstra-se com a Figura 3-3 os principais parâmetros de um projeto de injeção realizado de acordo com as equações descritas no Apêndice C e a troca de escala proposta a partir de dados de tubo de combustão apresentada nesta seção.

Discute-se na seção sobre criação de modelo de simulação as saturações de combustível e de componente não combustível que apresenta-se na Tabela 6.

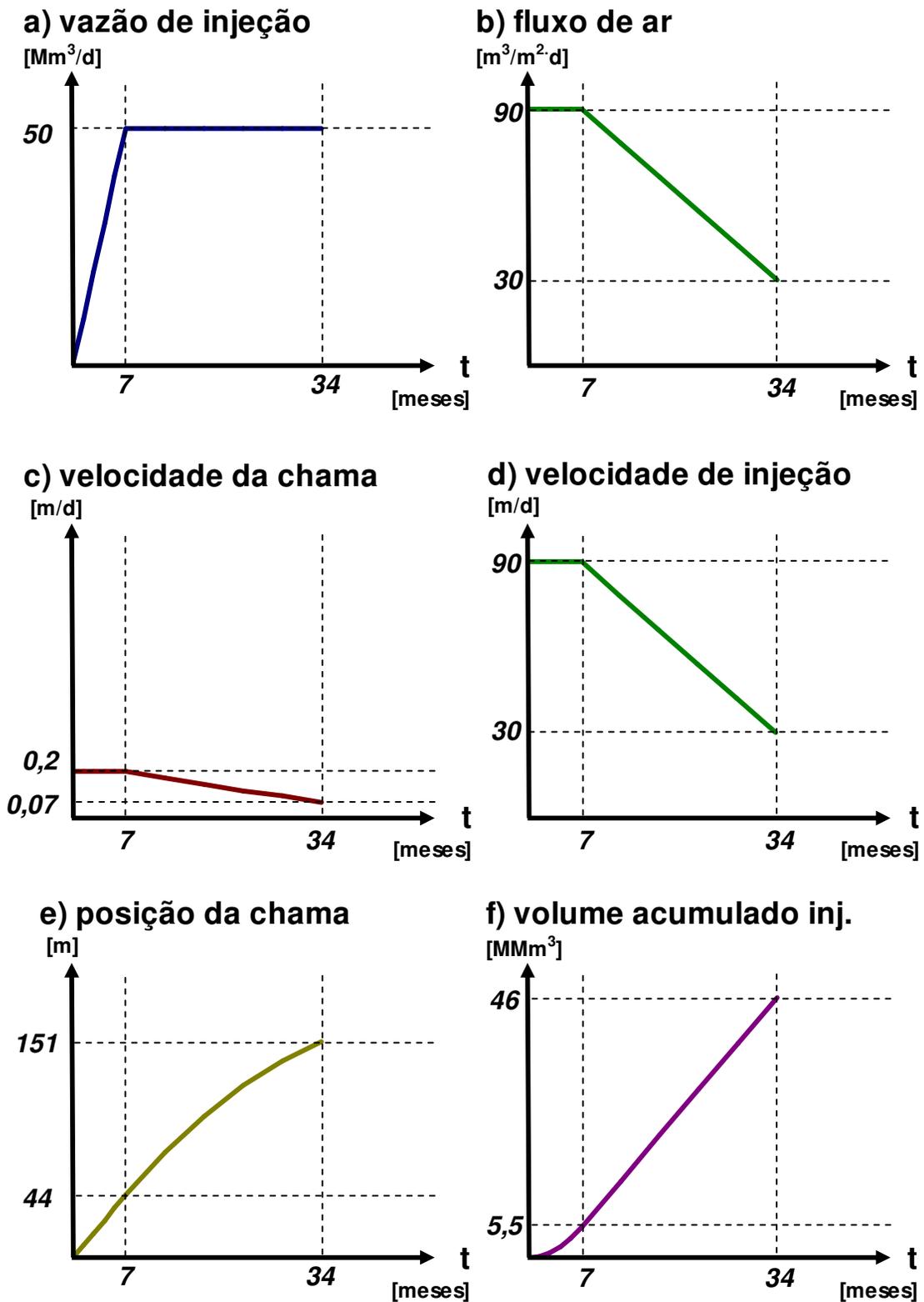


Figura 3-3 – Parâmetros de injeção para campo hipotético

### 3.3 Simulação em Escala de Campo

Simula-se a combustão *in-situ* em escala de campo através do controle da velocidade da frente de chama. A temperatura deve ser irrelevante na ativação das reações de oxidação por conta da inviabilidade do uso em escala de campo de um refinamento de ordem de grandeza equivalente a da frente de chama. Entretanto, seus efeitos na volatilização e na redução da viscosidade do óleo e na extensão do banco de vapor são cruciais nos resultados. Um bom modelo preditivo deve reproduzir na frente de chama as temperaturas esperadas para combustão mas não pode depender dela para que as reações continuem a ocorrer. As reações são controladas por seus reagentes: o ar injetado e seu fluxo no reservatório e a disponibilidade de combustível em cada célula com sua equivalente demanda de ar. Assim, o avanço da frente de chama é controlado indiretamente pela permeabilidade e diretamente pela disponibilidade de combustível. Esta última será função da porosidade e saturações. Em relação a permeabilidade, deve-se calibrar a velocidade de avanço para uma permeabilidade média em um modelo homogêneo através de atuação na frequência de reação. Uma vez calibrada a frequência de reação, pode-se utilizar um modelo heterogêneo onde a reação seja função da velocidade ou da permeabilidade. Em outras palavras, em células de menor permeabilidade espera-se uma menor velocidade de avanço da frente de chama, que pode ser menor que a velocidade mínima. Deve-se programar a simulação para que a frequência de reação seja zero nestas células. Através da abordagem da velocidade é possível avaliar a evolução da frente de chama em um reservatório heterogêneo.

A temperatura é importante nos seguintes processos ocorrentes em uma simulação em escala de campo de combustão *in-situ*:

1. redução da viscosidade
2. melhoria da qualidade do óleo
3. volatilização de frações leves
4. extensão do banco de vapor

Os principais processos, em exceção à ativação das reações, são regidos pela temperatura, de forma que não se pode omitir uma boa representação deste parâmetro. Deve-se ter como referência alguma temperatura esperada através de projeto piloto ou experimento em tubo de

combustão e calibrar a entalpia da reação de combustão e o refinamento da malha para que a frente de chama atinja esta temperatura.

### 3.3.1 Criação de um Modelo de simulação em escala de Campo

#### 3.3.1.1 Modelo Físico

Utilizou-se como caso base de investigação da combustão *in-situ* em escala de campo um modelo de 100 x 100 x 10 metros, porosidade de 23,5%, permeabilidade horizontal de 775 mD, vertical de 77 mD, inclinação de 4 graus. Representa-se com estas propriedades um campo hipotético, com estratégia de exploração através de malha de poços verticais, sendo a distância entre o produtor e injetor menor que 151 metros, a distância de extinção da frente de chama calculada no projeto de campo estudado no item 3.2.

Apresenta-se pela Figura 3-4 o modelo de simulação em escala de campo, bem como o refinamento dinâmico em funcionamento (seção 3.3.1.2 ).

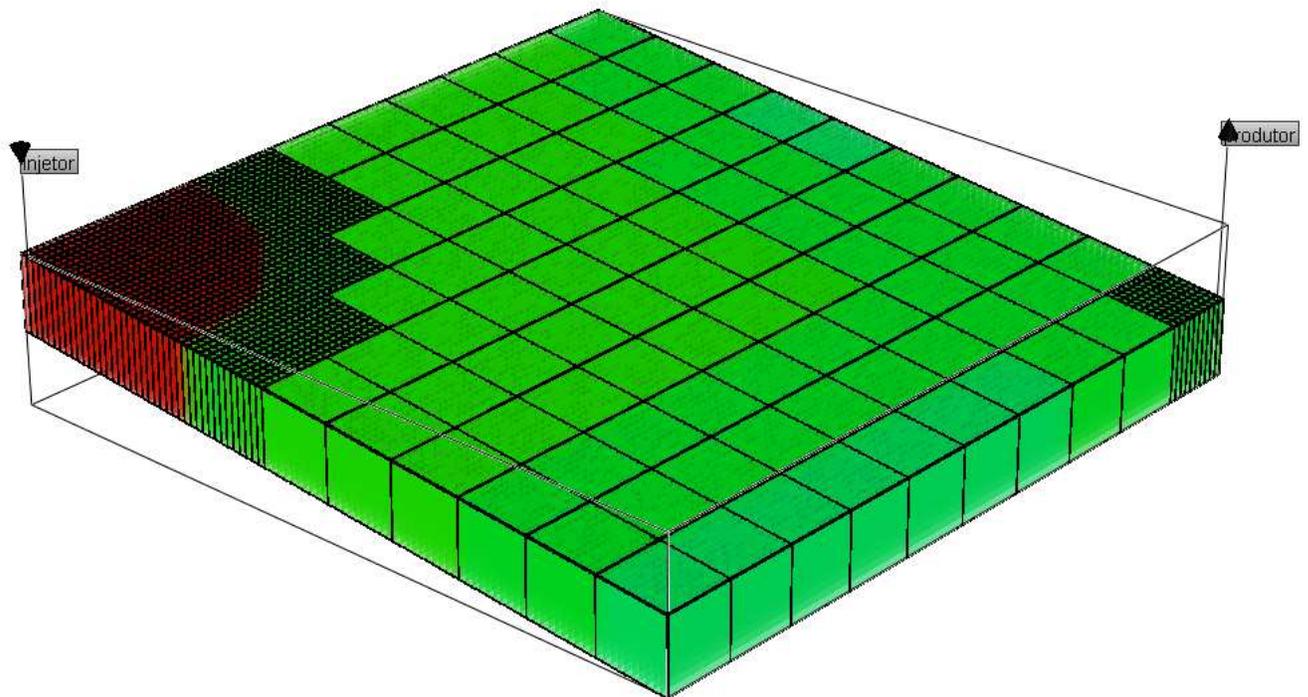


Figura 3-4 – Modelo físico de malha de injeção-produção em escala de campo estudado em simulação

### 3.3.1.2 Malha

Realizou-se estudos em escala de campo em uma malha de injeção com um par produtor-injetor. Representou-se o modelo de 100x100x10 metros com uma malha de 10.000 células (100x100x1).

Para garantir uma resolução aceitável dos fenômenos térmicos, programou-se um refinamento dinâmico ativado pela temperatura. Ativava-se um refinamento 10 vezes superior ao original através de uma diferença de temperatura entre blocos vizinhos superior a 2°C.

Incluiu-se no modelo base apenas uma camada, entretanto para estudar os efeitos da segregação gravitacional, utilizou-se um modelo mais camadas. Programou-se uma rotina em *Visual Basic* para construir malhas com inclinação (Figura 3-5) e estudar a segregação gravitacional.

	A	B	C	D	E	F	
1	<b>Informações de GRID</b>			<b>Layer Thickness</b>			
2	Parâmetro	Valor	Unidades	1	10		
3		ni	100	2	1		
4		nj	100	3	10,625		
5		nk	19	4	1,25		
6		di	1	5	11,25		
7		dj	1	6	1,5		
8	Profundidade (célula 0,0)	1300	m	7	11,875		
9	DIP (Norte-Sul)	5,66	graus	8	1,75		
10	DIP (Leste-Oeste)	0	graus	9	12,25		
11	Posição X (célula 0,0)	0	m	10	2		
12	Posição Y (célula 0,0)	0	m	11	12,75		
13				12	2,25		
14	Escreve uma malha *DEPTH *ALL na plan1.			13	13,125		
15	Isso pode ser usado em um GRID CART VARI			14	2,5		
16	Posteriormente você pode salvar a plan1 como			15	13,75		
17	um arquivo .txt ou copiá-la em um arquivo .inc			16	2,75		
18	Para usar as informações no comando DTOP,			17	14,375		
19	copie apenas a camada 1.			18	3		
20				19	15		
21	Para gerar um grid corner point completo a						
22	partir do VARI, basta usar o comando						
23	CONVERT-TO-CORNER-POINT.						
24							
25							
26							
27							

	A	B	C	D	E	F	G
1	*DTOP						
2	** Camada 1. Foram escritas informações referentes a 10000 células.						
3	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300
4	1300,099	1300,099	1300,099	1300,099	1300,099	1300,099	1300,099
5	1300,197	1300,197	1300,197	1300,197	1300,197	1300,197	1300,197
6	1300,296	1300,296	1300,296	1300,296	1300,296	1300,296	1300,296
7	1300,395	1300,395	1300,395	1300,395	1300,395	1300,395	1300,395
8	1300,493	1300,493	1300,493	1300,493	1300,493	1300,493	1300,493
9	1300,592	1300,592	1300,592	1300,592	1300,592	1300,592	1300,592
10	1300,69	1300,69	1300,69	1300,69	1300,69	1300,69	1300,69
11	1300,789	1300,789	1300,789	1300,789	1300,789	1300,789	1300,789
12	1300,888	1300,888	1300,888	1300,888	1300,888	1300,888	1300,888
13	1300,986	1300,986	1300,986	1300,986	1300,986	1300,986	1300,986
14	1301,085	1301,085	1301,085	1301,085	1301,085	1301,085	1301,085
15	1301,183	1301,183	1301,183	1301,183	1301,183	1301,183	1301,183
16	1301,282	1301,282	1301,282	1301,282	1301,282	1301,282	1301,282
17	1301,381	1301,381	1301,381	1301,381	1301,381	1301,381	1301,381
18	1301,479	1301,479	1301,479	1301,479	1301,479	1301,479	1301,479
19	1301,578	1301,578	1301,578	1301,578	1301,578	1301,578	1301,578
20	1301,677	1301,677	1301,677	1301,677	1301,677	1301,677	1301,677
21	1301,775	1301,775	1301,775	1301,775	1301,775	1301,775	1301,775
22	1301,874	1301,874	1301,874	1301,874	1301,874	1301,874	1301,874
23	1301,973	1301,973	1301,973	1301,973	1301,973	1301,973	1301,973
24	1302,071	1302,071	1302,071	1302,071	1302,071	1302,071	1302,071
25	1302,17	1302,17	1302,17	1302,17	1302,17	1302,17	1302,17
26	1302,268	1302,268	1302,268	1302,268	1302,268	1302,268	1302,268
27	1302,367	1302,367	1302,367	1302,367	1302,367	1302,367	1302,367

Figura 3-5 – Entrada e saída da rotina para construção da malha com inclinação (DIP)

### 3.3.1.3 Modelo de Fluido

Criou-se um modelo de fluidos com dois componentes oléicos, como é bastante comum na bibliografia. Não utilizou-se componente sólido, já que modelou-se apenas uma reação de combustão oléica em alta temperatura. Simplificou-se os componentes gasosos através de dois componentes, oxigênio e gás inerte, através do qual representou-se o nitrogênio e os óxidos de

carbono, produtos da combustão. Somam-se a estes 4 componentes um componente água, totalizando cinco componentes. Esta é a menor quantidade possível de componentes para ser utilizada em uma representação de combustão *in-situ*.

Os componentes oléicos foram divididos da seguinte forma – um reativo e não volátil, chamado de combustível, e outro chamado óleo. Atribui-se à ambos componentes propriedades iguais ao óleo original, exceto a volatilidade. Espera-se que o componente combustível não seja volátil para honrar com a representatividade de consumo e disponibilidade de combustível.

Atribui-se ao componente combustível uma saturação inicial calculada a partir do modelo analítico desenvolvido na seção anterior. Nesta seção, calculou-se o consumo de combustível no reservatório em  $40 \text{ Kg/m}^3$ . Para um óleo hipotético de massa específica igual a  $947 \text{ Kg/m}^3$ , de um campo hipotético de saturação de óleo igual a 70% e porosidade de 23,5%, como apresentado na Tabela 6, um componente combustível deve ter saturação tal que a disponibilidade deste combustível no reservatório seja igual ao consumo de combustível calculado pelo modelo analítico. Calculou-se esta saturação através da Equação(3-12):

$$S_{combustível} = R_{\frac{combustível}{óleo}} * S_o = \frac{C_{combustível}}{\rho_o \cdot S_o \cdot \phi} * S_o = \frac{C_{combustível}}{\rho_o \cdot \phi} \dots\dots\dots 3-12$$

Na equação acima,  $S_{combustível}$  é a saturação do componente combustível no reservatório,  $R_{\frac{combustível}{óleo}}$  é a razão combustível-óleo,  $S_o$  é a saturação do óleo no reservatório,  $C_{combustível}$  é o consumo de combustível em laboratório,  $\rho_o$  é a massa específica do óleo e  $\phi$  é a porosidade. A Equação (3-12) corresponde a multiplicação da fração desejada de combustível no óleo pela saturação de óleo no reservatório. Esta fração de combustível no óleo, o primeiro termo na multiplicação da Equação (3-12), corresponde a divisão entre o consumo de combustível em laboratório (que deve ser igual a disponibilidade de combustível em reservatório) e a disponibilidade de óleo em reservatório.

Calcula-se a saturação do componente resto, ou componente óleo, ou componente volátil através da Equação:

$$S_{resto} = S_o - S_{combustível} \dots\dots\dots 3-13$$

Apresenta-se a saturação calculada para este pseudo componente combustível, que foi de 18%, na Tabela 7. Calcula-se a saturação do componente resto em 52%, para honrar a distribuição original de fluido.

### 3.3.1.3.1 Propriedades Térmicas dos Componentes

Na ausência de experimentos termodinâmicos específicos para obtenção das propriedades térmicas dos componentes do óleo modelado, valores podem ser extraídos da bibliografia. Entretanto, é necessário atentar para que a modelagem final represente fisicamente um comportamento térmico aceitável. Por exemplo, os coeficientes do polinômio de calor específico por temperatura propostos por Kumar (1991) terminam por reproduzir um comportamento improvável para o componente leve, com valores negativos em toda a região de temperatura modelada no simulador, como mostra a Figura 3-6.

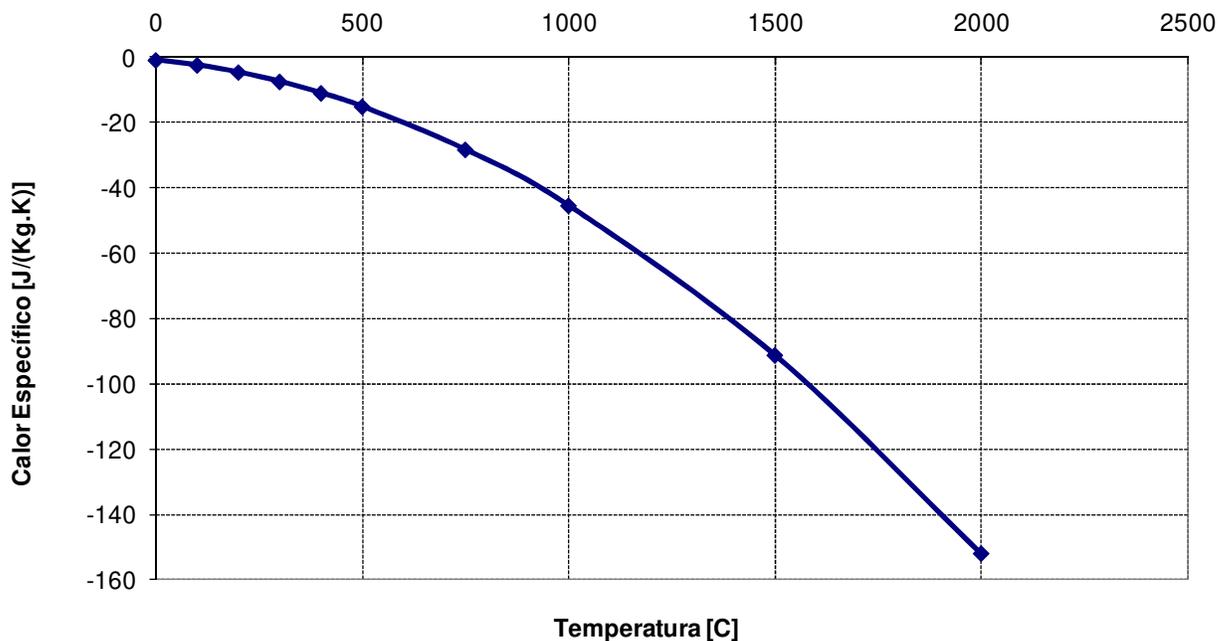


Figura 3-6 – Comportamento térmico improvável para o componente leve (Kumar, 1991)

Para uma modelagem coerente, embora simplificada, recomenda-se o uso das correlações do United States Bureau of Standards (1929) para calor de combustão, condutividade térmica,

calor específico e calor latente de componentes de petróleo, que são função exclusiva da gravidade específica. A Figura 3-7 apresenta o modelo de calor específico, segundo a correlação do U.S.B. S., utilizado nas simulações em que o modelo de fluido correspondia ao proposto por Kumar (1991).

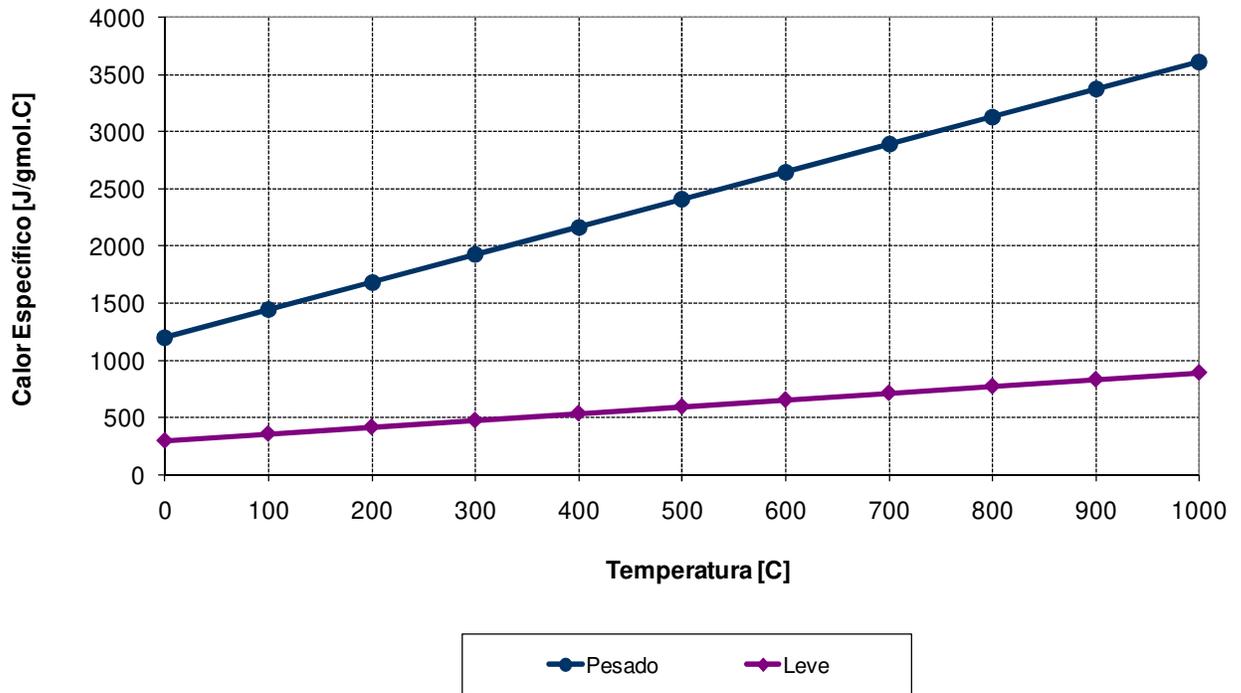


Figura 3-7 – Calor específico de dois componentes oléicos adaptados de Kumar (1991) modelados pela correlação do United States Bureau of Standards (1929)

Informa-se o calor latente ou entalpia de vaporização ao simulador através de dois coeficientes que modelam esta propriedade segundo a Equação:

$$H_{vap}(T) = HVR * (T_{crit} - T)^{EVR} \dots\dots\dots 3-14$$

Na equação acima,  $H_{vap}(T)$  é a entalpia de vaporização em função da temperatura,  $hvr$  é o primeiro coeficiente da correlação utilizada pelo simulador;  $evr$  é o segundo coeficiente;  $T_{crit}$  é a temperatura crítica do componente e  $T$  é a temperatura, ambas em graus relativos (Celsius ou Fahrenheit). O segundo coeficiente da correlação costuma assumir valores entre zero e um, mantendo a função linear no trecho positivo. O valor zero é o padrão para o simulador e faz com

que a entalpia seja independente da temperatura, enquanto que o valor um deixa a função estritamente linear e similar à correlação proposta pelo United States Bureau of Standards em 1929. Desta forma, sempre que um componente tenha temperatura crítica próxima a 667°C, pode-se ajustar seu comportamento segundo esta correlação. A temperatura de 667 °C é a temperatura que zera a Equação (3-14) da correlação do US. B. S. e corresponde à temperatura crítica de um componente pesado, conforme ajustou-se o modelo de um componente pesado para uso no STARS ®, o que é ilustrado pela Figura 3-8.

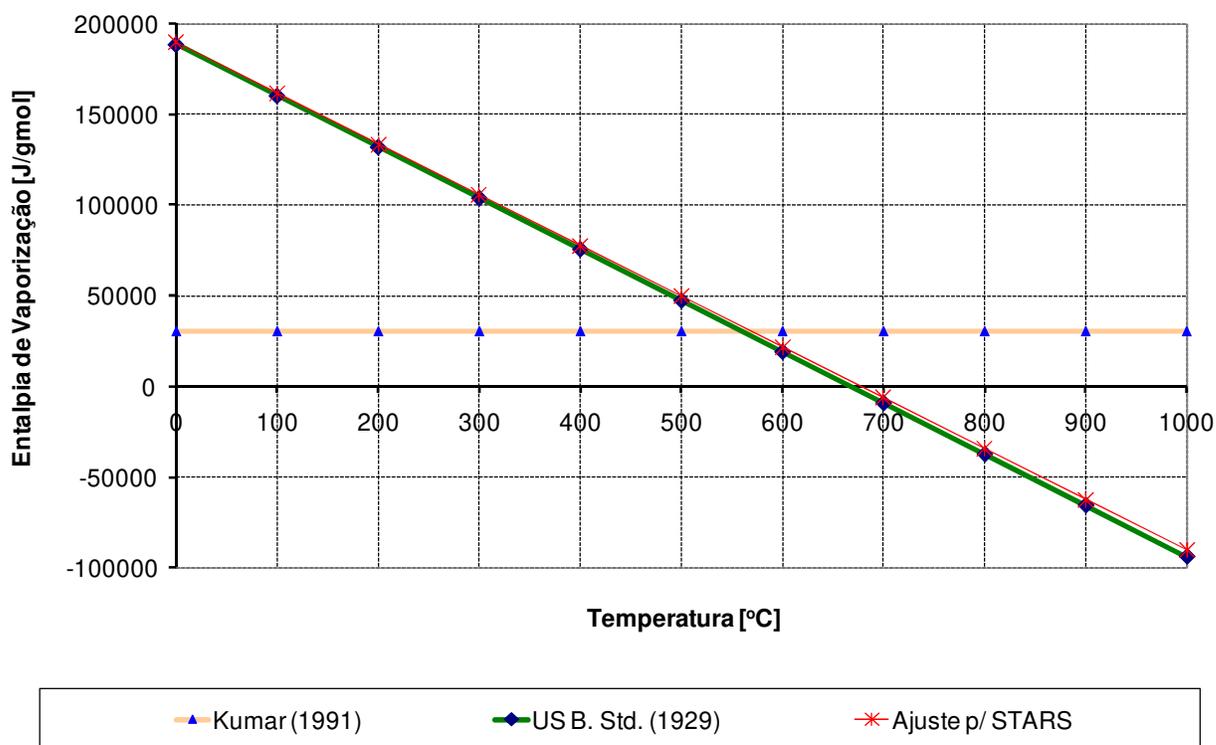


Figura 3-8 – Entalpia de vaporização para um componente oléico pesado com gravidade específica de 0,9 e temperatura crítica de 676 °C

### 3.3.1.4 Modelo de Reações

Utilizou-se um modelo com apenas uma reação de combustão. Escolheu-se esta abordagem para reduzir o grau de liberdade no ajuste do modelo de simulação ao modelo analítico. Para cada reação introduzida, é necessário ajustar 4 variáveis – frequência, entalpia, energia e ordem de reação. Tais ajustes na escala de campo, onde o tamanho da célula não permite uma boa

resolução da temperatura, são difíceis de conseguir e podem gerar modelos não representativos. Apresenta-se com a Equação (3-15) a reação utilizada.



Eliminou-se a energia de ativação, e ajustou-se a frequência de reação para honrar a velocidade de avanço de frente de chama projetada de 0,2 m/d e aumentou-se a entalpia de combustão para fazer com que a temperatura da frente de chama tivesse o mesmo valor da temperatura da frente no experimento no tubo de combustão. Utilizou-se esta abordagem para permitir que todos os fenômenos associados com a temperatura – a redução da viscosidade e a volatilidade do óleo e a evolução da temperatura no entorno dos poços, pudessem ser observados.

### 3.3.1.5 Controle Numérico

Esta é uma etapa muito importante da simulação de métodos térmicos. A cada passo de tempo, o simulador deve encontrar soluções para as equações diferenciais da difusividade e para a Equação diferencial da primeira lei da termodinâmica. Além disso, existem trocas de fase ocorrendo nos componentes, regidas pelas constantes de equilíbrio termodinâmico e trocas de massa entre componentes através das equações das reações químicas modeladas. Desta forma, o ajuste numérico é uma etapa obrigatória para evitar erros de solução e de balanço de material numa simulação térmica. A CMG® (2009) recomenda o uso de um maior número de orthogonalizações, que por sua vez exige um maior limite para o número máximo de iterações. Também recomenda-se o aumento no limite dos ciclos de Newton e do número de cortes por passo de tempo. É comum o simulador recorrer a passos de tempo pequenos, o que é principalmente causado por uma alta frequência de troca de fase em algum componente, de forma que recomenda-se o uso de um limite baixo para o tamanho mínimo de passo de tempo. Entretanto, a observação de intervalos de tempo baixos é uma indicação de que existe espaço para otimizações. Isso pode ser feito através de alterações no modelo de fluido e de reações, de alteração no controle numérico através dos controles já mencionados ou através da informação de valores normais para mudança de pressão, temperatura, saturação e fração molar nas fases para cada célula e intervalo de tempo. Também pode-se alterar os controles de convergência para

otimizar este tipo de simulação. Neste caso, além da tolerância no erro de balanço de materiais, é conveniente informar os limites de convergência para pressão e fração molar em cada fase.

#### **3.3.1.6 Amalgamento Dinâmico**

Para que o simulador trabalhasse com células refinadas no entorno da frente de chama (uma região de elevado gradiente de temperatura) e utilizasse células maiores em regiões distantes da frente, adotou-se uma malha refinada para partida da simulação e programou-se um amalgamento dinâmico através de um gatilho de temperatura de 2°C. Se o gradiente de temperatura entre um grupo de 100 células refinadas fosse menor que 2°C, este grupo de células se fundiria em uma única célula.

#### **3.3.1.7 Exigência Computacional**

A inclusão de um maior número de equações para serem resolvidas numericamente aumenta significativamente o tamanho da matriz Jacobiana, trazendo com isso problemas relacionados a inicialização – será necessário memória RAM suficiente para comportar a matriz inicial. Talvez, no futuro essa exigência seja facilmente cumprida, entretanto, à época de redação desta dissertação, a maioria dos computadores possuía sistema operacional Windows ® em plataforma de 32 bits, que limitava a leitura de memória RAM a um máximo de dois *gigabytes*, uma quantidade facilmente ultrapassada, mesmo com modelos de combustão *in-situ* simples, em escala de malha injetor-produtor. Deve-se ainda programar, no arquivo de inicialização, um tamanho maior que o padrão para a dimensão das matrizes de solução.

Simulou-se 2 anos de injeção de ar em um bloco 100x100 metros em uma máquina de 64 bits com 2 processadores 2,6 GHz em 4 horas e 43 minutos.

### **3.3.2 Parâmetros investigados**

#### **3.3.2.1 Heterogeneidades geológicas**

Utilizou-se o controle por velocidade para a reação de combustão em escala de campo, em contrapartida ao controle por temperatura utilizado na escala de laboratório. Para avaliar o impacto das heterogeneidades geológicas na migração da frente de chama, criou-se um modelo

com uma linha de permeabilidade baixa o suficiente para que nestas células não ocorresse reação. Apresenta-se com a Figura 3-9 os dois modelos de comparação, um homogêneo e o outro heterogêneo. Programou-se o simulador para que a uma permeabilidade igual a 40 mD (linha vermelha na Figura 3-9 a direita) a frequência de reação fosse zero.

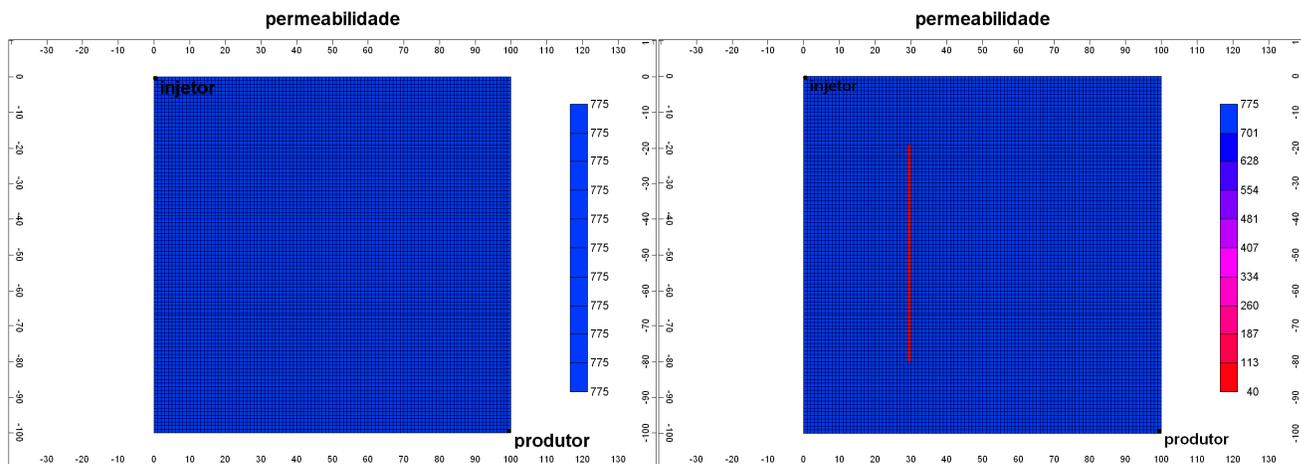


Figura 3-9 – Dois modelos numéricos para avaliar o impacto das heterogeneidades geológicas na velocidade de avanço da frente de chama. Permeabilidade homogênea à esquerda e heterogênea à direita

### 3.3.2.2 Inclinação do Reservatório

Para avaliar o efeito da inclinação do reservatório na recuperação por combustão *in-situ*, sintetizou-se dois casos em escala de campo – com 4° e 20°. Apresenta-se com a Figura 3-10 os casos sintetizados, onde utilizou-se uma resolução vertical de 10 camadas, cada uma com 1 metro de espessura.

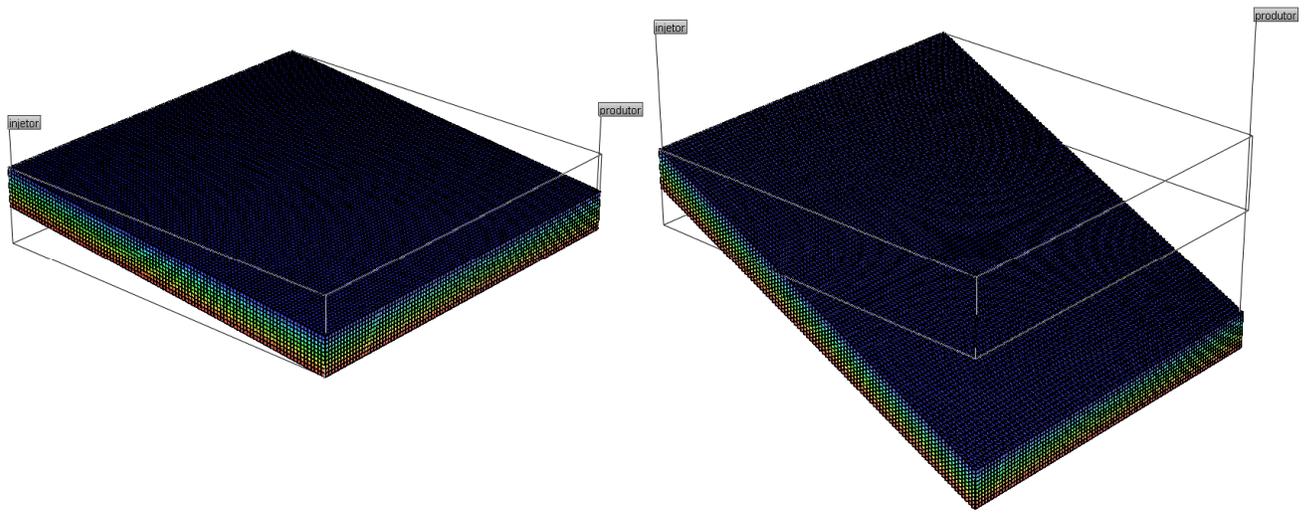


Figura 3-10 – Modelos em escala de campo com inclinação de 4° e 20°

## Capítulo 4 Resultados

### 4.1 Caso A – Simulação em escala de laboratório

Os resultados referem-se aos estudos sobre a configuração dos poços, a vazão de injeção de ar, o modelo de fluidos e reações, o comportamento sob injeção de ar enriquecido e a influência de características de reservatório como a relação de permeabilidades, saturação de água conata e temperatura inicial em um modelo de simulação numérica em escala de laboratório. Compara-se os resultados obtidos através do fator de recuperação (função-objetivo primária), da vazão de óleo pelo tempo (função comparativa) e em alguns casos através da razão volume de óleo produzido por volume de ar injetado em condições ambientes.

#### 4.1.1 Configuração dos Poços

Compara-se através da Figura 4-1 a evolução do fator de recuperação para 3 configurações. A curva em azul refere-se ao caso base da configuração *Thai* com dois injetores e um produtor horizontal desalinhado (*staggered*). Representa-se com as curvas em amarelo e em rosa os resultados de duas configurações em modelo *Top-down*, com um injetor posicionado sobre o produtor horizontal. No caso da curva em amarelo, posiciona-se o injetor exatamente no meio da célula 3D. No caso da curva rosa, posiciona-se o injetor a 2/3 do comprimento da célula 3D.

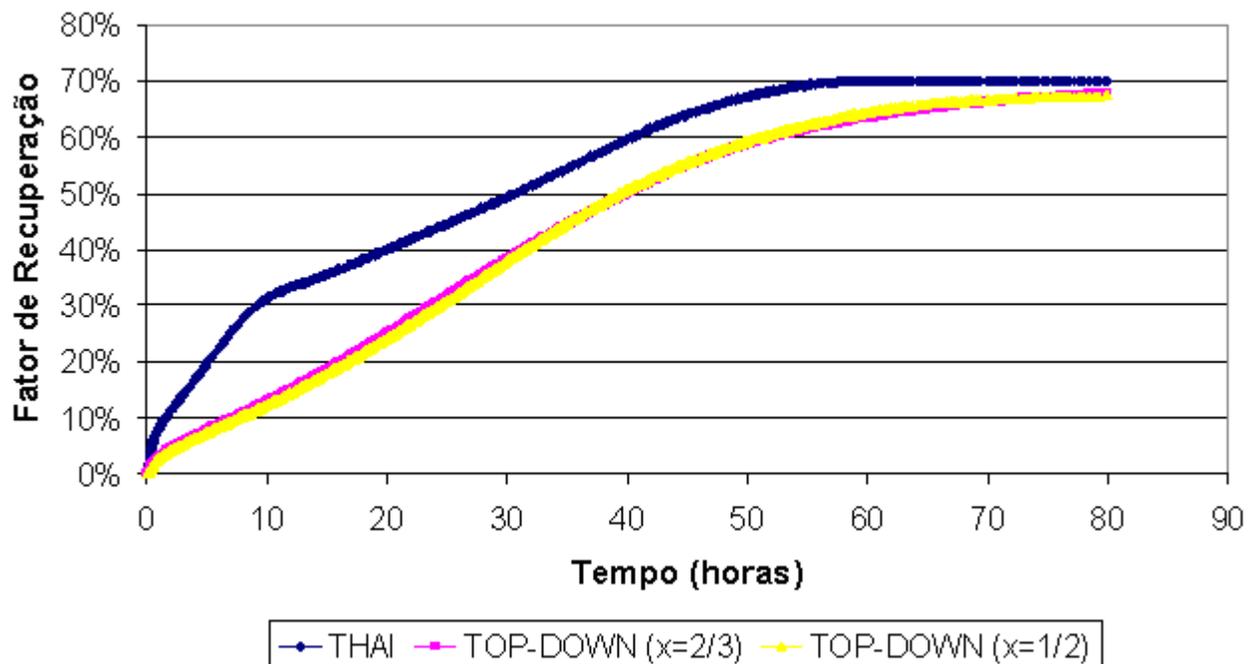


Figura 4-1 – Resultados para diferentes configurações de poços. Nos casos *top-down*, x indica a posição do poço injetor em relação ao comprimento principal da célula 3D

As simulações se mostraram insensíveis à posição vertical das completações dos injetores, desde que estes se mantivessem acima do produtor horizontal. Esta insensibilidade pode ser interpretada da seguinte forma: a segregação gravitacional é bastante presente em injeção de ar para combustão *in-situ* em reservatórios. O ar tem a tendência de se posicionar no topo do reservatório, o que ocorre mesmo se o ar for injetado em níveis mais baixos na formação. Dessa forma, o resultado final é pouco alterado pela posição vertical dos injetores, mas o melhor resultado foi obtido com o posicionamento no topo (caso base).

#### 4.1.2 Vazão de Injeção

Compara-se com a Figura 4-2 as respostas do fator de recuperação para diferentes vazões de injeção. O caso base teve uma vazão de  $0,8 \text{ m}^3/\text{d}/\text{poço}$ , correspondente a recomendação de Sarathi (1999) de  $2,15 \text{ m}^3 \text{ std}/\text{h}/\text{m}^3 \text{ reservatório}$ . Maiores vazões aceleraram a recuperação, entretanto chegaram a mesma recuperação final. Apresenta-se com a Figura 4-3 a mesma sensibilidade à vazão de ar de forma adimensionalizada, onde a abcissa corresponde ao ar

injetado acumulado. Vazões menores não atingiram a recuperação do caso base para o mesmo tempo de simulação, mas as curvas de recuperação para as simulações com 0,4 e 0,63 m<sup>3</sup>/d/poço de vazão de injeção ainda estavam ascendentes ao término das 60 horas. Desta forma foi necessário averiguar o comportamento até que a recuperação final estivesse estabilizada. Apresenta-se esta averiguação na Figura 4-4.

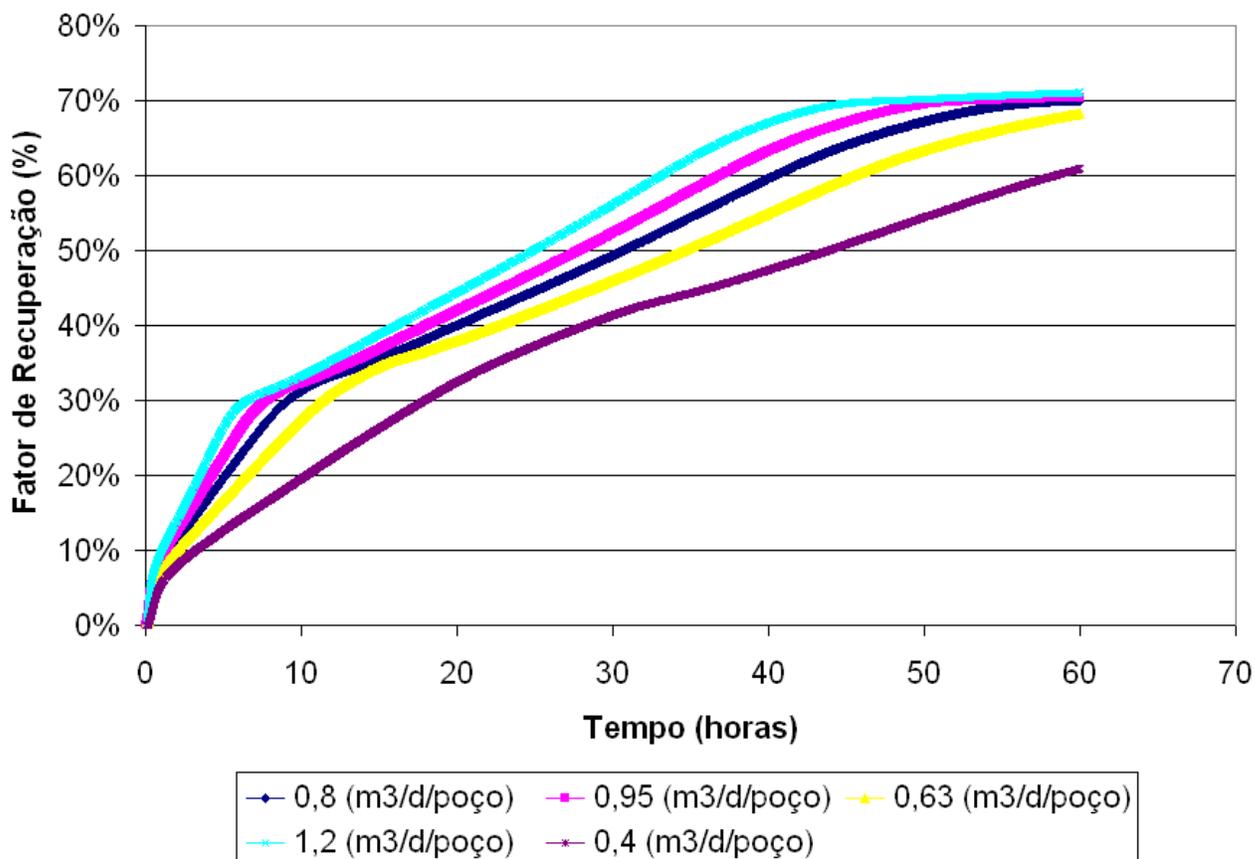


Figura 4-2 – Sensibilidade à vazão de injeção, por tempo decorrido

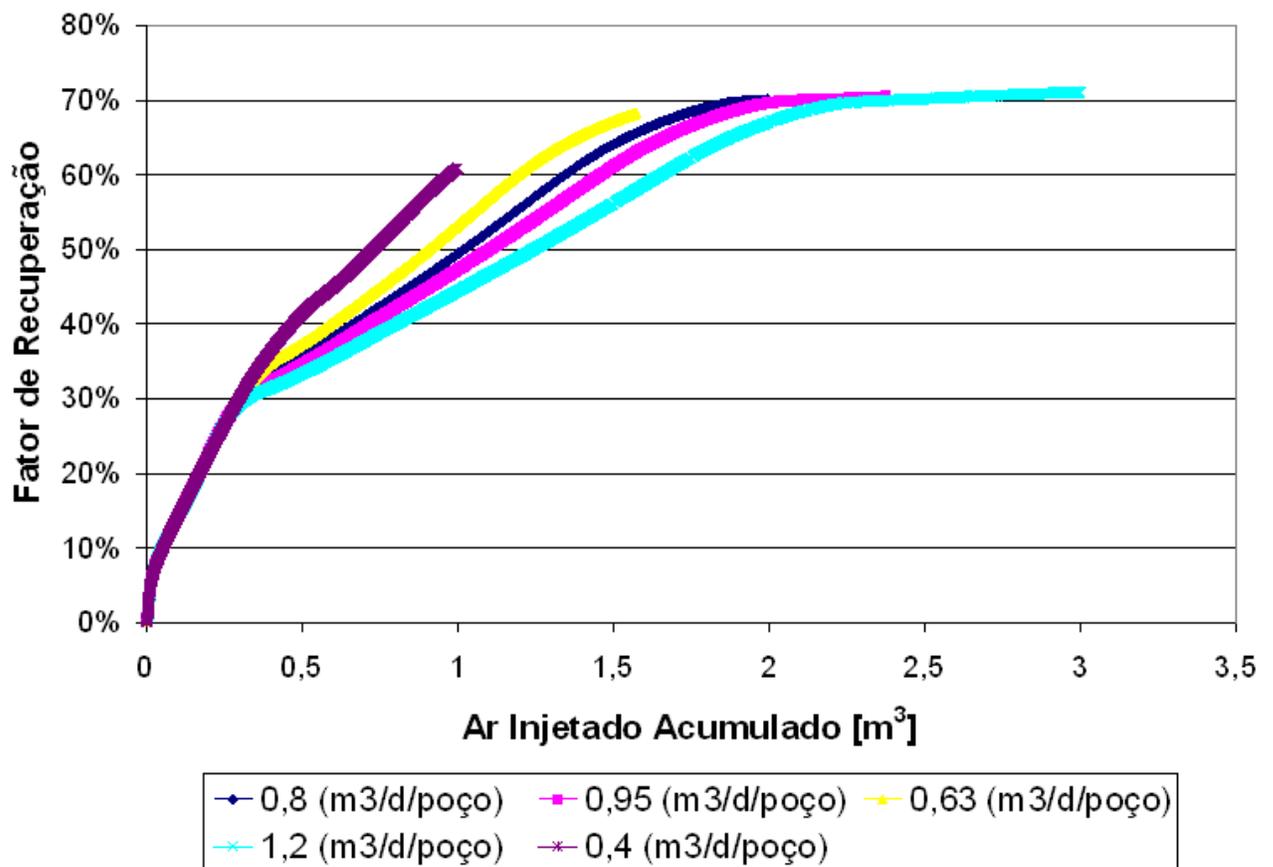


Figura 4-3 – Sensibilidade à vazão de injeção, por injeção acumulada

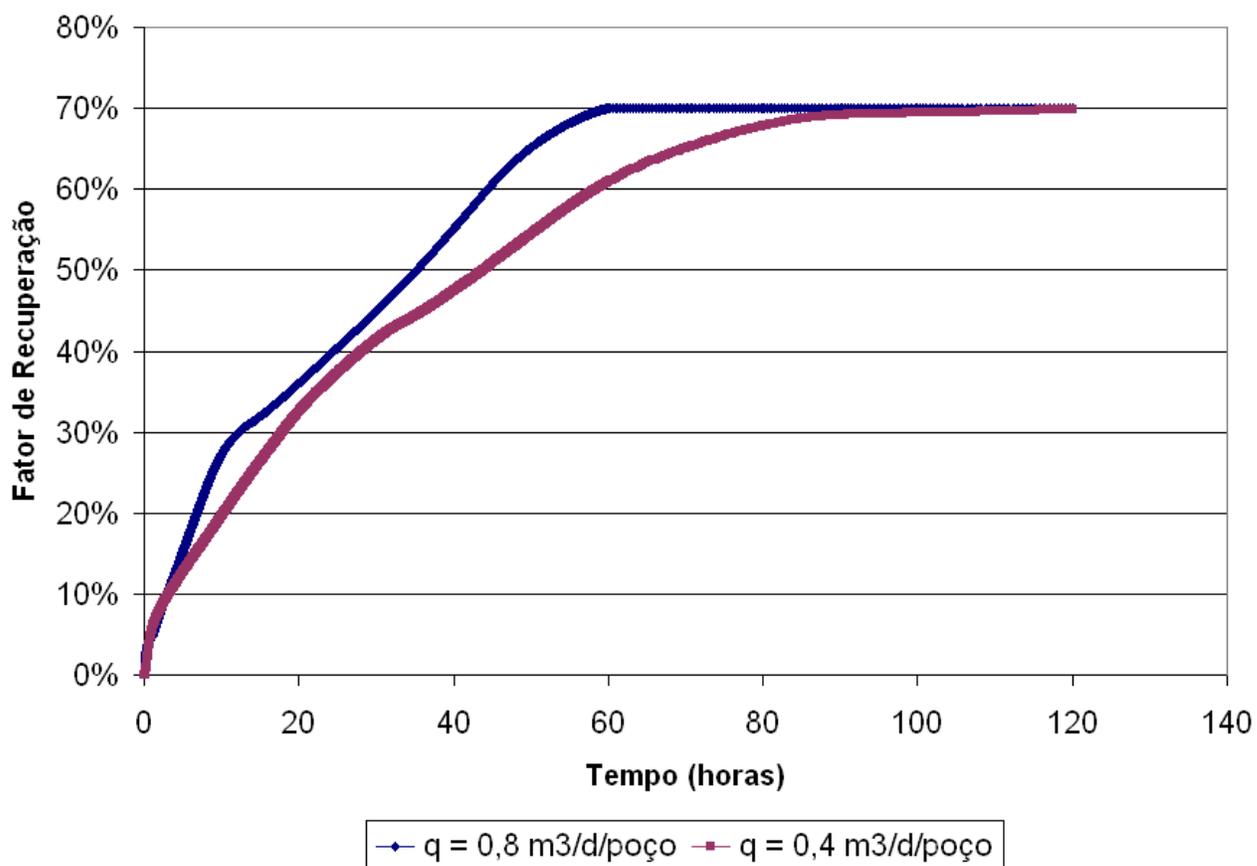


Figura 4-4 - Sensibilidade do fator de recuperação à vazão de injeção em simulação estendida, por tempo decorrido

Apresenta-se com a Figura 4-5 a mesma sensibilidade da figura anterior adimensionalizada pelo ar injetado acumulado.

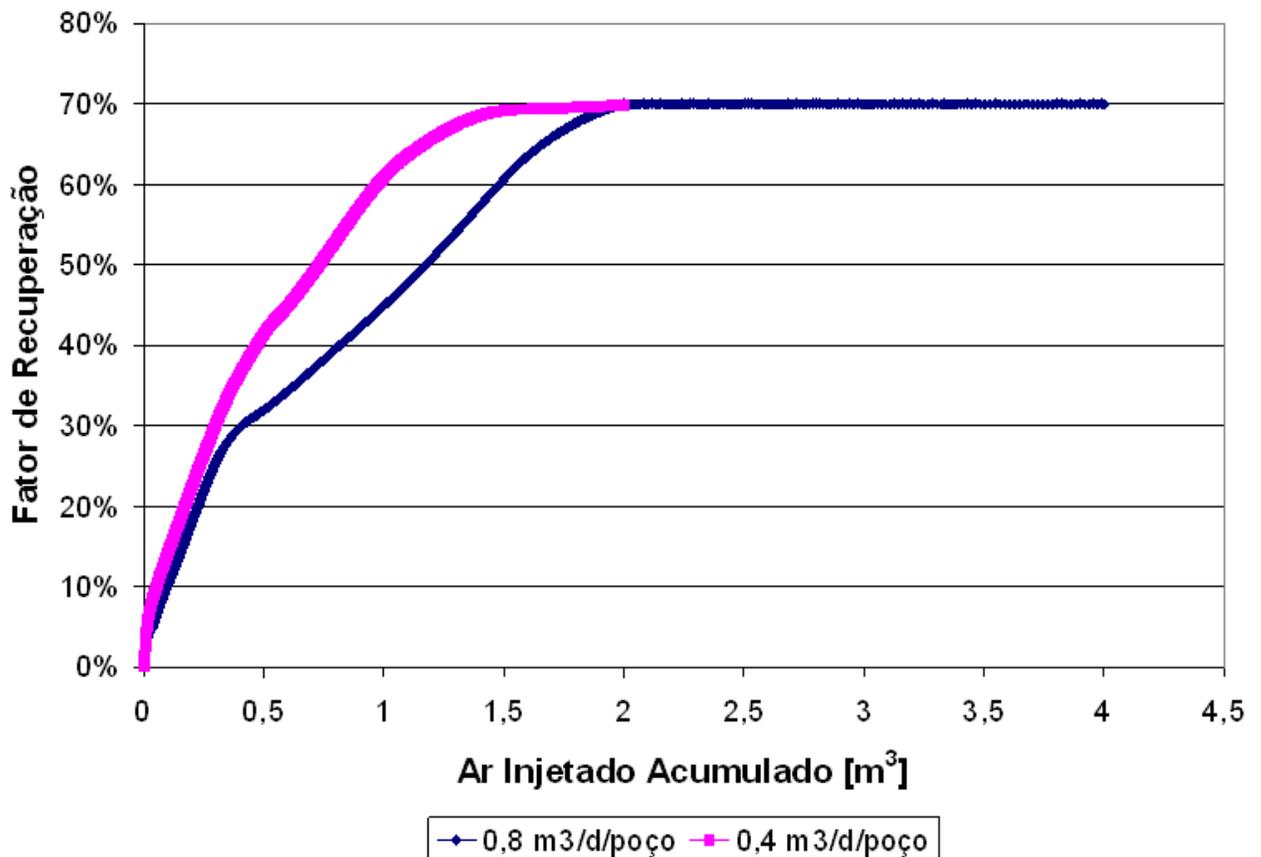


Figura 4-5 - Sensibilidade do fator de recuperação à vazão de injeção em simulação estendida, por ar injetado acumulado

Pode-se observar, nas Figura 4-4 e Figura 4-5, que a recuperação final está condicionada à quantidade de ar injetado. Esta é uma característica do modelo cinético de reações baseado na Equação de Arrhenius, que por si só não representa a influência da velocidade de frente de chama na recuperação final. Utilizou-se esta abordagem na simulação em escala de laboratório, onde a vazão de injeção de ar influenciou apenas a velocidade de recuperação, já que as reações modeladas possuíam frequência constante (a velocidade de recuperação ficou dependente apenas do aporte de reagentes, e não do histórico de temperatura, e muito menos da velocidade de suprimento). Fassihi, Brigham e Ramey (1984) demonstraram que a frequência de reação depende da temperatura (Figura 2-5). Também pode-se concluir pelas Figura 4-4 e Figura 4-5 que a razão óleo produzido por ar injetado é maior para menores vazões de injeção. Compara-se com a Figura 4-6 a razão óleo produzido por ar injetado (ROA).

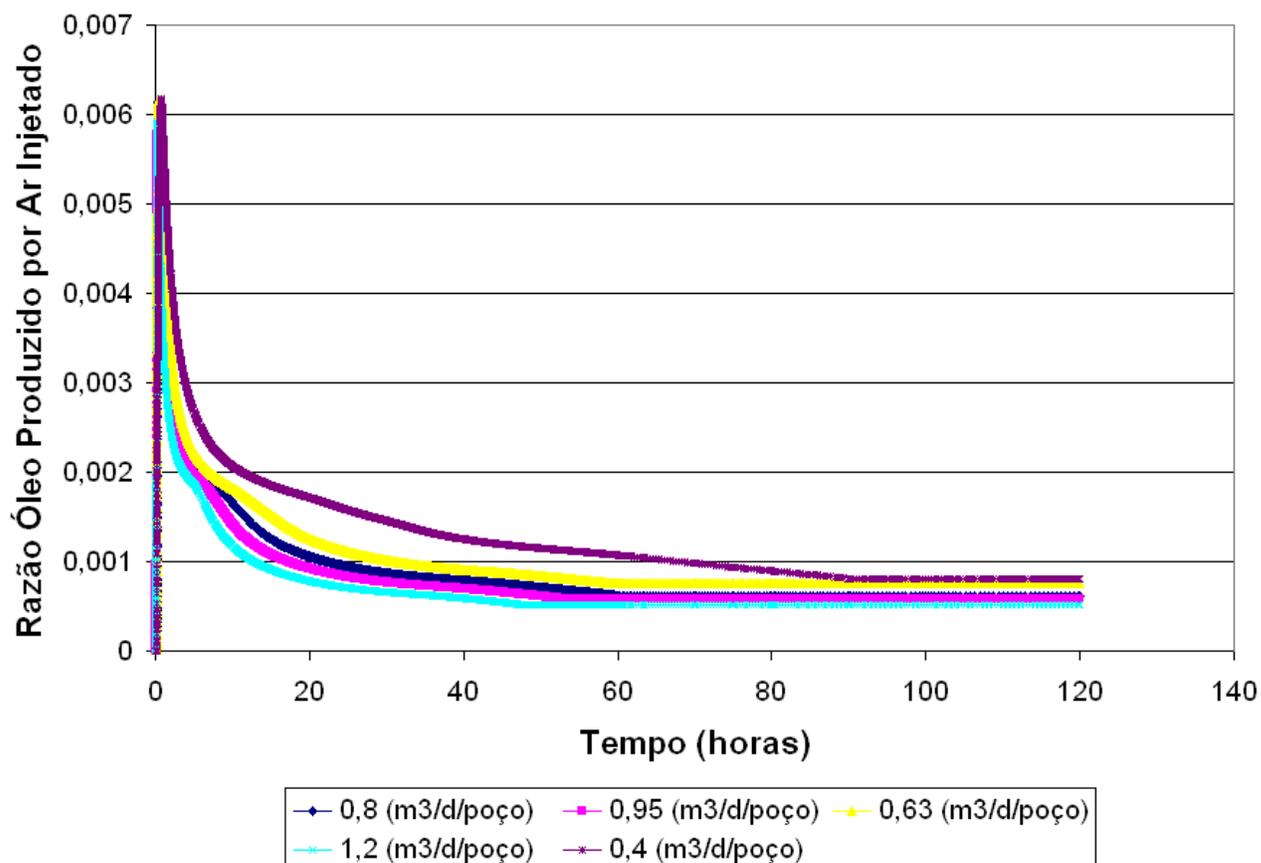


Figura 4-6 – Sensibilidade à vazão de ar em termos da razão do óleo produzido por ar injetado

#### 4.1.3 Modelo de Fluidos e Reações

Como já apresentou-se no Capítulo 3, utilizou-se no presente trabalho duas modelagens diferentes de fluidos e reações. Usou-se a primeira, com 7 componentes e 6 reações, apresentada por Belgrave em 1993, como caso base. A segunda, de 6 componentes e 4 reações foi apresentada por Coats em 1980. Faz-se a comparação entre os dois modelos na Figura 4-7. Apresenta-se o fator de recuperação para caso base (Belgrave) na curva azul, e na curva rosa o resultado com o modelo de Coats. Dispõe-se através da curva amarela o resultado de uma rodada sem reações de oxidação. Ilustra-se com esta última rodada o impacto da combustão *in-situ*. Apenas com a injeção de um gás inerte, o fator de recuperação final para a mesma vazão foi de apenas 18%.

Greaves *et al* (2003) obtiveram recuperação de 80% utilizando uma adaptação do modelo de fluidos e reações de Coats (1980).

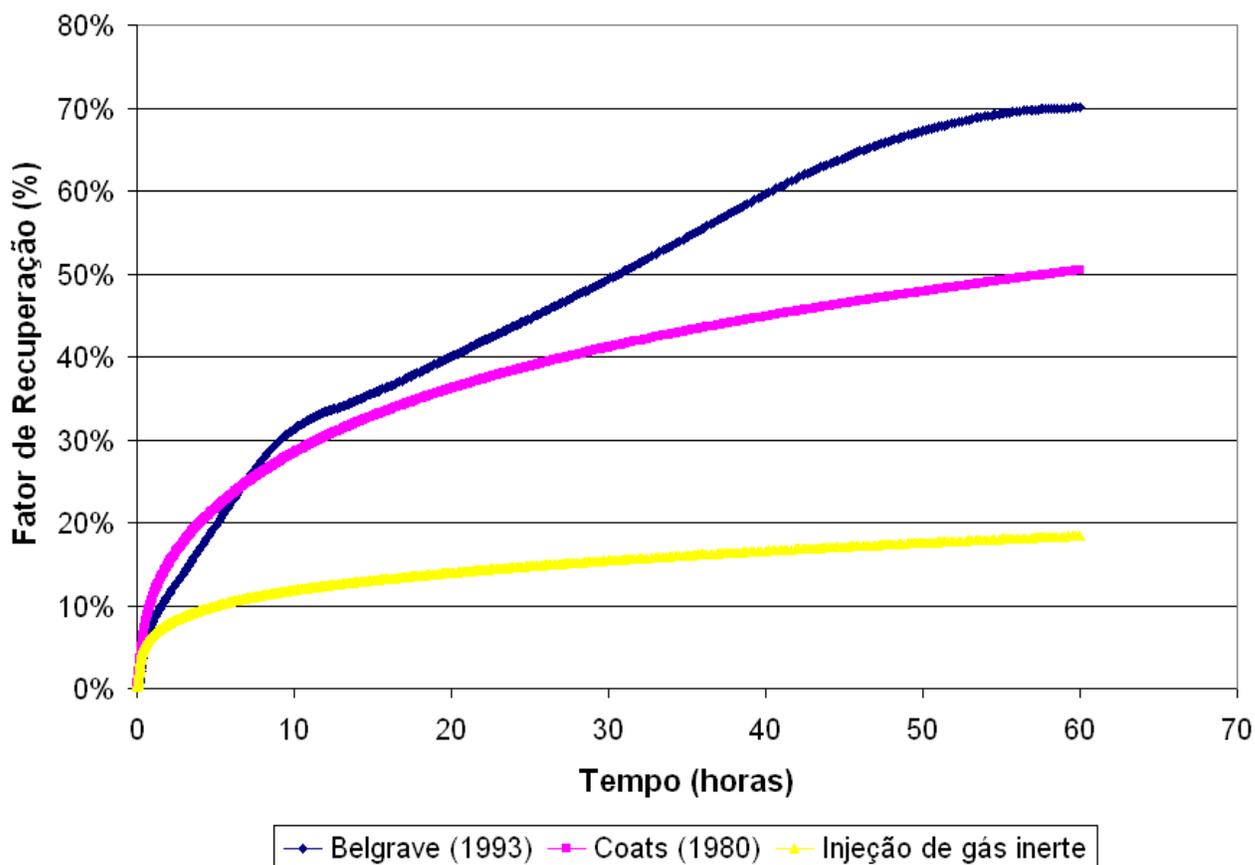


Figura 4-7 – Fator de recuperação para diferentes modelos de fluidos

#### 4.1.4 Comportamento sob injeção de ar enriquecido

Compara-se com a Figura 4-8 as respostas em termos do fator de recuperação para 3 rodadas, em que a composição do ar de injeção foi variada. Injeta-se no caso base, representado pela curva azul, ar atmosférico, com 21% de oxigênio. Na curva rosa, enriquece-se o ar para uma composição final de 35% de oxigênio. Atribui-se conteúdo de oxigênio no ar de 40% na curva amarela. Mantem-se todas as outras condições de operação, incluindo a vazão de injeção. Desta forma, nas rodadas com ar enriquecido, injeta-se uma quantidade de oxigênio maior.

Pode-se observar que a injeção de ar rico adianta a produção, fornecendo maiores vazões de óleo. Atinge-se o patamar de 70% no fator de recuperação mais rapidamente, com menos de 50 horas de processo. A resposta final também foi levemente superior ao caso base.

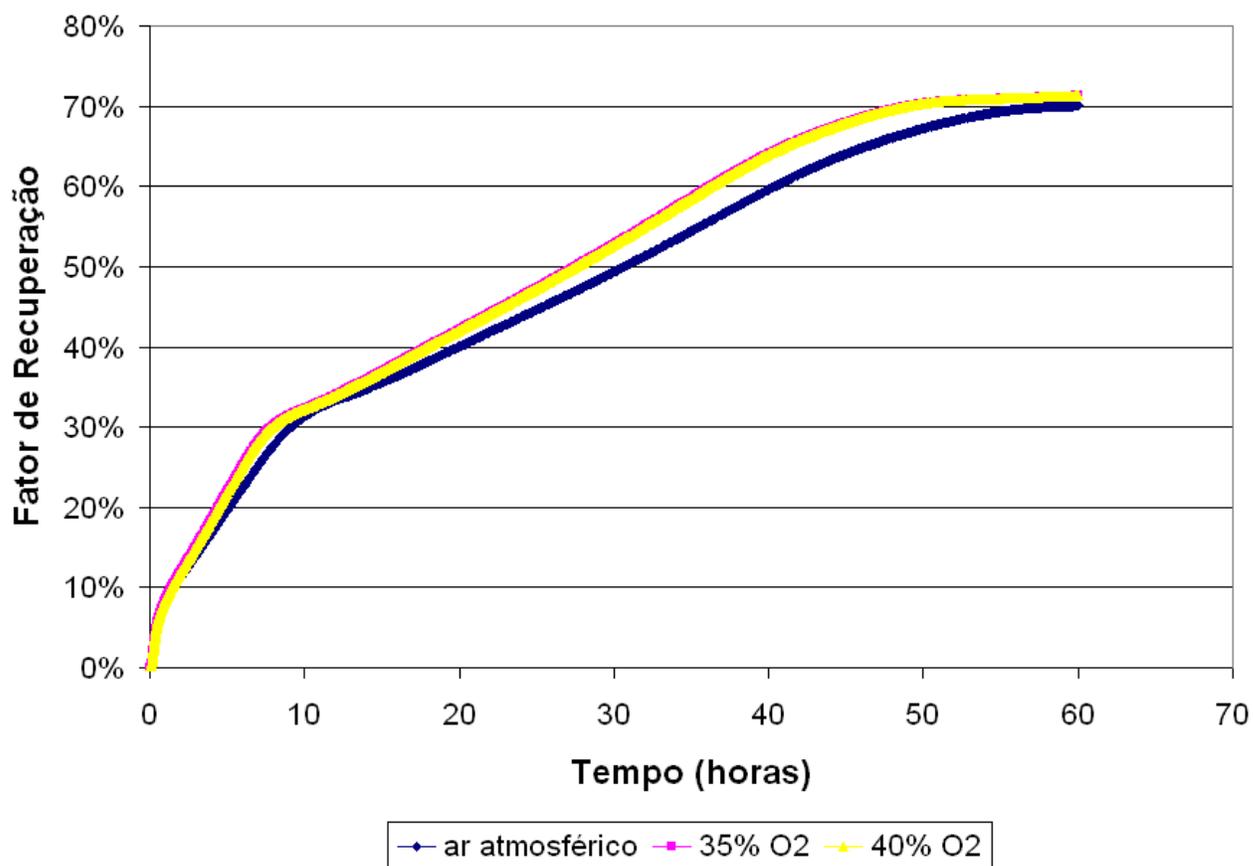


Figura 4-8 – Sensibilidade à composição do ar injetado (FR)

Compara-se com a Figura 4-9 a razão do volume de óleo produzido por volume de ar injetado (ROA) para estes três casos. As respostas mostraram uma pequena melhora com o enriquecimento do ar injetado.

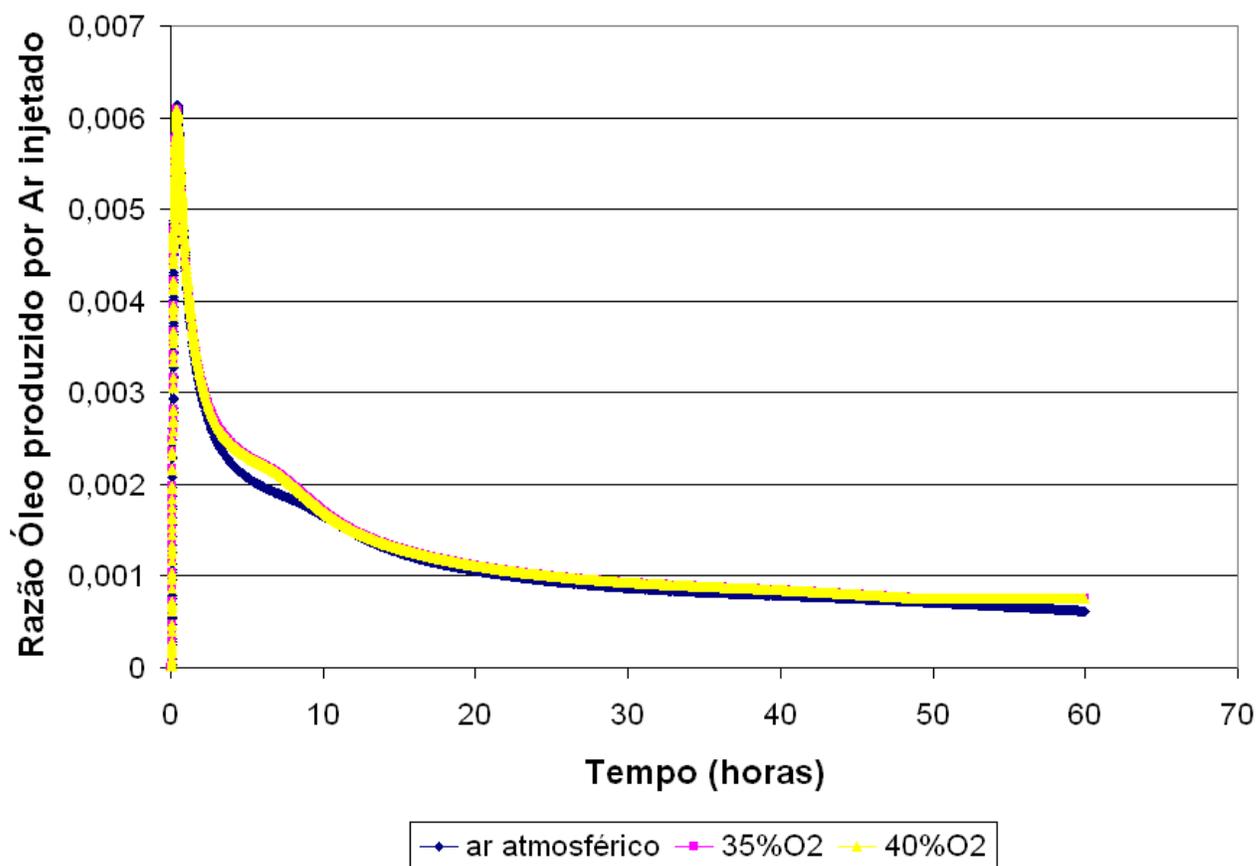


Figura 4-9 – Sensibilidade à composição do ar injetado (ROA)

Nas comparações até aqui apresentadas, a mesma vazão de injeção foi utilizada. Isso mascara um dos principais efeitos da injeção de ar enriquecido – a menor exigência de injeção para um mesmo fornecimento de oxigênio. Desta forma, executa-se algumas rodadas com a vazão de injeção corrigida para fornecer a mesma quantidade de oxigênio ao longo das 60 horas. Apresenta-se com as Figura 4-10 e Figura 4-11 o fator de recuperação e a razão de óleo produzido por ar injetado, respectivamente, para estas simulações.

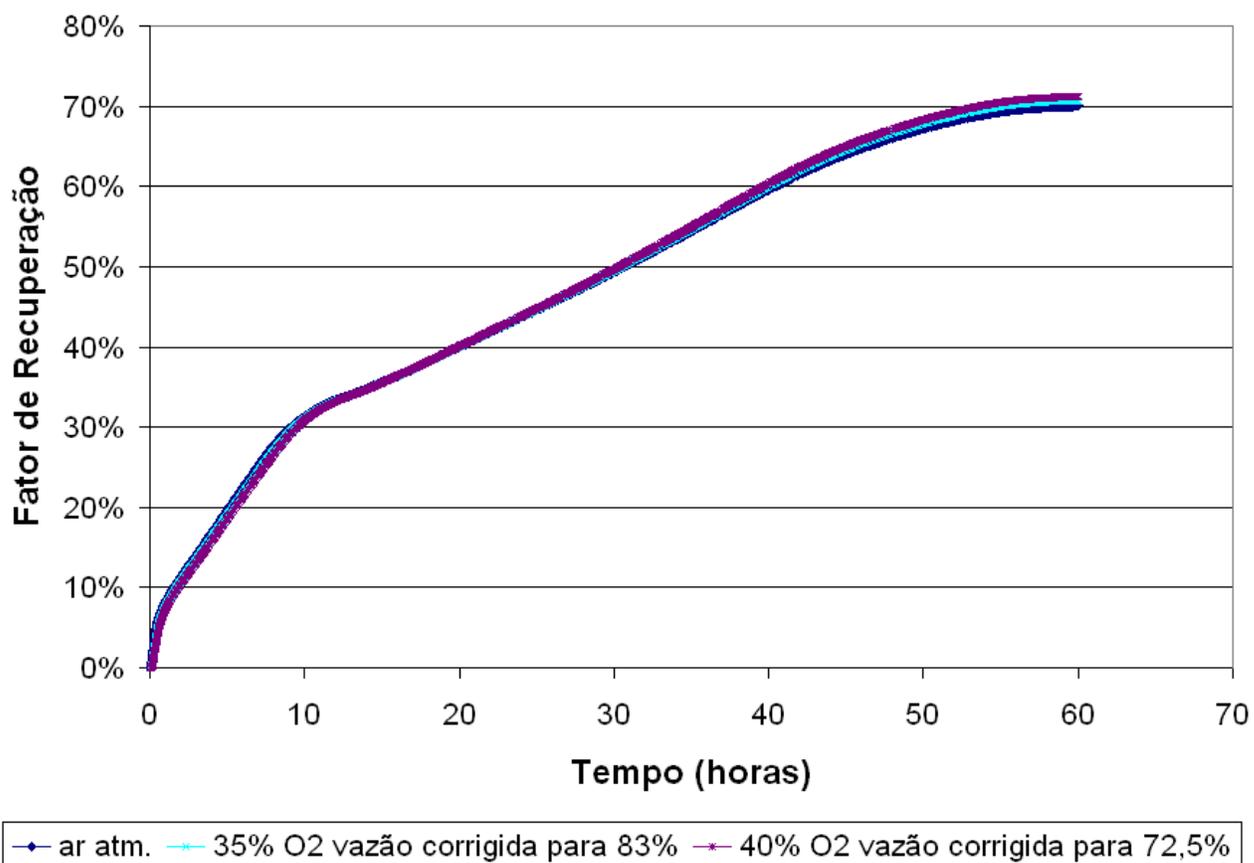


Figura 4-10 – Comparação de injeção de ar rico com mesmo suprimento de O<sub>2</sub> em vazões de injeção diferentes.

Reproduz-se com o modelo a expectativa de obter recuperações parecidas a um menor custo de injeção com a utilização de ar enriquecido. Compara-se com a Figura 4-11 a razão óleo produzido por ar injetado para estas rodadas, corroborando a afirmação anterior.

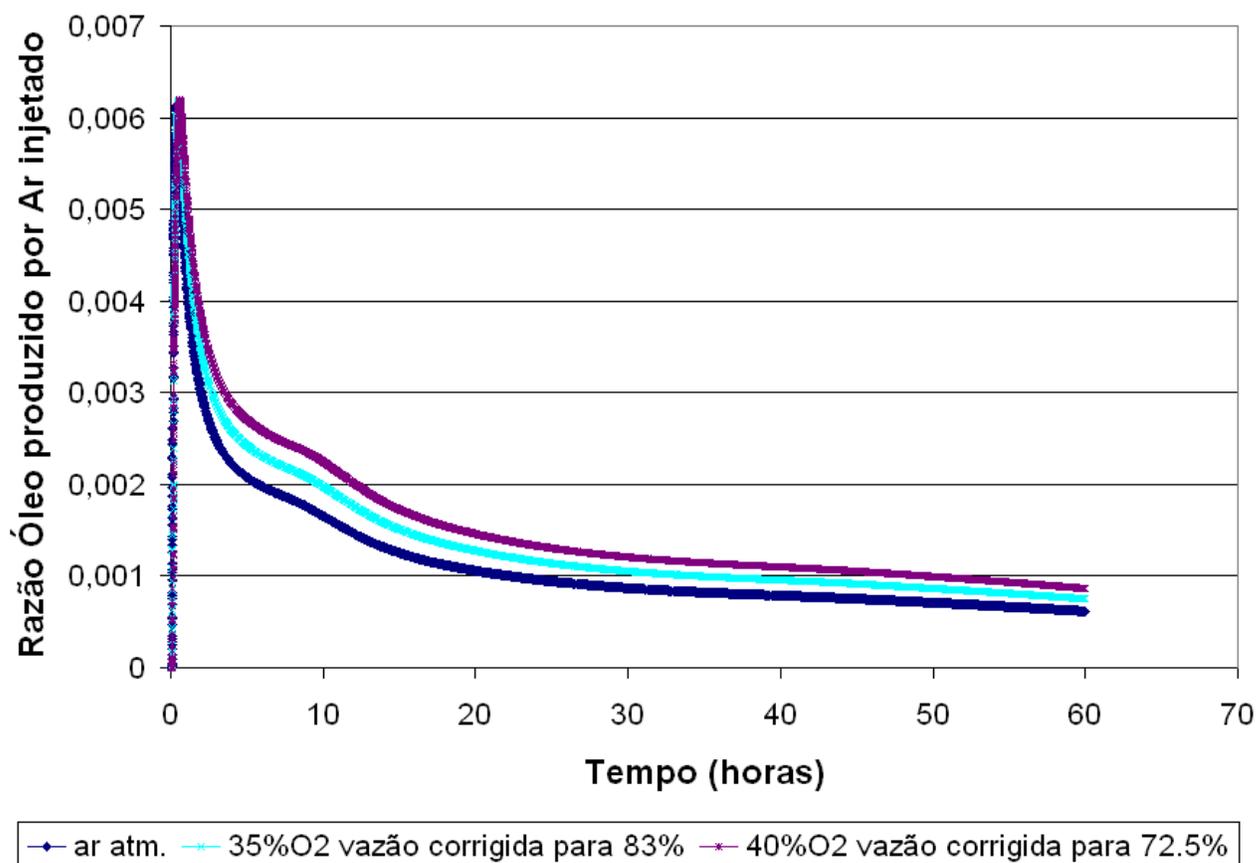


Figura 4-11 – Comparação da ROA para mesmo suprimento de O2 utilizando ar rico.

#### 4.1.5 Relação de Permeabilidades

Mede-se a sensibilidade à relação entre permeabilidades vertical e horizontal através da comparação das respostas para casos com esta razão em 10%, 20% e 30%. Mostra-se na Figura 4-12 o comportamento do fator de recuperação com as alterações. Representa-se com a curva azul o caso com  $K_v/K_h$  de 20%. Atribui-se à curva rosa uma relação de 30%. Representa-se com a curva amarela uma relação de permeabilidades de 10%.

As respostas para a simulação com relação de permeabilidades em 30% (rosa) foram ligeiramente superiores às com  $K_v/K_h$  em 20% (azul). Já as respostas para a relação de permeabilidades em 10% (amarela), foram substancialmente inferiores às do caso base. Embora a relação de permeabilidades horizontal/vertical tenha um grande impacto no processo de recuperação de combustão *in-situ* no campo, por conta da segregação gravitacional do ar, este parâmetro não pôde ser bem estudado no modelo em escala de laboratório, que possui uma

espessura muito pequena. Além disso, conclui-se que a configuração de poços *Thai*, usada no caso base, otimiza o varrido vertical e compensa os efeitos da segregação gravitacional.

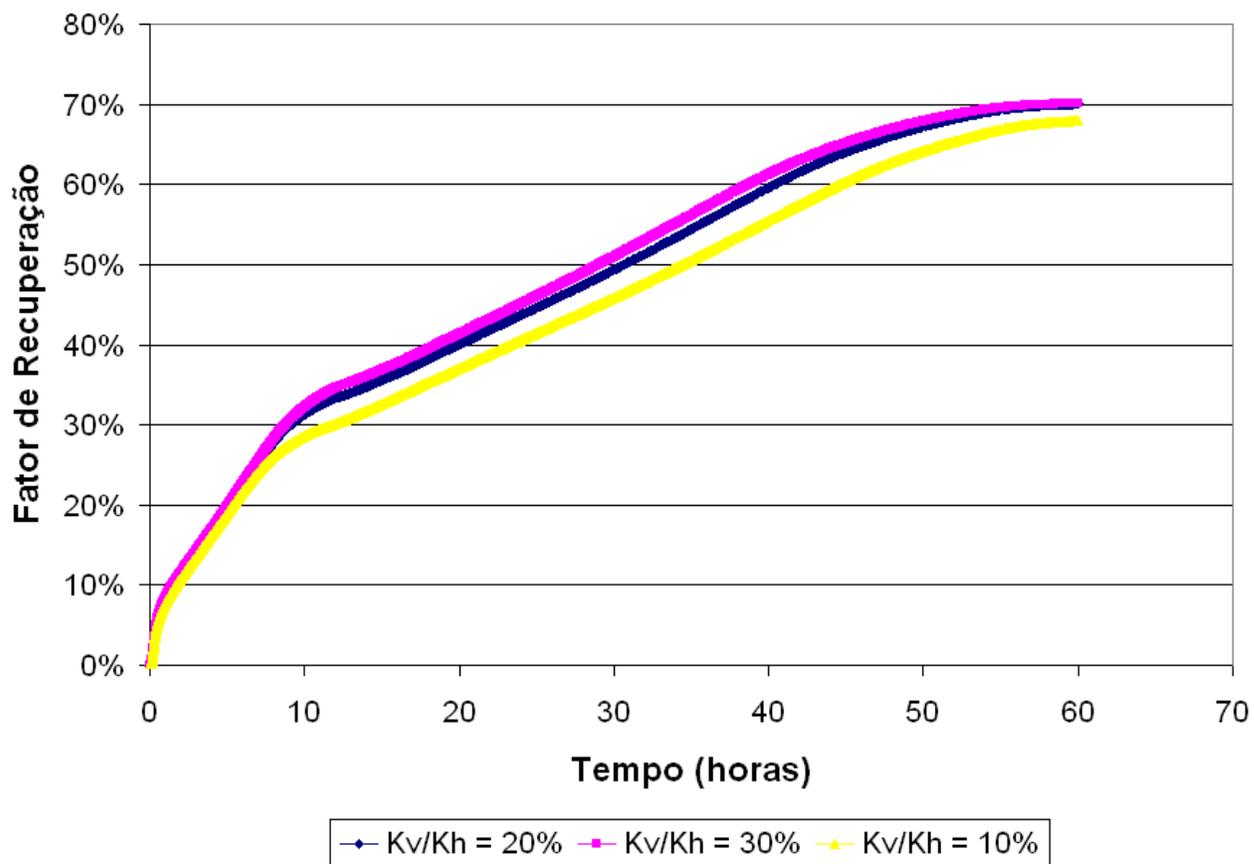


Figura 4-12 – Sensibilidade à variações na permeabilidade vertical (FR)

#### 4.1.6 Saturação de Água Inicial

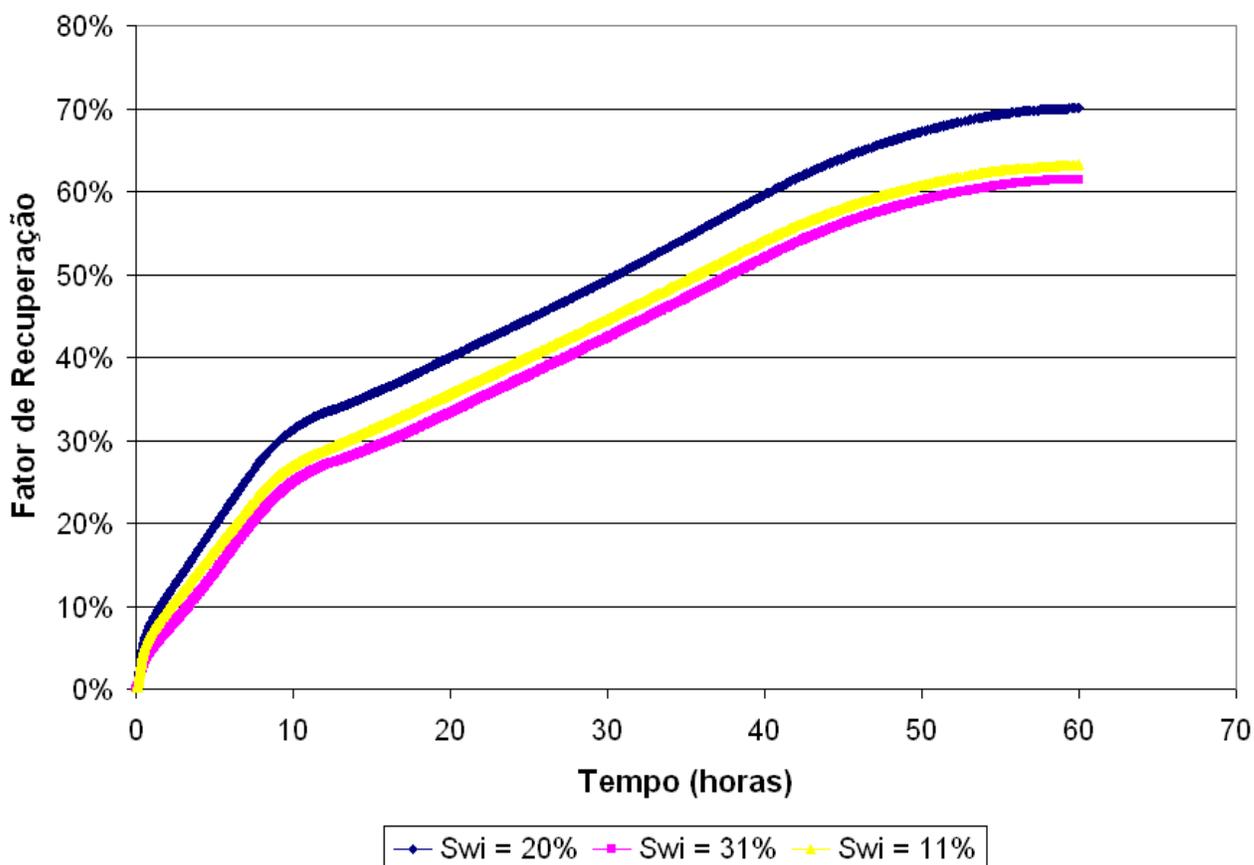


Figura 4-13 – Sensibilidade do fator de recuperação do modelo à saturação de água inicial

Compara-se com a Figura 4-13 o fator de recuperação do modelo com diferentes saturações iniciais de água. Considera-se para o caso base, curva azul,  $S_{wi}$  igual a 20%. Atribui-se à curva rosa saturação inicial de 31%, enquanto que à curva amarela de 11%. Apresenta-se na Figura 4-14 a vazão de água no produtor para os três casos.

Observa-se com que a saturação de água inicial é um parâmetro influente na resposta, como se esperava. Sem água, o transporte de calor através da frente não é feito eficientemente, já que os gases possuem baixo calor específico. A água presente no reservatório vaporiza e migra para o banco de vapor, à frente da combustão, carregando consigo bastante calor.

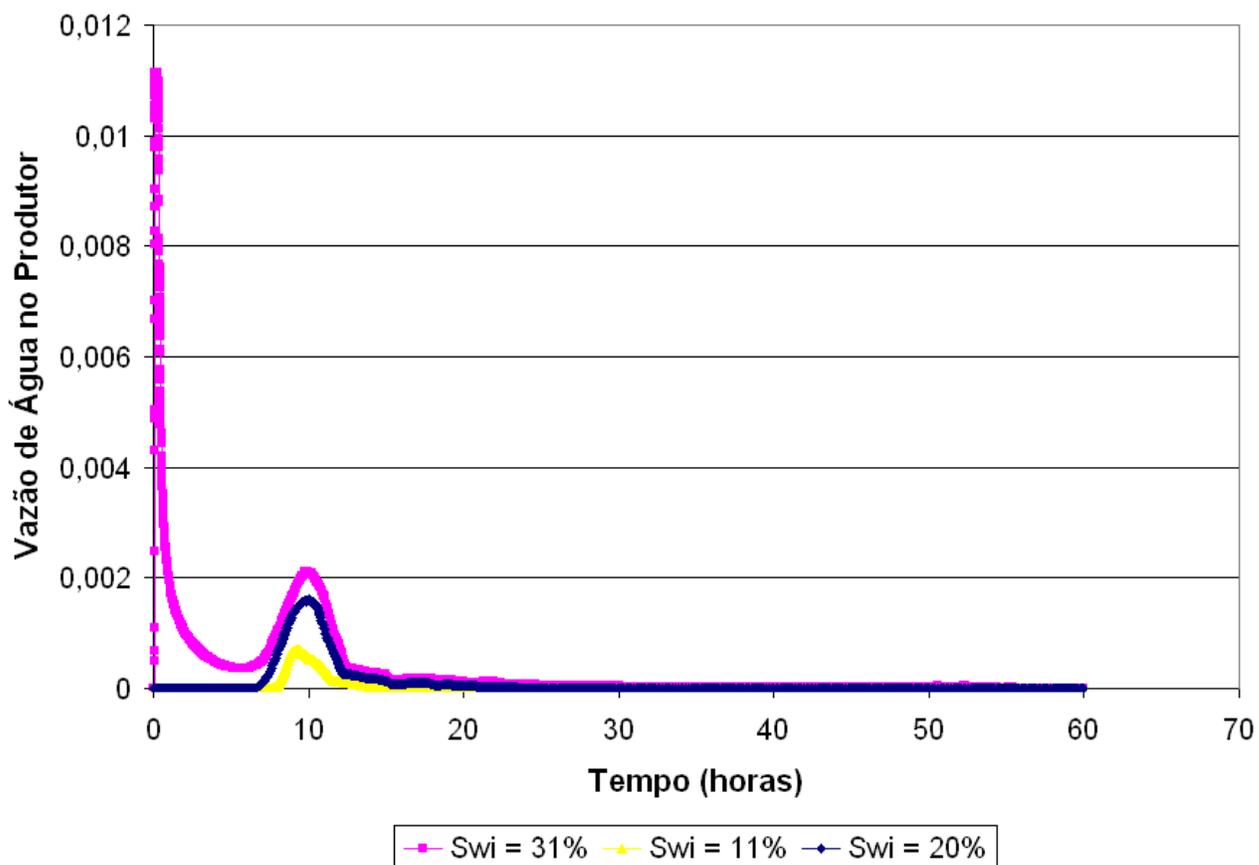


Figura 4-14 – Sensibilidade à saturação de água inicial (vazão de água no produtor)

#### 4.1.7 Temperatura Inicial do Reservatório

Compara-se com a Figura 4-15 os resultados em termos do fator de recuperação para três simulações onde variou-se a temperatura inicial do reservatório. Representa-se o caso base com a curva azul, com temperatura inicial de 60 °C. Atribui-se à curva rosa um reservatório com 100 °C; à curva amarela, um reservatório a 30 °C.

Observa-se que uma temperatura inicial do reservatório maior adianta a produção, entretanto isso reflete em uma recuperação final ligeiramente inferior.

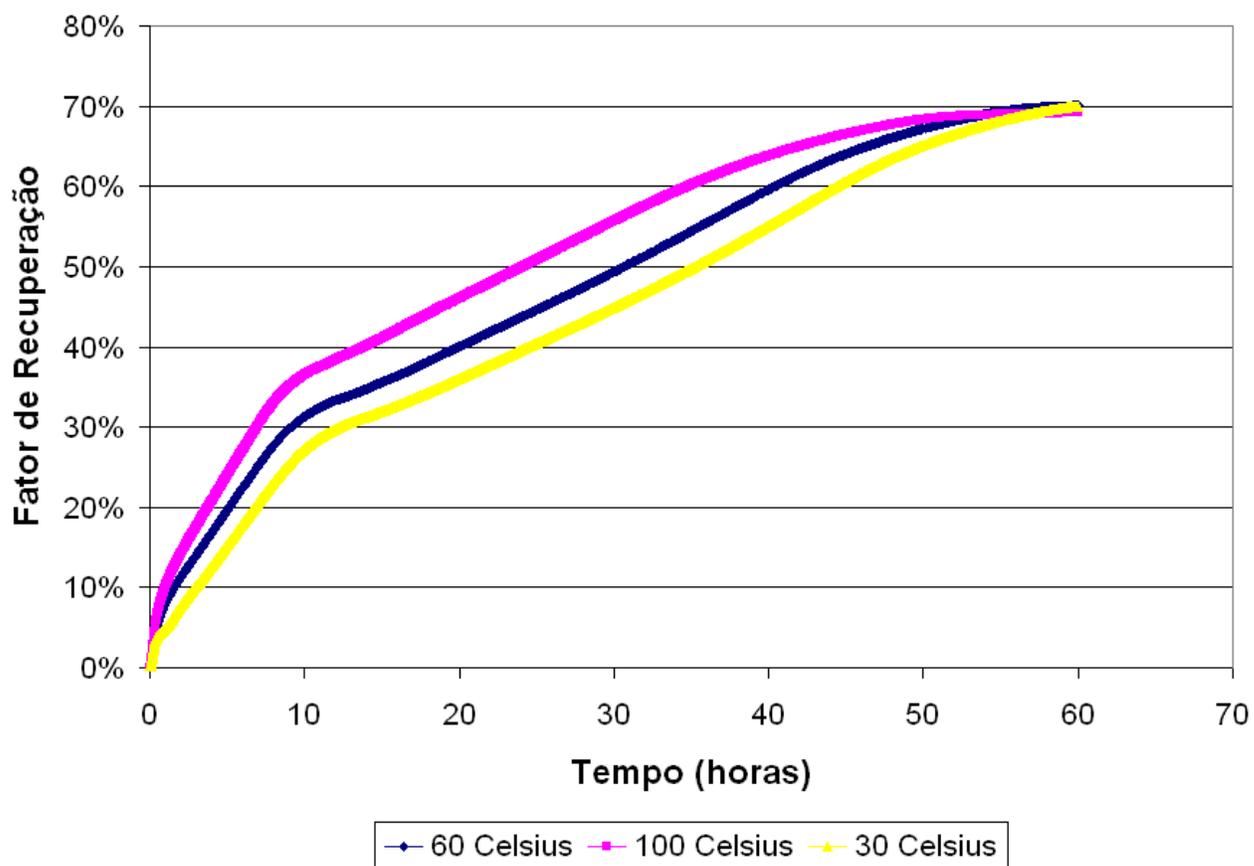


Figura 4-15 – Sensibilidade à temperatura inicial do reservatório (FR)

Apresenta-se com a Figura 4-16 a razão óleo produzido por ar injetado. Os resultados, como observa-se, são melhores neste parâmetro para maiores temperaturas de reservatório.

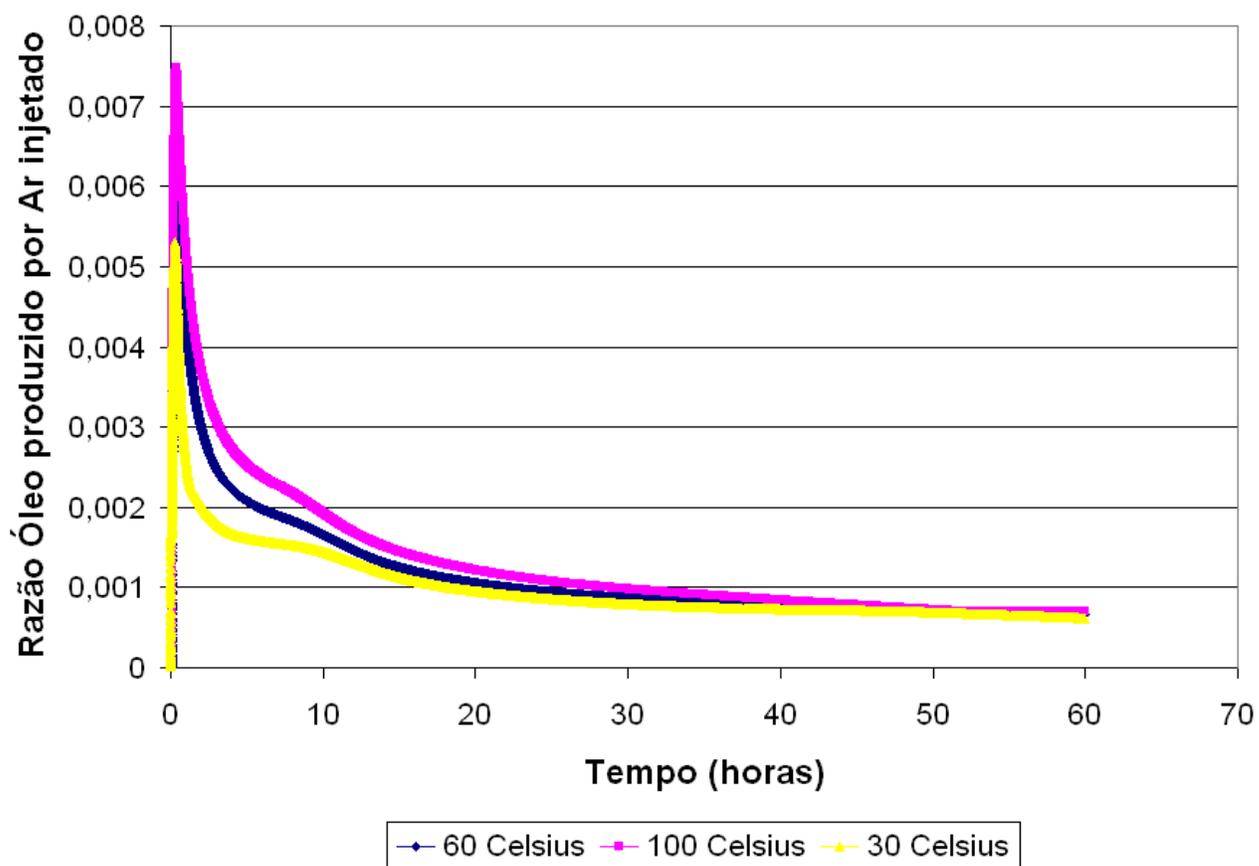


Figura 4-16 – Sensibilidade à temperatura inicial do reservatório (ROA)

#### 4.1.8 Comparação da influência dos diversos parâmetros estudados

Compara-se com a Figura 4-17 o impacto de cada parâmetro estudado. Na ordenada, aloca-se os parâmetros estudados e na abscissa, o fator de recuperação. Atribui-se ao eixo central do tornado a recuperação do caso base, de aproximadamente 70%.

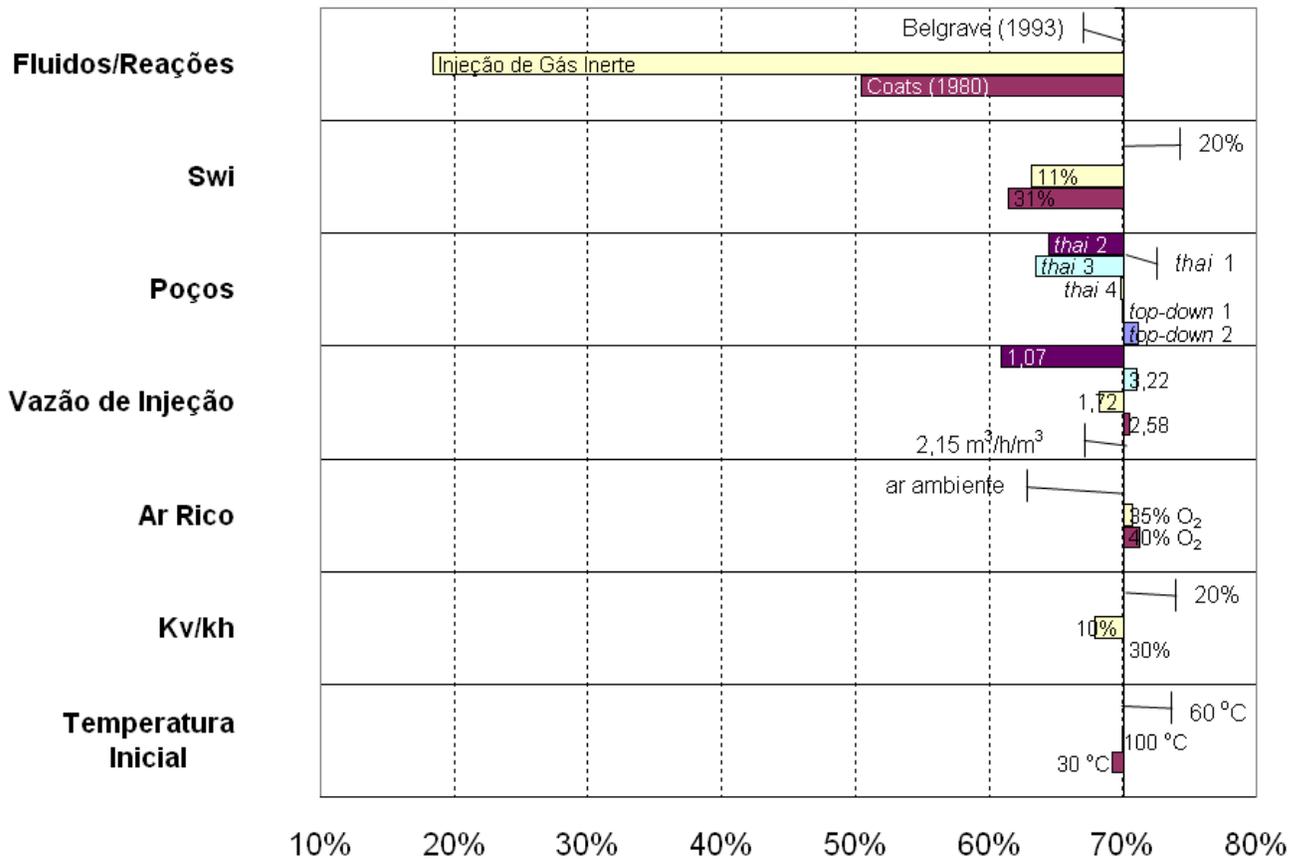


Figura 4-17 – Sensibilidade do fator de recuperação do modelo em escala de laboratório aos parâmetros estudados

Conclui-se com a análise de sensibilidade realizada com o modelo em escala de laboratório, que o modelo de fluidos e reações foi o mais impactante. Em segundo lugar apareceu a saturação de água conata. Depois a vazão de injeção de ar. Em quarto lugar em impacto apareceu a configuração de poços. A sensibilidade em relação a injeção de ar rico foi uma das poucas a apresentar oscilação positiva em torno do caso base. Entretanto, as dimensões dessas oscilação a posicionam em quinto lugar na escala de importância. A relação de permeabilidades e a temperatura inicial da célula tridimensional foram parâmetros menos relevantes.

## 4.2 Caso B – Simulação em escala de campo

### 4.2.1 Evolução da Frente de Chama

A utilização de energia de ativação igual a zero torna a evolução da frente independente da temperatura. Ela passa a ser principalmente controlada pela alimentação de oxigênio e pela reatividade do óleo, ambos parâmetros ajustáveis na simulação.

A observação da temperatura serve justamente para monitorar estes dois parâmetros – alimentação de oxigênio e frequência de reação. Apresenta-se com a Figura 4-18 a evolução da temperatura para uma simulação ajustada para velocidade de 0,2 m/d, correspondente ao caso base de estudo. Nesta figura, nomeia-se de  $td$  o tempo adimensional de injeção que varia entre 0 e 1, sendo 1 o valor assumido ao término da injeção.

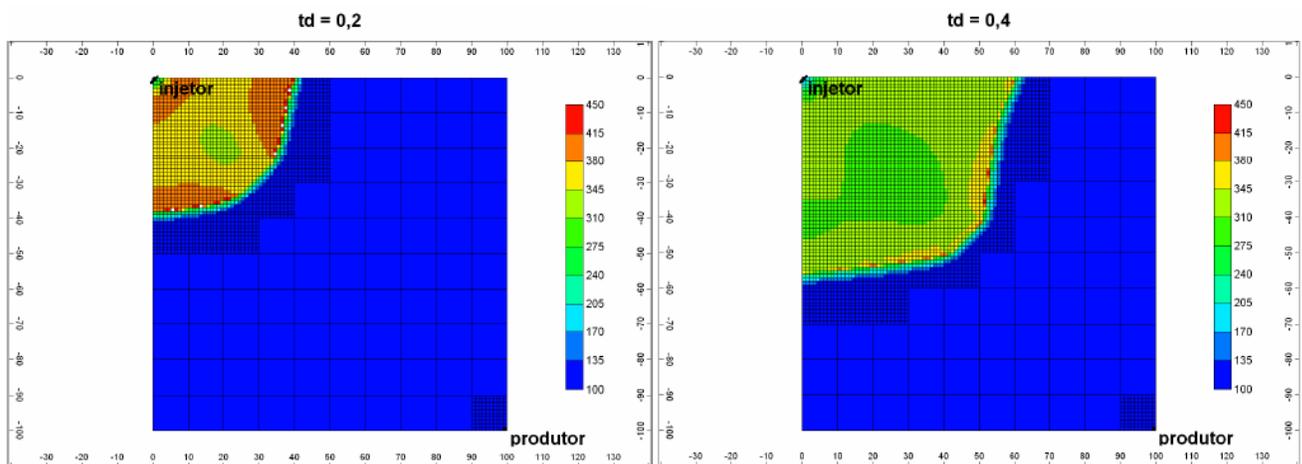


Figura 4-18 – Evolução da temperatura para uma velocidade de chama de 0,2m/d com injeção de ar a 140 metros do produtor

### 4.2.2 Diagrama Ternário

Através do diagrama ternário pode-se observar a distribuição de saturações em cada tempo. Sua utilização no pós-processamento de simulações de combustão *in-situ* é especialmente útil já que permite monitorar 2 importantes fenômenos – o banco de vapor (em roxo na Figura 4-19) e o avanço do ar injetado em direção ao produtor.

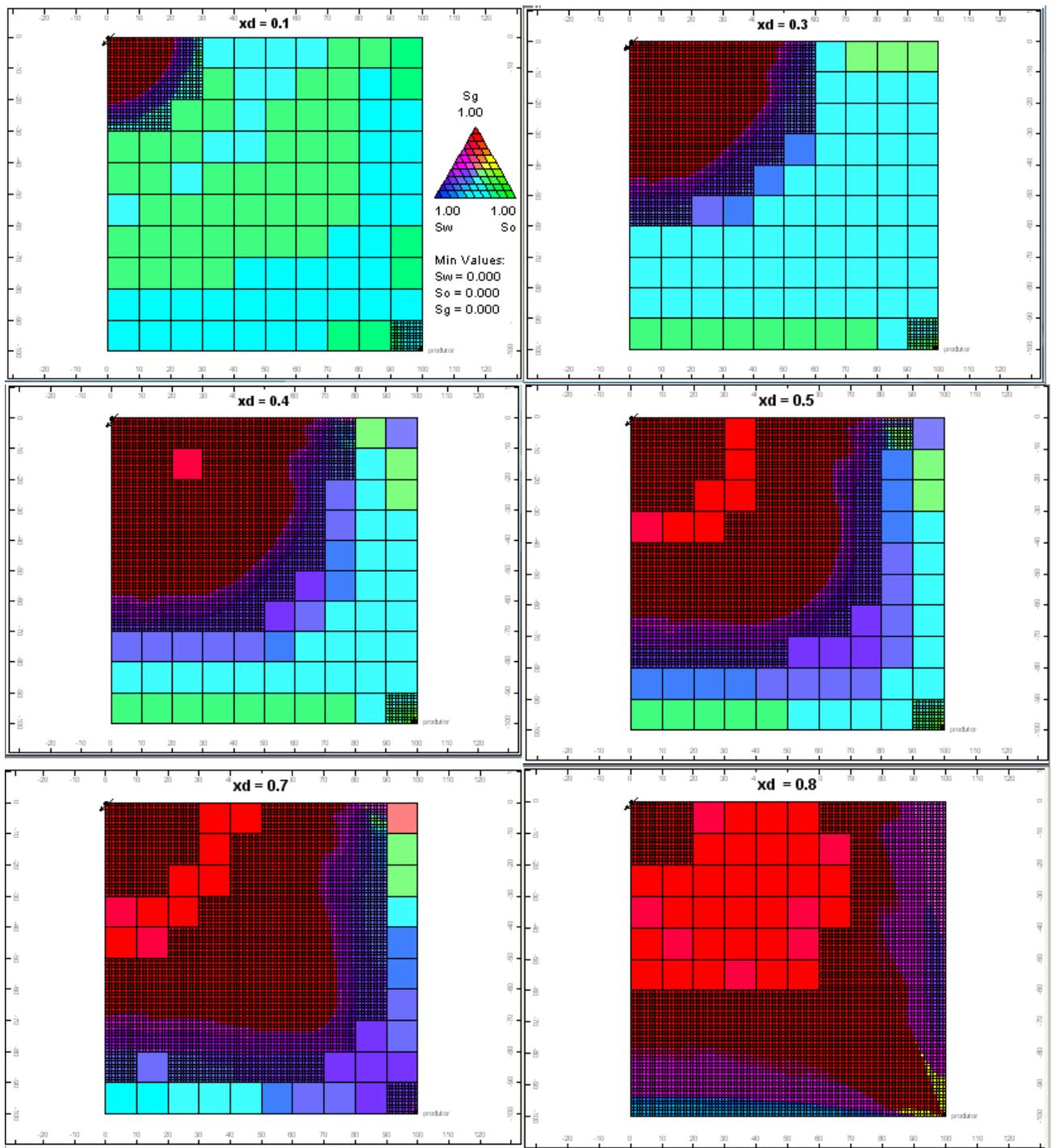


Figura 4-19 – Diagrama ternário para velocidade de frente de chama de 0,2 m/d.  $x_d$  é a distância adimensional da frente de chama e vale zero na posição do injetor e 1 na posição do produtor

### 4.2.3 Impacto das heterogeneidades geológicas

Avalia-se o impacto das heterogeneidades na evolução da frente de chama através do modelo com uma barreira de permeabilidade apresentado na seção 3.3.2.1. A 20% do tempo de injeção, observa-se a deflexão na frente de chama causada pela linha de baixa velocidade, como mostra a Figura 4-20.

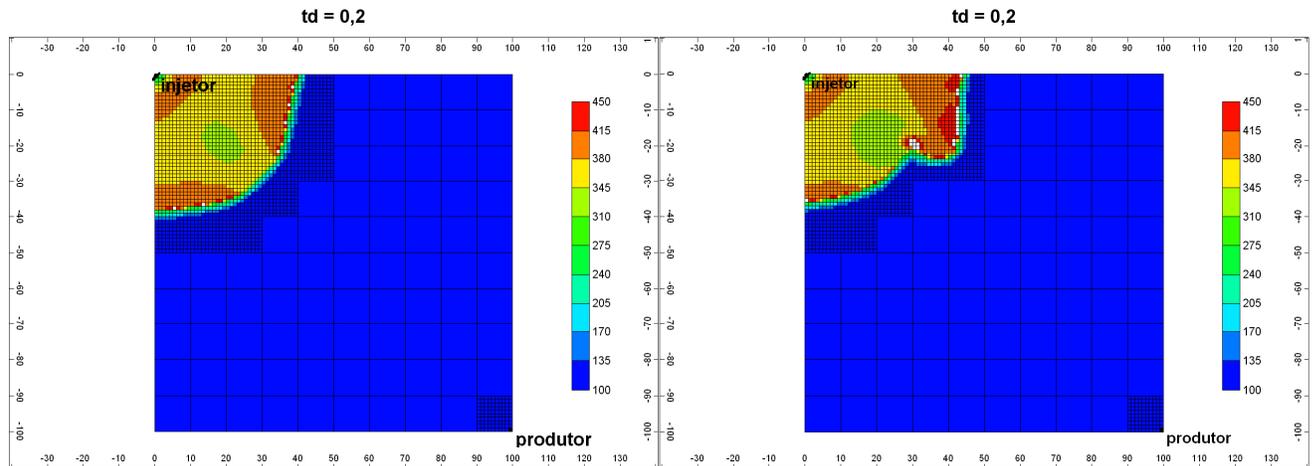


Figura 4-20 – Deflexão na frente de chama causada por linha de velocidade baixa. Modelo homogêneo à esquerda e heterogêneo à direita. O tempo adimensional = 0,2 corresponde a 20% do tempo de injeção

Em 40% do tempo de injeção (Figura 4-21) observa-se a existência de duas frentes de chama, resultantes da deflexão causada pela linha de baixa velocidade.

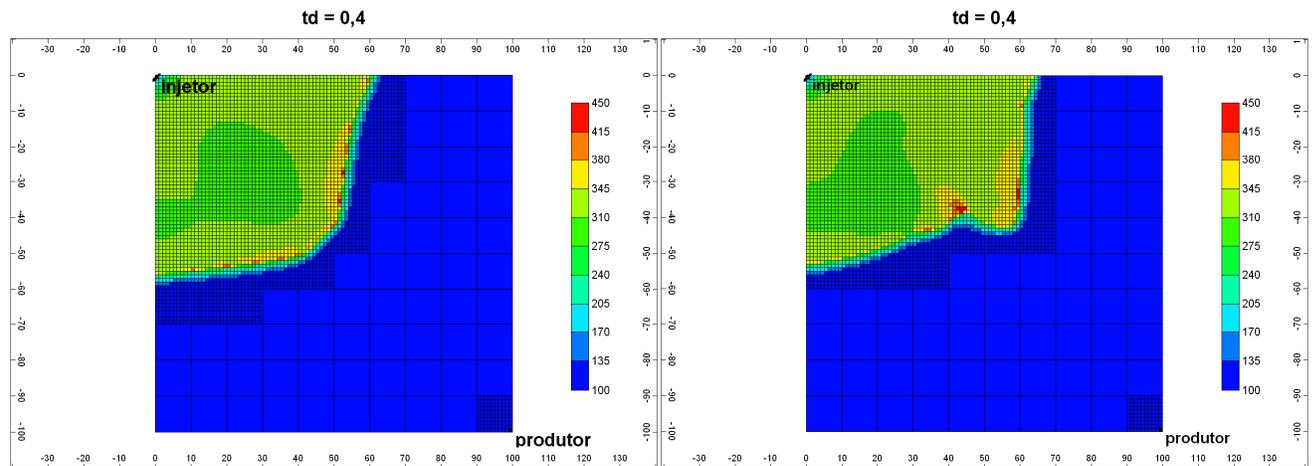


Figura 4-21 - Deflexão na frente de chama causada por linha de velocidade baixa. Modelo homogêneo à esquerda e heterogêneo à direita. O tempo adimensional = 0,4 corresponde a 40% do tempo de injeção

#### 4.2.3.1 Impacto da inclinação do reservatório

Espera-se que reservatórios com maior inclinação sejam cenário para uma melhor eficiência de combustão já que a segregação gravitacional faz com que o ar injetado se mantenha mais homogêneo em relação ao combustível. Em menores inclinações as camadas inferiores do reservatório podem não ter um bom contato com o ar injetado, que se movimenta no topo do reservatório. Comprova-se este efeito através de modelos sintéticos com inclinação, com um número razoável de camadas para avaliar a distribuição vertical dos fluidos. Compara-se com a Figura 4-22 a eficiência de recuperação para modelos sintéticos com 4 e 20 graus de inclinação.

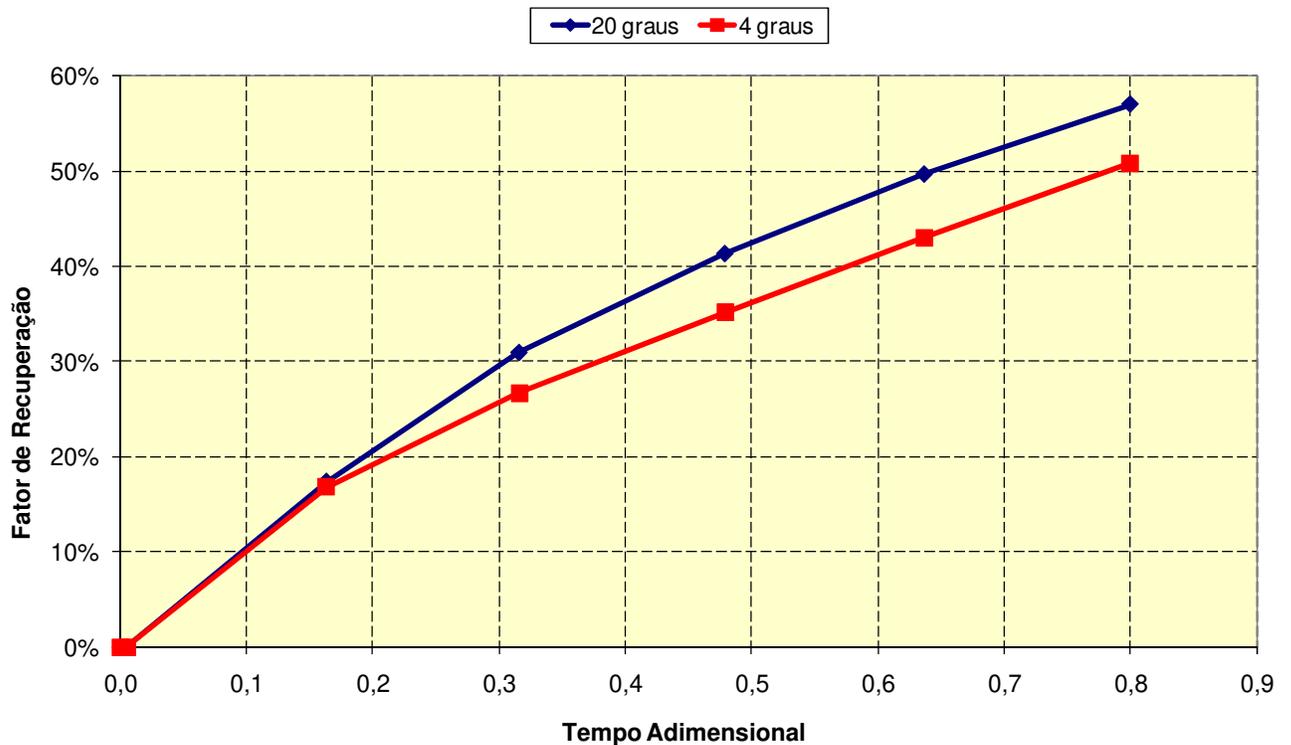


Figura 4-22 – Efeito da inclinação do reservatório na eficiência de recuperação por combustão *in-situ*

Apresenta-se com as Figura 4-23 e Figura 4-24 o diagrama ternário dos dois modelos comparados, com 4 e 20 graus de inclinação, respectivamente. Pode-se observar a segregação

gravitacional que ocorre no reservatório de 4 graus através da cor roxa, que representa o vapor, no topo e que se estende até a região do poço produtor à direita. Também nota-se o efeito pela interface inclinada entre o óleo (verde) e o banco de água (azul). No modelo com 20 graus a segregação gravitacional atuou em favor da recuperação, fazendo com que o banco de água condensada formasse uma interface vertical com o óleo (Figura 4-24).

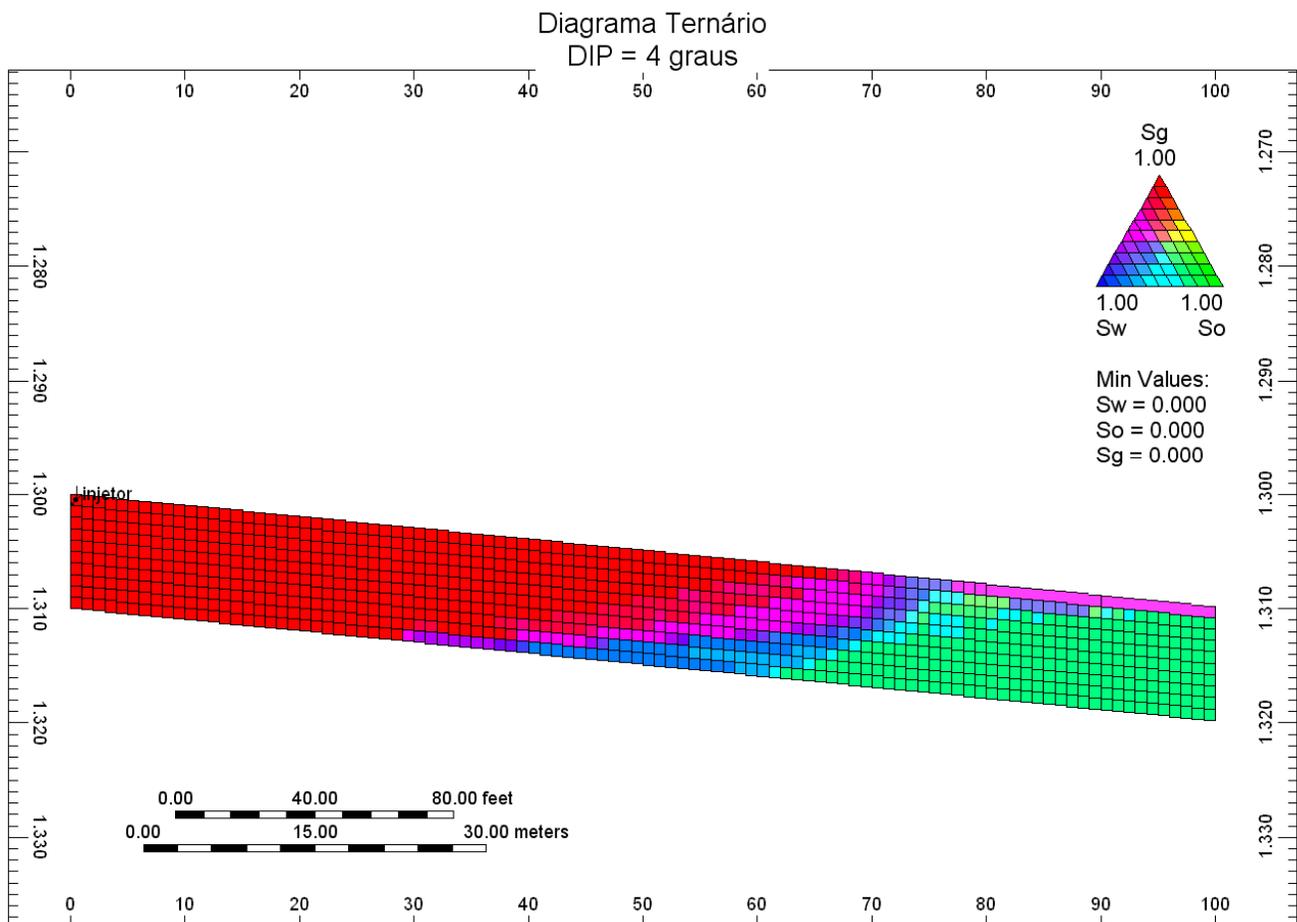


Figura 4-23 – Diagrama ternário em um reservatório com 4 graus de inclinação

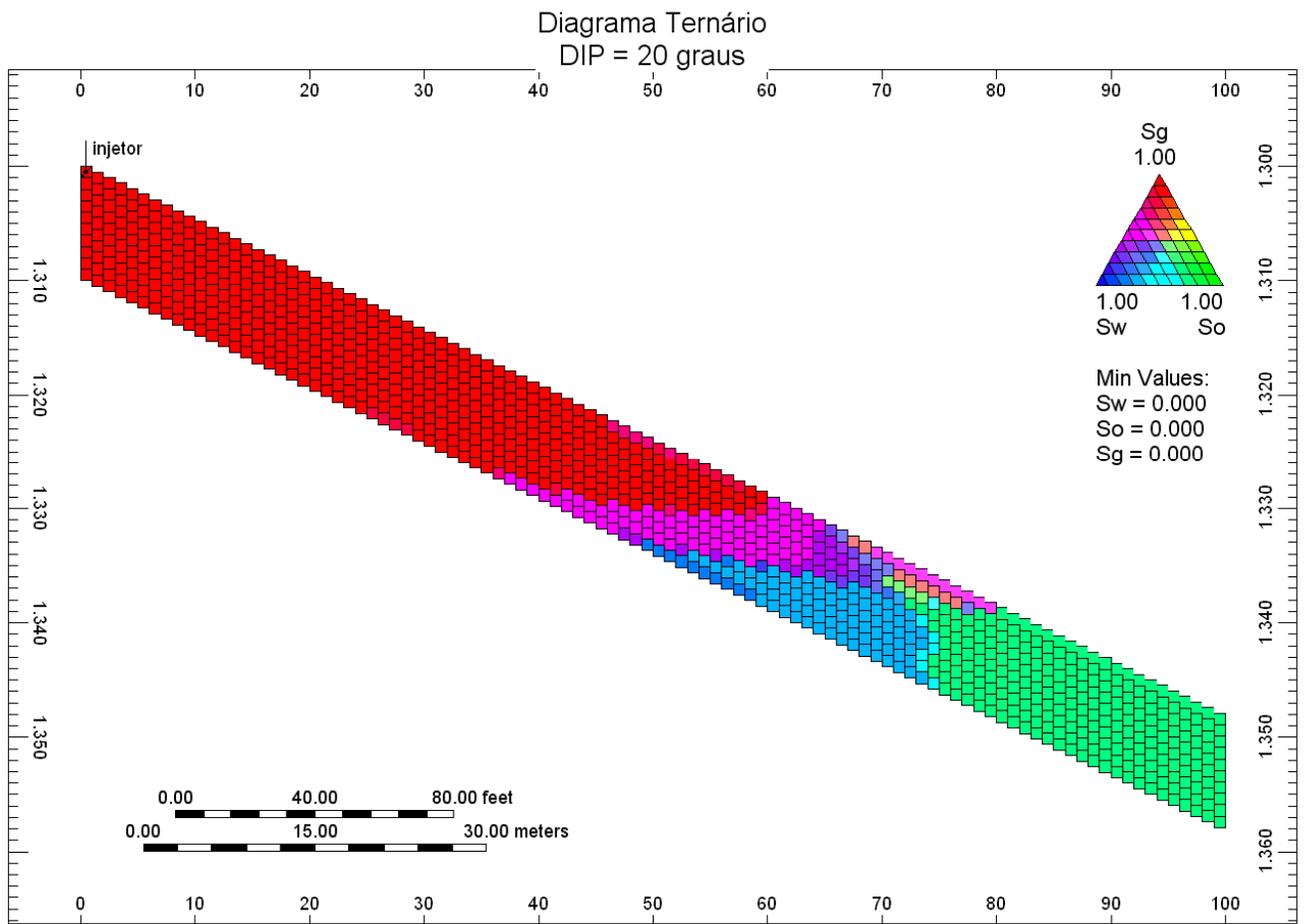


Figura 4-24 – Diagrama ternário em um reservatório com 20 graus de inclinação

## Capítulo 5      Conclusões

Aplicou-se uma metodologia analítica para mudança de escala em dados de laboratório dos experimentos de Gonçalves (2010) para projeto de campo, e calculou-se o raio de extinção de frente de chama a 151 metros do poço injetor, para uma capacidade de injeção de 50.000 m<sup>3</sup>/d, em um projeto de exploração de um óleo pesado de 12,8 °API de uma jazida brasileira. Determinou-se a velocidade esperada para avanço da frente de chama em reservatório (0,2 m/d). Utilizou-se estes parâmetros projetados em um modelo de simulação em escala de campo.

Baseou-se o modelo de simulação em escala de laboratório no experimento em célula de combustão 3D de Greaves *et al* (2003) e avaliou-se a extensão dos resultados obtidos pelos autores no que diz respeito a configuração de poços. Para isso, além da configuração *thai*, testou-se a configuração *top-down* avaliada por Coates *et al* (1995) em célula de combustão 3D. Conclui-se que a configuração de poços é pouco influente no comportamento do modelo e se explica isso por dois motivos. Em primeiro lugar, as condições permo-porosas da célula de combustão são bastante favoráveis à evolução das reações e à drenagem pelo banco de vapor e pelos gases de combustão. Por fim, atribui-se à reatividade do óleo, avaliada aqui por dois modelos de fluido e reações, de Coats (1980) e de Belgrave *et al* (1993), a maior responsabilidade pelo comportamento e pelos resultados de simulações representativas de experimentos em células de combustão.

Nas simulações em escala de laboratório, a vazão de injeção de ar e a saturação inicial de água também desempenharam papéis importantes. A composição de oxigênio no ar de injeção, a anisotropia de permeabilidades e a temperatura inicial apresentaram-se pouco impactantes no caso estudado.

A sensibilidade do modelo à saturação de água inicial comprovou a existência de um intervalo ótimo de saturação de água durante um processo de combustão *in-situ*. Isso ocorre pela otimização do banco de vapor, que tem capacidade de transporte de calor muito superior aos gases de combustão. Caso a saturação inicial de água do reservatório esteja abaixo da saturação

ótima, é recomendado estudar a injeção de água junto com o ar, para um processo de combustão molhada.

Os estudos com a vazão de injeção permitiram concluir que, havendo manutenção da frente de chama, a menor vazão de injeção propicia a maior recuperação final.

Variações na composição do ar de injeção, com frações maiores de oxigênio que do ar atmosférico, demonstraram a vantagem de obter a mesma recuperação com uma menor vazão de injeção, tornando passível de avaliação econômica os ganhos de redução da injeção em relação aos custos de compressão do oxigênio, em um projeto de campo.

A anisotropia de permeabilidade não impactou o modelo estudado, que representava um reservatório de alta permeabilidade, pequena espessura e produção através de poço horizontal posicionado na base. Entretanto, observou-se alguma redução de recuperação quando a anisotropia foi igual a 10%, em comparação aos casos com anisotropia em 20% e 30%. Atribuiu-se este comportamento à segregação gravitacional do ar de injeção que reduziu o contato entre os reagentes das reações de oxidação. Em reservatórios mais espessos, de permeabilidade pior e injeção em seções menores que toda a espessura do reservatório, o risco associado à anisotropia de permeabilidades deve ser considerado.

Realizou-se simulações em escala de campo com resolução máxima de temperatura de 2°C entre células. Esta resolução não é suficiente para permitir um bom comportamento das reações químicas modeladas pela equação de Arrhenius, onde a temperatura tem influência exponencial. Utilizou-se refinamento dinâmico acompanhando a migração da frente para se obter esta resolução na região de maior gradiente de temperatura. Aplicou-se um modelo de reações insensível à temperatura, controlado exclusivamente pelo abastecimento de reagentes. Para representar a evolução da frente de chama conforme previsto pelo modelo analítico, ajustou-se a frequência de reação para honrar a velocidade de avanço esperada. Através de ajuste na entalpia da reação de combustão, garantiu-se que as células cruzadas pela frente de chama apresentassem valor de temperatura próximo ao medido no experimento em tubo de combustão de Gonçalves (2010). Esta abordagem serviu na representação da volatilização do óleo e na redução de viscosidade, dois fenômenos de grande importância na combustão *in situ*.

A insensibilidade à temperatura na ativação da(s) reação(ões) tornou o modelo incapaz de prever a extinção da frente de chama em casos de paradas de injeção, ou de injeção abaixo do

valor projetado, que aumentaria a frequência de reações de oxidação de baixa temperatura, formação de hidroperóxidos, ácidos carboxílicos, aldeídos, cetonas, álcoois e componentes parcialmente oxigenados que alteram o comportamento da reação de combustão, aumentam a disponibilidade de combustível e a exigência de ar, conforme reportado na bibliografia.

A simulação da combustão *in-situ* é muito exigente em recursos computacionais, tanto em processamento quanto em memória. O uso da memória de inicialização aumenta exponencialmente com o número de reações e componentes. Em escala de campo, representou-se o processo com apenas uma reação de combustão ativada exclusivamente pelo abastecimento de reagentes.

Utilizou-se cinco pseudo-componentes para representação dos fluidos de reservatório, de injeção e de produção, sendo um aquoso; dois oléicos, de mesmas características do óleo original, divididos entre “combustível” (não volátil e de saturação calculada a partir do consumo calculado de combustível) e “óleo” (volátil e não reativo); e dois gasosos, sendo um oxigênio e outro gás inerte.

Condicionou-se a ativação da reação de oxidação à permeabilidade da célula. Abaixo de um valor de corte, de 40 mD, para a qual se calculou uma velocidade de frente de chama abaixo da crítica, atribuiu-se frequência de reação zero. Através desta abordagem, chamada de simulação controlada pela velocidade, avaliou-se a direção de migração da frente de chama em um cenário com propriedades geológicas heterogêneas. Os efeitos da segregação gravitacional na eficiência de varrido também foram estudados com modelos de diferentes inclinações, demonstrando uma maior eficiência de varrido para reservatórios com maior mergulho.

## Referências Bibliográficas

- Adegbesan, K. O., Texaco Canada Resources Ltd., Donnelly, J. K., Bp Exploration Canada Ltd, Moore, R. G., Bennion, D. W., University of Calgary, *Low-Temperature Oxidation Kinetic Parameters for In-Situ Combustion Numerical Simulation*, SPE 12004, 1987
- Akin, S., Bagci, S., Kok, M. V., Middle east technical University, *Dry forward combustion with diverse well configurations*, SPE 62551, 2000
- Akin, S., Kok, M. V., Bagci, S., Middle east technical University and Karacan, O., PennState, *Oxidation of heavy oil and their SARA fractions: its role in modeling in-situ combustion*, SPE 63230, 2000
- Alexander, J. D., Martin, W. L., Dew, J. N., *Factors affecting fuel availability and composition during in-situ combustion*, Journal of Petroleum Technology, pp. 1154-1162, outubro de 1962
- Ambastha, A. K., Kumar, M., Chevron Petroleum Technology Company, *New Insights Into In-Situ Combustion Simulation for Heavy Oil Reservoirs*, SPE 56543, 1999
- Andrade, E. N. Da. C., *The viscosity of liquids*, Nature, n. 125, pp. 309-310, 582-584, 1930
- Bardon, C., Gadelle, C., *Essai de Laboratoire Pour L'etude de la Combustion In-Situ*, artigo apresentado no Simpósio Franco-Soviético de Recuperação Avançada, Moscou, maio de 1977
- Belgrave, J. D. M., Laureshen, J. D. M., Moore, R. G., Ursenbach, M. G., George, A. E., Jha, K. N., *A Comparison of the Laboratory In-Situ Combustion Behavior of Canadian Oils*, 6<sup>o</sup> UNITAR -International Conference on Heavy Crude and Tar Sands, Houston, Vol. 1, 419-432, fevereiro de 1995.
- Bestougeff, M.A., Byramjee, R.J., *Chemical and physical studies of petroleum asphaltenes*. Lendo: Yen, T. F. and Chilingarian, G. V., Asphaltenes and asphalts 1, ed. Elsevier., Cap. 3, pp. 67-94, 1994

- Bousaid, I.S., Ramey Jr, H.J., *Oxidation of Crude Oils in Prouis Media*, SPE Journal, Trans. , AIME, 137-148, junho de 1968
- Brigham, W. E. E., Castanier, L. *In-situ combustion*. Lendo: Lake, L. W., Petroleum engineering handbook, volume V (b), Reservoir engineering and petrophysics, Cap. 16, editora SPE,. 2007. pp. V-1367 a V-1398
- Buchanan, L., Computer Modelling Group, Raicar, M., Energy Mines and Resources Canada, *Sensivity Study of Fild Scale Combustion Simulation for a Lloydminster-Type Heavy Oil Reservoir*, Petroleum Society of CIM, Paper number 83-34-47, 1983
- Burger, J. G., Sahuquet, B. C., *Chemical aspectis of in-situ combustion – heat of combustion and kinetics*, SPE 3599, 1972
- Burger, J. G., *Spontaneous ignition in oil reservoirs*, Society of petroleum engineers journal, vol. 16, n. 2, pp. 73-81, abril de 1976
- Burger, J., Sourieau, P., Combarnous, M. *Thermal methods of oil recovery*. Cap 5. Paris: Institut Français du Pétrole Publications, editions Technip, 1985
- Butler, Roger M. *Thermal recovery of oil & bitumen*. Cap 9. New Jersey: Prentice Hall, pp. 415-480, 1991
- Chicuta, Andrea Maiumi. *Estudo experimental sobre recuperação de óleo pesado através da combustão in-situ*. Campinas: Departamento de Engenharia de Petróleo, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2009, 143 p. Tese (mestrado).
- Chornet, E., Universidade de Sherbrooke, Canadá, *comunicação pessoal com M. R. Islam*, lendo: Islam, M. R., Chakma, A., Farouq Ali, S. M., State-of-the-art of In-Situ Combustion Modeling and Operations, SPE 18755, 1989
- Chu, C., *The Curse of Grid Size In Combustion Modelling*, artigo apresentado no Workshop de modelagem da AOSTRA, Edmonton, janeiro de 1980
- Coates, R., Lorimer, S., Ivory, J., Alberta Research Council, *Experimental and Numerical Simulations of a Novel Top Down In-Situ Combustion Process*, SPE 30295, 1995

- Coats, K. H., Intercomp Resource Development and Engineering Inc., *In-Situ Combustion Model*, Society of Petroleum Engineers Journal, pp 533-554, SPE 8394, dezembro de 1980
- Couch, E. J., Rodriguez, H. V., *Effects of porosity and permeability on in-situ combustion fuel consumption*, SPE 2873, 1970
- Crookston, H. B., Culham, W. E., Chen, W. H., *Numerical simulation model for thermal recovery processes*, SPE 6724, 1979
- Dabbous, M. K., Fulton, P. F., *Low temperature oxidation reaction kinetics and effects on the in-situ combustion process*, Society of petroleum engineers journal, vol. 14, n. 3, pp. 253-62, SPE 4143, junho de 1974
- Déchelette, B., Christensen, J. R., Heugas, O., Quenault, G., Bothua, J., *Air Injection-Improved Determination of the Reaction Scheme with Ramped Temperature Experiment and Numerical Simulation*, JCPT, Vol. 45, No. 1, janeiro de 2006.
- Djevanshir, R.D., Buryakovsky, L.A., Chilingarian, G.V., *Mathematical models of influence of asphalt and resin contents on physical properties of oils from the apsheron oil- and gas-bearing region*. Lendo: Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, *Asphaltenes and asphalts 1*, ed. Elsevier., Cap. 13, pp 319-338, 1994
- Dogru, A. H. , Odeh, A. S., Jines, W.R., Mobil R&D Corp., *A Field-Scale, Three-Dimensional Simulator for Thermal Oil Recovery*, SPE 16734, 1987
- Drici, O., Vossoughi, S., *Study of Surface Effect on Crude Oil Combustion by Thermal Analysis Technique*, JPT, 731-735, abril de 1985
- Einstein, A., *Berichtigung Zu Meiner Arbeit: Eine Neue Bestimmung Der Molekul-Dimensionen*, Ann. Phys., n. 34, pp. 591-592, 1906
- Fadaei, H., Quintard, M., Debenest, G., Renard, G., Kamp, A. M., *How in-situ combustion process works in a fractured system: two-dimensional, core and block scale simulation*, SPE 117645, 2008

- Fan, T., SPE, Wang, J., SPE, Buckley, J. S., SPE/New México Tech, *Evaluating Crude Oils by SARA analysis*, SPE 75228, 2002
- Fassihi, M. R., Brigham, W. E., *Analysis of fuel oxidation in in-situ combustion oil recovery*, U.S. DOE Report, DOE/ET/12056-26, p. 278, agosto de 1982
- Fassihi, M. R., Brigham, W. E., Ramey, H. J. J, *Reaction kinetics of in-situ combustion: part 1 – observation, part 2 – modeling*, SPE 9454, 1984
- Fassihi, M. R., Meyers, K. O., Baslie, P. F., *Low-temperature oxidation of viscous crude oils*, Society of petroleum engineers journal, pp. 609-616, novembro de 1990
- Fassihi, M. R., Yannimaras, D. V., Westfall, E. E., Gillham, T. H., *Economics of light oil air injection projects*, SPE 35393, 1996
- Fassihi, M. R., Yannimaras, D. V., Kumar, V. K., *Estimation of recovery factor in light-oil air-injection projects*, SPE 28733, 1997
- Freitag, N. P., Verkoczy, B., *Low-temperature oxidation of oils in terms of SARA fractions: why simple reaction models don't work*, JCPT, vol. 44, n. 2, fevereiro de 2005
- Gates, C. F., Mobil Oil Co., Ramey, H. J., Stanford University, *A Method for Engineering In-Situ Combustion Oil recovery Projects*, Journal of Petroleum Technology, pp 285-294, SPE 7149, Fevereiro de 1980
- Genrich, J.F., SPE, Pope, G. A., U. of Texas, *A Simplified Performance-Predictive Model for In-Situ Combustion Processes*, SPE 14242, 1988
- Gerritsen, M., Kovscek, A., Castanier, L., Nilsson, J., Younis, R., He, B, *Experimental investigation and high resolution simulator of in-situ combustion processes; 1. Simulator design and improved combustion with metallic additives*, SPE 86962, 2004
- Gerritsen, M., Kovscek, A., *Experimental investigation and high resolution simulator of in-situ combustion process*, Quarterly report, Department of Petroleum Engineering, Stanford University, outubro de 2005

Gonçalves, L. I. B., *Estudo Experimental da Combustão Molhada na recuperação de óleo pesado*, UNICAMP, Departamento de Engenharia de Petróleo, 2010, 142p. Tese (mestrado).

González, G., Moreira, M. B. C., *The adsorption of asphaltenes and resins on various minerals*. Lendo: Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, *Asphaltenes and asphalts 1*, ed. Elsevier., Cap. 9, pp. 207-232, 1994

Greaves, M., Xia, T. X., Turta, A. Main Mechanism for Stability of THAI – “Toe-to-heel Air Injection”. In: *Petroleum Society’s Canadian International Petroleum Conference, Calgary. Proceedings...* 2003

Greaves, M., Xia, T. X. Underground Upgrading of Heavy Oil Using THAI – “Toe-to-Heel Air Injection”. *SPE 97728*, 2005

Grimson, M.J., Barker, G.C., *Interaction corrections to the viscosity of concentrated colloidal dispersions*, *Europhys. Lett.*, n. 3, pp. 511-517, 1987

Hallam, R. J., Operational techniques to improve the performance of in-situ combustion in heavy-oil and oil-sand reservoirs, *SPE 21773*, 1991

Henderson, J. H., Weber, L., *Physical Upgrading of Heavy Crude Oils by the Application of Heat*, *J. Can. Pet. Tech.*, 206-212, outubro de 1965

Hughes, R., Kamatin, V. M., Price, D., *Kinetics of in-situ combustion for oil recovery*, *Chem. Eng. Dev.*, vol. 65, n. 1, pp. 23-28, janeiro de 1987

Hwang, M. K., Jines, W. R., Odeh, A. S., *An In-Situ Combustion Process Simulator With a Moving Front Presentation*, *Soc. Pet. Eng. J.*, 271-279, abril de 1982

Islam, M. R., NOVA/Husky Research; Chakma, A., U. of Calgary, Ali, S.M. F., U. of Alberta, *State-of-the-Art of In-Situ Combustion Modeling and Operations*, *SPE 18755*, 1989

Islam, M. R., *Role of asphaltenes on oil recovery and mathematical modeling of asphaltene properties*. Lendo: Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, *Asphaltenes and asphalts 1*, ed. Elsevier., Cap. 11, pp 249-298, 1994

- Ito, Y., SPE Gulf Canada Resources Ltd., Chow, A. K. Y., SPE Gulf Canada Resources Ltd., *A field scale in-situ combustion simulator with channeling considerations*, SPE13220, 1988
- Jha, K. N., Verkoczy, B., *The role of thermal analysis techniques in the in-situ combustion process*, SPE 12677, 1986
- Jia, N., Moore, R. G., Mehta, S. A., Ursenbach, M. G., *Kinetic modeling of thermal cracking and low temperature oxidation reactions*, Journal of Canadian Petroleum Technology, volume 45, no. 9, setembro de 2006
- Joseph, C. and Pusch, W. H., *A field comparison of wet and dry combustion*, Journal of petroleum technology, pp. 1523-1528, setembro de 1980
- Kok, M. V., Karacan, C. O., *Behavior and effect of SARA fractions of oil during combustion*, SPE 66021, 2000
- Klaus, E. E. and Fenske, M. R., *The Use of ASTM Slope for Predicting Viscosities*, Bull., ASTM, Julho de 1956
- Kristensen, M. R., Gerritsen, M. G., Thomsen, P. G., Michelsen, M. L., Stenby, E. H., *Impact of Phase Behavior Modeling on In-Situ Combustion Process Performance*, SPE 113947, 2008.
- Kuhlman, M. L., *Simulation of light-oil air injection into viscous-dominated and gravity-stable reservoirs*, SPE 59331, 2000
- Kuhlman, M. L., *The benefits of in-situ upgrading reactions to the integrated operations of the Orinoco heavy-oil fields and downstream facilities*, SPE 62560, 2000
- Kumar, M., *Simulation of Laboratory IN-Situ Combustion Data and Effect of Process Variations*, SPE 16027, SPE Symposium on Reservoir Simulation, San Antonio, 1-4 fevereiro, 1987
- Kumar, M., Chevron, *A Cross-Sectional Simulation of West Heidelberg In-Situ Combustion Project*, SPE 16724, 1991

- Lake, L. W., *Petroleum engineering handbook*, volume V, *Reservoir engineering and petrophysics*, editora SPE, 2007
- Lasaki, G. O., Martel, R., Fahy, L. J., *Numerical simulation of combined reverse combustion and steamflooding for oil recovery in a Utah tar sand*, SPE 11159, 1985
- Lewis, J. O., *Some Observation in Regarding Smith-Dunn Type Compressed Air Process*. U. S. Bureau of Mines, Unpublished internal documents. 1916
- Li, Jian. *New insights of oxidation in crude oils*. Calgary: Department of chemical and petroleum engineering, University of Calgary, 2006, 300 p. Tese (doutorado).
- Liguo, Z., Di/Daqing, Y., Liaohe, G. Y., Ping, W., Huabei, Z. L., Changbao, L., *Feasibility study of the in-situ combustion in shallow, thin, and multi-layered heavy oil reservoir*, SPE/CHOA 117638, 2008
- Lin, C. Y., Chen, W. H., Lee, S. T., Culham, W. E., *Numerical simulation of combustion tube experiments and the associated kinetics of in-situ combustion processes*, SPE 11074, 1984
- Lin, C. Y., Chen, W. H. and Culham, W. E., *New kinetic models for thermal cracking of crude oils in in-situ combustion process*, SPE 13074, 1984
- Loh, W., Department of physical chemistry, Mohamed, R. S., Santos, R. G., Department of thermofluid dynamics, School of chemical engineering, Universidade estadual de Campinas, Brazil, *Crude oil asphaltenes: colloidal aspects*. Lendo: Somasundaran, P., Hubbard, A., *Encyclopedia of surface and colloid science*, 2 ed., 1:1, pp 1-18, 2007
- Long, R. E., Nuar, M. F., *A study of getty oil Co's successful in-situ combustion project in the Bellevue field*, SPE 10708, 1982
- Lu, C., Yortsos, Y. C., *Dynamics of forward filtration combustion at the pore-network level*, American Institute of Chemical Engineers Journal, n.51, 1279-1296, 2005
- Majolino, D., Mallamace, F., Micali, N., *Viscosity measurements in dense microemulsions, evidence of aggregation process*, Solid State Commun., n. 74, pp. 465-468, 1990

Marín, Belenitza M. Sequera. *Numerical simulation of low temperature oxidation reactions of athabasca bitumen using SARA fractions*. Calgary: Department of chemical and petroleum engineering, University of Calgary, 2006, 169 p. Tese (mestrado).

Marjerrison, D. M., Fassihi, M. R., *A procedure for scaling heavy-oil combustion tube results to a field model*, SPE 24175, 1992

Marjerrison, D. M., Fassihi, M. R., *Performance of Morgan pressure cycling in-situ combustion project*, SPE 27793, 1994

Martin, W. L., Alexander, J. D., Dew, J. N., *Process variables of in-situ combustion*, SPE 914, 1957

McCain Jr., W. D. *The Properties of Petroleum Fluids*, PennWell Books, 1990

Meher, R. K., SPE, Suyan, K. M., SPE, Dasgupta, D., SPE, Deodhar, S., Sharma, V., Jain, V. K., ONGC India, *Successful field implementation of novel cementing solution for ISC wells: case histories*, SPE 117590, 2008

Mills, R. Van A., *The Paraffin Problems in Oil Wells*, U.S. Bureau of Mines Report of Investigation, RI 2550 (December), Government Printing Office, Washington, pp. 10-11, 1923

Monin, J. C. and A. Audibert, *Laboratory Simulation of Thermal Changes of Crudes During Thermal Recovery*, Terceira Conferência Internacional de Óleos pesados e Tar Sands, Long Beach, julho de 1985

Monin, J. C. and A. Audibert, *Thermal Cracking of Heavy Oil/Mineral Matrix Systems*, SPE 16269, 1988

Moore, R. G., Laureshen, C. J., Mehta, S. A., Ursenbach, M. G., *Observations and design considerations for in-situ combustion projects*, JCPT, special edition, Volume 38, No. 13, 1999

Moore, R. G., Mehta, S. A., Ursenbach, M. G., *A guide to high pressure air injection (HPAI) based oil recovery*, SPE 75207, 2002

Moschopedis, S. E., Speight, J. G., Petro 5, First Chemical Congress of the North American Continent, Mexico City, November 30-December 5, 1975;

Naji, H. S. A., Poettmann, F. H., *Reservoir engineering equations for in-situ combustion*, In-situ, No. 15, pags. 175-194, 1991

Nelson, T. W., Mcneil, J. S., Socony Mobil Oil Co., *In-Situ Combustion Project*, The Oil and Gas Journal, pp 58 a 65, 5 de junho de 1961

Nodwell, J., consultant, Moore, R. G., Ursenbach, M. G., Laureshen, C. J., Mehta, S. A., the University of Calgary, *Economic Considerations for the Design of In-Situ Combustion Projects*, Journal of Canadian Petroleum Technology (JCPT), volume 39, número 8, pp 34 a 41, agosto de 2000

Oil & Gas Journal, *Enhanced Oil Recovery Survey*, relatórios bi-anuais, PennWell, 1986-2008

Parrish, D. R., Craig, F. F. Jr., *Laboratory study of a combination of forward combustion and waterflooding – the COFCAW process*, SPE 2209, Journal of Petroleum Technology, pp. 753-761, junho de 1969 e pp. 801-802, julho de 1969

Pascual, M., Crosta, D., Lacentre, P., Coombe, D., *Air injection into a mature waterflooded light oil reservoir. Laboratory and simulation results for barrancas field, Argentina*, SPE 94092, 2005

Pereira, Anderson do Nascimento. *Estudo termoanalítico e cinético da combustão de óleo pesado*. Campinas: Departamento de Engenharia de Petróleo, Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2008, 152 p. Tese (mestrado).

Perry, Robert I.; Chilton, Cecil H., *Chemical Engineer's Handbook*, McGraw-Hill. New York, NY, USA, 1973

Petit, H. J-M., Thiez, P. Le, Lemonnier, P., *History matching of a heavy-oil combustion pilot in Romania*, SPE 20249, 1990

Prats, M. *Thermal Recovery*, SPE – AIME, Monografia Volume 7, Henry L. Doherty Series, New York, 1986

- Pusch, W. H., Garvey, J. M., *Economics of in-situ combustion – the Bellevue field Bossier Parish, Louisiana*, SPE 10052, 1981
- Rao, N. S., Roychaudhury, S., Sur, S., Sapkal, A. V., Gupta, K. K., Sinha, S. K., *Results of spontaneous ignition test in Balol heavy oil field*, SPE 38067, 1997
- Reid, R. C., Prausnitz, J. M., Sherwood, T. K., *The properties of gases and liquids*, third edition, McGraw-Hill, 1977
- Roychaudhury, S., Rao, N. S., Sinha, S. K., Sur, S., Gupta, K. K., Sapkal, A. V., Jain, A. K., Saluja, J. S., *Extension of in-situ combustion process from pilot to semi-commercial stage in heavy oil field of Balol*, SPE 37547, 1997
- Rubin, B., Bitter, B. S., *Development of operating strategy for a Wolf Lake satellite underlain by a water leg using numerical model studies*, SPE 17393, 1988
- Sadler, K., Davis, P., *In-Situ bitumen overview and activity update in the province of Alberta*, SPE 97800, 2005
- Sanyal, S. K., Brigham, W. E., Ramey, H. J., Jr., Marsden, S. S., Jr., Kucuk, F., *Heavy oil recovery research program at SUPRI*, Stanford University Petroleum Research Institute, 4<sup>th</sup> Annual DOE Symposium – Enhanced oil & gas recovery & Improved drilling methods, Tulsa, 29-31 de agosto, 1978
- Saraji, S., Kharrat, R., Razzaghi, S., Taghikhani, V., *Kinetic study of crude-oil combustion in the presence of carbonate rock*, SPE 105112, 2007
- Sarathi, P. *In-situ combustion handbook, principles and practices*. Report DOE/PC/91008-0374, OSTI ID 3175, Janeiro de 1999.
- Scarborough, R. M. and Cady, G. V., *The design and installation of an oxygen supported in-situ combustion project*. In: Meyer, R. F., Wynn, J. C. and Olson, J. C., editors: *The future of heavy oil and tar sands*. Proceedings of 2<sup>nd</sup> UNITAR International Conference on Heavy Oil and Tar Sands, Maracaibo, Venezuela, 1982

- Sen, M. K., Vedanti, N., *Prestack seismic inversion tracks in-situ combustion: 4D seismic at the Balol field, India*, SPE 116600, 2008
- Shallcross, D. C., *Devices and methods for in-situ combustion ignition*, DOE/BC/14126-12, outubro de 1989
- Showalter, W. E., *Combustion-drive tests*, SPE 456, 1963
- Sim, S. S. K., Brunelle, P., Turta, A. T., Singhal, A. K., *Enhanced gas recovery and CO<sub>2</sub> sequestration by injection of exhaust gases from combustion of bitumen*, SPE 113468, 2008
- Smith, F. W., Perkins, T. K., *Experimental and numerical simulation studies of the wet combustion recovery process*, Journal of Canadian Petroleum Technology, pp. 44-54, julho/setembro de 1973
- Smith, J. T. and Ali, S. M. F., *Simulation of In-Situ Combustion in a Two-Dimensional System*, SPE 3594, 1971
- Storm, D.A., Sheu, E.Y., Barresi, R.J., DeTa, M.M., *Colloidal properties of asphaltenes in vacuum residue*. In: International Symposium on the Chemistry of Bitumens, Rome, Vol II, pp. 813-841, June 5-8, 1991
- Storm, D. A., Barresi, R.J., DeCanio, S.J., *Colloidal nature of vacuum residue*, Fuel, n. 70, pp. 779-782, 1991
- Storm, D.A., Sheu, E. Y., *Colloidal nature of petroleum asphaltenes*. Lendo: Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, Asphaltenes and asphalts 1, ed. Elsevier., Cap. 6, pp. 125-158, 1994
- Takabayashi, K., Onishi, T., Okatsu, K., Maeda, H., Moore, R. G., Mehta, R., Ursenbach, M. G., *Study on minimum air flux for in-situ combustion into light oil reservoir*, SPE 116530, 2008
- Thiez, P. A. L. and Lemonnier, P. A., Inst. Français du Pétrole, *An In-Situ Combustion Reservoir Simulator With a New Representation of Chemical Reactions*, SPE 17416, 1990.

Tingas, J., SPE/Amoco UK Exploration Co., Greaves, M., SPE, Young, T. J., University of Bath, UK, *Field scale simulation study of in-situ combustion in high pressure light oil reservoirs*, SPE 35395, 1996

United States Bureau of Standards, *Thermal Properties of Petroleum Products*, Miscellaneous Publication No. 97, 9 de novembro, 1929

Vicini, Lorena. *Análise Multivariada da Teoria à Prática*. Santa Maria: Departamento de Estatística, Universidade Federal de Santa Maria, 2005, 215 p. Monografia.

Vossoughi, S. *et al Automation of An In-Situ Combustion Tube and Study of the Effect of Clay on the In-Situ Combustion Process*, Soc. Pet. Eng. J., 493-502, agosto de 1982

Wang, J., Dong, M., Asghari, K., *Effect of oil viscosity on heavy-oil/water relative permeability curves*, SPE 99763, 2006

Xia, T. X. and Greaves, M., University of Bath, England, *Downhole upgrading Athabasca tar sand bitumen using THAI – SARA analysis*, SPE 69693, 2001

Xia, T. X., Greaves, M., Turta, A. T., *Injection well – producer well combinations in THAI ‘Toe-to-heel air injection’*, SPE 75137, 2002

Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, *Asphaltenes and asphalts 1*, ed. Elsevier., 429 p., 1994

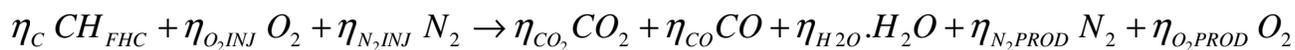
Yen, T. F., *Multiple structural orders of asphaltenes*. Lendo: Yen, T. F. and G. V. Chilingarian, *Asphaltenes and asphalts 1*, ed. Elsevier., Cap. 5, pp. 111-124, 1994

Youngren, G. K., *Development and application of an in-situ combustion reservoir simulator*, SPE 7545, 1980

Zhang, L., Peking, U., Yuan, J., Liang, H., Li, K., Peking, U., *Energy from abandoned oil and gas reservoirs*, SPE 115055, 2008

## Apêndice A – Estequiometria da Combustão In-situ

Em contrapartida à formulação essencial da reação de combustão, onde é assumida a reação de um mol de combustível, apenas oxigênio como reagente e nenhum excesso de ar, aqui será proposto uma formulação aumentada que facilitará o balanço estequiométrico em função de parâmetros mensuráveis em um projeto CIS, como o são as frações volumétricas de cada gás nos volumes produzidos e injetados. Nesta formulação, o Nitrogênio que é inerte será incluído.



$\eta_C$	número de mols de combustível
$\eta_{O_2,INJ}$	número de mols de oxigênio injetado
$\eta_{N_2,INJ}$	número de mols de nitrogênio injetado
$\eta_{CO_2}$	número de mols de gás carbônico
$\eta_{CO}$	número de mols de monóxido de carbono
$\eta_{H_2O}$	número de mols de água produzida
$\eta_{N_2,PROD}$	número de mols de nitrogênio produzido
$\eta_{O_2,PROD}$	número de mols de oxigênio produzido
$FHC$	fração hidrogênio carbono

A conversão de um volume de gás em uma respectiva quantidade de moles costuma ser feita sob a hipótese de gás ideal em condições padrão. Entretanto, é preciso estar atento sobre qual o padrão desejado. Existe o padrão *standard* da API (*American Petroleum Institute*) de 60 *Fahrenheit* e uma atmosfera, o padrão ANP que vigora no Brasil de 20 Celsius e uma atmosfera e as Condições normais de Temperatura e Pressão (CNTP) de zero Celsius e uma atmosfera. Um *Kmol* de gás ideal ocupa 22,4 m<sup>3</sup> @CNTP enquanto que um *lbmol* de gás ideal ocupa 379 ft<sup>3</sup> @std API . Estes dois valores são comumente usados para conversão de volumes de gases em números de moles, entretanto isso é feito de forma equivocada já que os volumes costumam ser referenciados pela condição ANP de 20 Celsius e 1 atm. O erro no cálculo do número de moles chega à casa dos 7% sem este cuidado. A constante correta para conversão de volumes em

condições ANP é 24,05589 m<sup>3</sup>/Kmol. Entretanto, por ser mais universal, a formulação de acordo com a lei dos gases reais será utilizada neste Apêndice. Pelo mesmo motivo, as grandezas serão apresentadas no sistema universal de unidades MLTt. A lei dos gases reais define a quantidade de moles de uma substância como sendo:

$$\eta = \frac{pV}{ZRT}$$

Novamente, os parâmetros mensuráveis, seja em um tubo de combustão em laboratório ou no campo, em um projeto CIS, são os volumes injetados e produzidos e as frações volumétricas de cada substância gasosa, disponíveis através de cromatografia. Sob a égide da lei de Avogrado, a fração volumétrica das substâncias gasosas se assemelha à fração molar.

$$\eta_x = Y_x \cdot \eta_{gas}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \eta_x \quad \text{número de mols de um componente gasoso} \\ Y_x \quad \text{fração molar e volumétrica de um componente gasoso} \\ \eta_{gas} \quad \text{número de mols de uma mistura gasosa} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{ar} \quad \text{volume de ar injetado} \\ V_{fluegas} \quad \text{volume de gás de combustão produzido} \\ std \quad \text{condição padrão de pressão e temperatura. (não especificada)} \end{array} \right.$$

Número de moles de ar injetado:

$$\eta_{ar} = \frac{p_{std} V_{ar}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (ar)]$$

Número de moles de gás de combustão produzido:

$$\eta_{fluegas} = \frac{p_{std} V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (fluegas)]$$

Número de moles de oxigênio injetado:

$$\eta_{O_2INJ} = Y_{O_2INJ} \cdot \eta_{ar} = \frac{Y_{O_2INJ} \cdot P_{std} \cdot V_{ar}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (O_{2INJ})]$$

Número de moles de nitrogênio injetado:

$$\eta_{N_2INJ} = Y_{N_2INJ} \cdot \eta_{ar} = \frac{Y_{N_2INJ} \cdot P_{std} \cdot V_{ar}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (N_{2INJ})]$$

Número de moles de gás carbônico produzido:

$$\eta_{CO_2} = Y_{CO_2} \cdot \eta_{gas} = \frac{Y_{CO_2} \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (CO_{2PROD})]$$

Número de moles de monóxido de carbono produzido:

$$\eta_{CO} = Y_{CO} \cdot \eta_{gas} = \frac{Y_{CO} \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (CO_{PROD})]$$

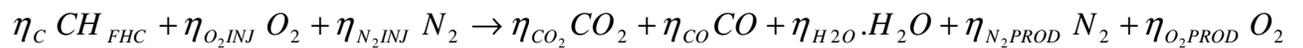
Número de moles de oxigênio produzido:

$$\eta_{O_2PROD} = Y_{O_2PROD} \cdot \eta_{gas} = \frac{Y_{O_2PROD} \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (O_{2PROD})]$$

Número de moles de nitrogênio produzido:

$$\eta_{N_2PROD} = Y_{N_2PROD} \cdot \eta_{gas} = \frac{Y_{N_2PROD} \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}} \quad [mol (N_{2PROD})]$$

Relembrando a Equação de combustão:



Balço de Carbono:

$$\eta_C = \eta_{CO_2} + \eta_{CO}$$

Balanco de Hidrogênio:

$$\eta_C \cdot FHC = 2\eta_{H_2O}$$

Balanco de Oxigênio:

$$2\eta_{O_2INJ} = 2\eta_{CO_2} + \eta_{CO} + \frac{\eta_C FHC}{2} + 2\eta_{O_2PROD}$$

Balanco de Nitrogênio:

$$\eta_{N_2INJ} = \eta_{N_2PROD}$$

O Balanco de Nitrogênio permite deduzir uma relação entre os volumes injetados e produzidos:

$$\frac{Y_{N_2INJ} \cdot P_{std} \cdot V_{ar}}{Z_{std} RT_{std}} = \frac{Y_{N_2PROD} \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} RT_{std}}$$

$$\frac{V_{ar}}{V_{fluegas}} = \frac{Y_{N_2PROD}}{Y_{N_2INJ}} \dots\dots\dots A.1$$

O Balanco de Carbono permite deduzir a quantidade molar e mássica de combustível que reagiu:

$$\eta_C = (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas}$$

$$m_c = M_C \cdot \eta_C = (12 + FHC) \cdot (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas} \quad [M(CH_x)] \quad \dots \quad A.2$$

Na equação acima,  $m_c$  é a massa de combustível que reagiu e  $M_C$  é a massa molar do combustível.

Em um tubo de combustão é possível avaliar a concentração de combustível e, através de uma mudança de escala, inferir a concentração de combustível no reservatório. Sendo  $D$  o

diâmetro e  $L$  o comprimento do tubo de combustão, o volume de areia queimada em um experimento será:

$$V_{\text{queimado}} = \frac{\pi D^2 L}{4} \quad [L^3 \text{ (laboratório)}]$$

A concentração de combustível no experimento será:

$$C_{\text{combustível laboratório}} = \frac{m_c}{V_{\text{queimado}}} = (12 + FHC) \cdot (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{\text{fluegas}} \cdot \frac{4}{\pi D^2 L} \left[ \frac{M(CH_x)}{L^3 \text{ (laboratório)}} \right]$$

A mudança de escala pode ser feita através de um número adimensional de porosidade  $N_\phi$ , já que em geral se prepara o tubo de combustão com uma porosidade maior que a encontrada em reservatório. Além disso, a porosidade de laboratório é homogênea, enquanto que a de reservatório não – a mudança de escala pode ser feita para diferentes zonas do reservatório.

$$N_\phi = \frac{1 - \phi_{\text{reservatório}}}{1 - \phi_{\text{laboratório}}}$$

$$C_{\text{combustível}} = C_{\text{combustível laboratório}} * N_\phi$$

$$C_{\text{combustível}} = (12 + FHC) \cdot (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{\text{fluegas}} \cdot \frac{4}{\pi D^2 L} \cdot \frac{1 - \phi_{\text{reservatório}}}{1 - \phi_{\text{laboratório}}} \left[ \frac{M(CH_x)}{L^3 \text{ (reservatório)}} \right] \dots\dots\dots A.3$$

Na equação acima,  $C_{\text{combustível}}$  é a concentração de combustível no reservatório em unidades de massa de combustível sobre volume de reservatório.

O Balanço de oxigênio permite deduzir o fator hidrogênio carbono que caracteriza o combustível:

$$\begin{aligned}
FHC &= \frac{2}{\eta_C} \cdot (2 \cdot \eta_{O_2INJ} - 2 \cdot \eta_{CO_2} - \eta_{CO} - 2 \cdot \eta_{O_2PROD}) \\
FHC &= \frac{4}{(Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas}} \cdot (\eta_{O_2INJ} - \eta_{CO_2} - 0,5 \cdot \eta_{CO} - \eta_{O_2PROD}) \\
FHC &= \frac{4}{(Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas}} \cdot \left( \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \right) (Y_{O_2INJ} \cdot V_{ar} - Y_{CO_2} \cdot V_{gas} - 0,5 \cdot Y_{CO} \cdot V_{gas} - Y_{O_2PROD} \cdot V_{gas}) \\
FHC &= \frac{4}{(Y_{CO_2} + Y_{CO})} \cdot \left( Y_{O_2INJ} \cdot \frac{V_{ar}}{V_{fluegas}} - Y_{CO_2} - 0,5 \cdot Y_{CO} - Y_{O_2PROD} \right) \\
FHC &= \frac{4}{(Y_{CO_2} + Y_{CO})} \cdot \left( Y_{O_2INJ} \cdot \frac{Y_{N_2PROD}}{Y_{N_2INJ}} - Y_{CO_2} - 0,5 \cdot Y_{CO} - Y_{O_2PROD} \right) \dots\dots\dots A.4
\end{aligned}$$

O Balanço de hidrogênio permite deduzir as quantidades molar e mássica da água gerada pela combustão:

$$\begin{aligned}
\eta_{H_2O} &= \frac{\eta_C \cdot FHC}{2} \\
\eta_{H_2O} &= \frac{2 \cdot P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot \left( Y_{O_2INJ} \cdot \frac{Y_{N_2PROD}}{Y_{N_2INJ}} - Y_{CO_2} - 0,5 \cdot Y_{CO} - Y_{O_2PROD} \right) \\
m_{H_2O} &= M_{H_2O} \cdot \eta_{H_2O} = 36 \cdot \frac{P_{std} \cdot V_{fluegas}}{Z_{std} \cdot R \cdot T_{std}} \cdot \left( Y_{O_2INJ} \cdot \frac{Y_{N_2PROD}}{Y_{N_2INJ}} - Y_{CO_2} - 0,5 \cdot Y_{CO} - Y_{O_2PROD} \right) \\
[M(H_2O)] &\dots\dots\dots A.5
\end{aligned}$$

Na equação acima,  $m_{H_2O}$  é a massa de água gerada pela combustão e  $M_{H_2O}$  é a massa molar da água.

A eficiência no uso do oxigênio é calculada pela seguinte relação:

$$\xi_{O_2} = \frac{\eta_{O_2 \text{ consumido}}}{\eta_{O_2 \text{ injetado}}} = \frac{\eta_{O_2 \text{ injetado}} - \eta_{O_2 \text{ produzido}}}{\eta_{O_2 \text{ injetado}}} = 1 - \frac{\eta_{O_2 \text{ produzido}}}{\eta_{O_2 \text{ injetado}}} = 1 - \frac{\frac{Y_{O_2 \text{ PROD}} \cdot p_{\text{std}} \cdot V_{\text{fluegas}}}{Z_{\text{std}} RT_{\text{std}}}}{\frac{Y_{O_2 \text{ INJ}} \cdot p_{\text{std}} \cdot V_{\text{ar}}}{Z_{\text{std}} RT_{\text{std}}}}$$

$$\xi_{O_2} = 1 - \frac{Y_{O_2 \text{ PROD}} \cdot V_{\text{fluegas}}}{Y_{O_2 \text{ INJ}} \cdot V_{\text{ar}}}$$

$$\xi_{O_2} = 1 - \frac{Y_{O_2 \text{ PROD}} \cdot Y_{N_2 \text{ INJ}}}{Y_{O_2 \text{ INJ}} \cdot Y_{N_2 \text{ PROD}}} \dots\dots\dots \text{A.6}$$

## Apêndice B – Dedução da Equação de demanda de ar

Da estequiometria da reação de oxidação em alta temperatura, apresentada anteriormente pela Equação (2-6), tem-se que são necessários  $\left(1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4}\right)$  mol de  $O_2$  para reagir com um mol de  $CH_x$ . Sabe-se que a massa molecular do  $CH_x$  é de  $12 + FHC$  unidades atômicas, sendo  $FHC$  o fator hidrogênio carbono do combustível  $CH_x$ . Portanto o consumo molar de  $O_2$  por massa de combustível é de:

$$\text{Consumo Molar de } O_2 = \left(1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4}\right) \cdot \frac{1}{12 + FHC} \left[ \frac{\text{mol } (O_2)}{M (CH_x)} \right] \dots\dots\dots \text{B.1}$$

Na equação acima,  $\Phi$  é a fração de monóxido de carbono nos óxidos de carbono dos gases de saída, calculada a partir de resultados do experimento de tubo de combustão (dedução no Apêndice A). A Equação de estado dos gases permite calcular o volume de uma quantidade molar:

$$V_{O_2} = n \cdot \frac{Z_{inj} \cdot R \cdot T_{inj}}{p_{inj}} \quad [L^3 (O_2)]$$

Na equação acima,  $n$  é o número de mols,  $Z$  é o fator de compressibilidade do gás,  $R$  é a constante universal dos gases, e  $p_{inj}$  e  $T_{inj}$  são a pressão e temperatura de injeção. Portanto, o consumo volumétrico de  $O_2$  será de:

$$V_{O_2} = \frac{Z_{inj} \cdot R \cdot T_{inj}}{p_{inj}} \cdot \left(1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4}\right) \cdot \frac{1}{12 + FHC} \left[ \frac{L^3 (O_2)}{M (CH_x)} \right] \dots\dots\dots \text{B.2}$$

Para injeção de ar de qualquer composição, que tenha  $Y_{O_2INJ}$  de  $O_2$ :

$$V_{ar} = \frac{Z_{inj} \cdot R \cdot T_{inj}}{Y_{O_2INJ} \cdot p_{inj}} \cdot \left(1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4}\right) \cdot \frac{1}{12 + FHC} \left[ \frac{L^3 (ar)}{M (CH_x)} \right] \dots\dots\dots \text{B.3}$$

A multiplicação da Equação (B.3) pela Equação (A.3), de concentração de combustível, permite inferir a demanda de ar para a reação de combustão por volume de reservatório queimado:

$$G_{ar} = V_{ar} \cdot C_{combustivel} \left[ \frac{L^3 (ar)}{L^3 (reservatório)} \right]$$

$$G_{ar} = \frac{Z_{inj} \cdot T_{inj}}{Y_{O_2 INJ} \cdot P_{inj}} \left( 1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4} \right) \cdot (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas} \cdot \frac{4}{\pi D^2 L} \cdot \frac{1 - \phi_{reservatorio}}{1 - \phi_{laboratorio}}$$

.....  $\left[ \frac{L^3 (ar)}{L^3 (reservatório)} \right]$  ..... B.4

A Equação (B.4) calcula apenas a demanda de ar para reação de combustão e não contabiliza o volume armazenado na rocha queimada. Naji e Poetmann (1991) foram os primeiros a sugerir a inclusão de um termo de armazenamento na Equação de demanda de ar

$$G_{ar} = \frac{Z_{inj} \cdot T_{inj}}{Y_{O_2 INJ} \cdot P_{inj}} \left( 1 - \frac{\Phi}{2} + \frac{FHC}{4} \right) \cdot (Y_{CO_2} + Y_{CO}) \cdot \frac{P_{std}}{Z_{std} \cdot T_{std}} \cdot V_{fluegas} \cdot \frac{4}{\pi D^2 L} \cdot \frac{1 - \phi_{reservatorio}}{1 - \phi_{laboratorio}} + \frac{\phi_{reservatorio}}{Bg_{inj}}$$

.....  $\left[ \frac{L^3 (ar)}{L^3 (reservatório)} \right]$  ..... B.5

Na equação acima,  $Bg_{inj}$  é o fator volume de formação do ar na pressão e temperatura de injeção,

$$Bg_{inj} = \frac{Z_{inj} \cdot T_{inj} \cdot P_{std}}{T_{std} \cdot P_{inj}}$$

..... B.6

## Apêndice C – Projeto de Cronograma de Injeção e Malha de Drenagem

A partir da Equação de demanda de ar deduzida no Apêndice B é possível realizar um projeto analítico de campo como o fizeram Nelson e McNeil em 1961. Aqui, o conceito de fluxo mínimo de ar para manutenção da frente de combustão também será usado, entretanto a abordagem será levemente diferente da proposta por Nelson e McNeil.

O fluxo de ar representa uma demanda areal de ar para injeção e foi definida por Nelson e McNeil como sendo a multiplicação da demanda de ar pela velocidade de frente de combustão. Já Akkutlu (2000) chamou a mesma grandeza de velocidade de injeção. Espera-se que o fluxo de ar esteja acima do fluxo mínimo para sustentar a combustão, de forma que o fluxo de ar de projeto é definido como:

$$u_{proj} = G_{ar} \cdot v_{proj} \frac{L^3 (ar)}{L^2 (reservatório).t} \dots\dots\dots C.1$$

$$u_{proj} = \frac{q_{injeção}(t)}{A_{transversal\ ao\ fluxo}(t)} \frac{L^3 (ar)}{L^2 (reservatório).t} \dots\dots\dots C.2$$

Na equação acima,  $u_{proj}$  é o fluxo de ar de projeto,  $G_{ar}$  é a demanda de ar calculada a partir de dados do experimento em tubo de combustão,  $v_{proj}$  é a velocidade de frente de chama projetada,  $q_{injeção}(t)$  é a vazão de injeção de ar e  $A_{transversal\ ao\ fluxo}(t)$  é a área transversal ao fluxo em função do tempo. Em fluxo radial, para manutenção do fluxo de ar de projeto constante, será necessário progressivamente aumentar a vazão de injeção. Este aumento está limitado por uma vazão máxima suportada pelas instalações de injeção. É aqui que se diferencia o projeto de injeção do clássico de Nelson e McNeil. Serão definidos dois períodos de injeção – o primeiro, com fluxo de ar constante e igual ao fluxo de projeto, quando a vazão de injeção está progressivamente aumentando. Este período se encerrará quando a vazão atingir o limite operacional da planta de injeção no tempo que será chamado de tempo de inflexão  $t_{inf}$ . O segundo

período, de vazão constante, terá o fluxo de ar progressivamente diminuindo até o fluxo crítico, quando a chama se extingue, no tempo de extinção  $t_{ext}$ .

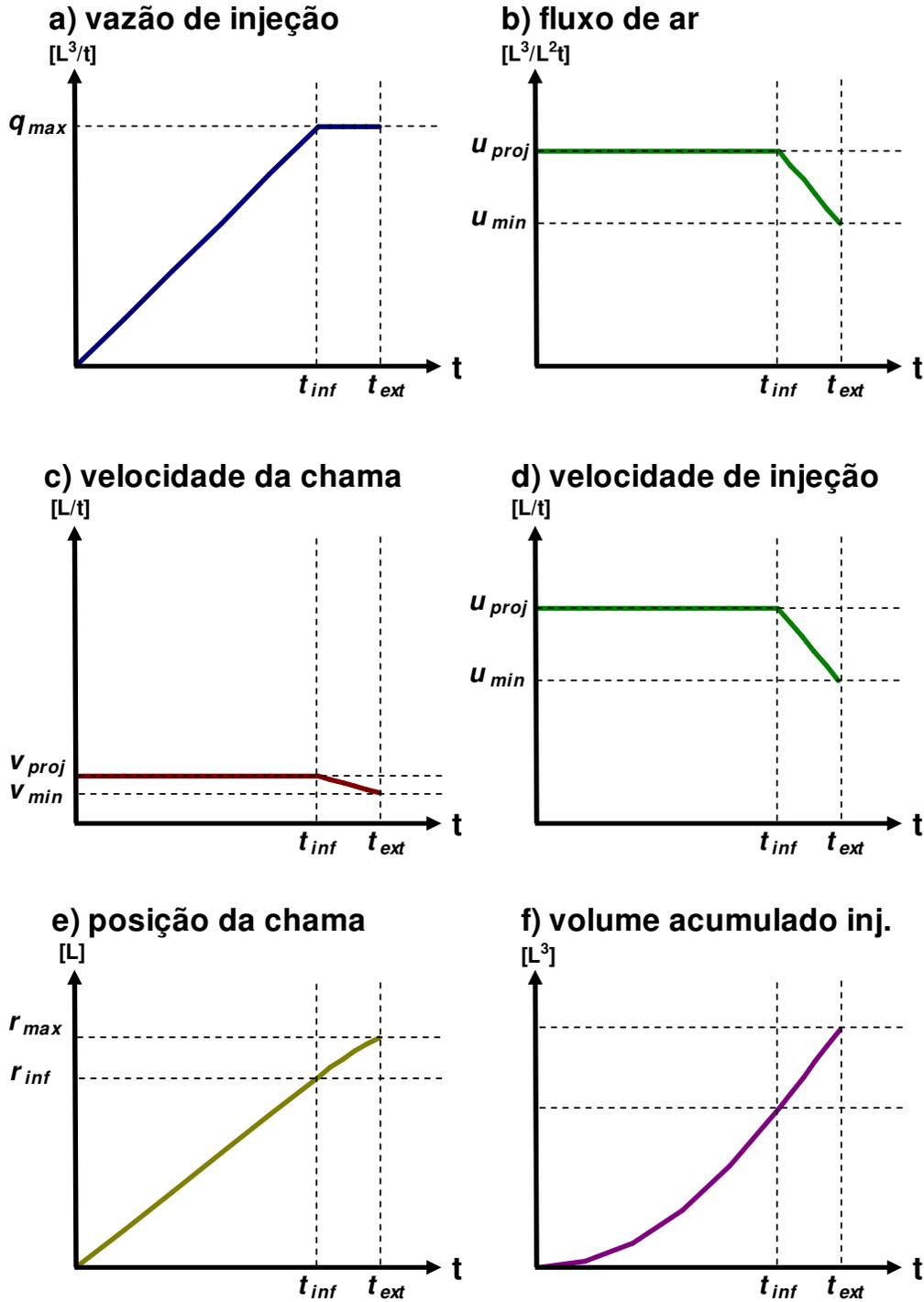


Ilustração i – Marcadores importantes em um Projeto de Injeção de Ar

A área transversal ao fluxo radial é:

$$A_{\text{transversal ao fluxo}}(t) = 2 \cdot \pi \cdot \phi \cdot h \cdot r(t) \dots\dots\dots C.3$$

Em função da velocidade de injeção, ou do fluxo de ar, o raio da frente de contato entre o ar e o óleo é:

$$A_{\text{transversal ao fluxo}}(t) = 2 \cdot \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}} \cdot t \dots\dots\dots C.4$$

A função linear da vazão de injeção, durante o tempo de crescimento, pode ser calculada através das equações C.4 e C.2:

$$q(t) = 2 \cdot \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}^2 \cdot t \left[ \frac{L^3(\text{ar})}{t} \right] \dots\dots\dots C.5$$

O volume acumulado injetado será a integral da vazão no tempo:

$$V_{\text{inj}} = \int q(t) dt = \int 2 \cdot \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}^2 \cdot t \cdot dt = \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}^2 \cdot t^2 + C$$

Quando o tempo é igual a zero, o volume acumulado também. De forma que a constante de integração  $C$  se anula.

$$V_{\text{inj}} = \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}^2 \cdot t^2 \dots\dots\dots C.6$$

A Equação (C.6) é válida apenas até o tempo de inflexão, correspondente ao início da operação em vazão máxima de injeção, que pode ser calculado a partir da Equação (C.5):

$$t_{\text{inf lexao}} = \frac{q_{\text{max}}}{2 \cdot \pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}^2} [t] \dots\dots\dots C.7$$

O raio de inflexão, correspondente a distância do injetor que delimita a área queimada por um projeto de injeção limitado por  $q_{\text{max}}$ .

$$r_{\text{inf } lexao} = \frac{q_{\text{max}}}{2\pi \cdot \phi \cdot h \cdot u_{\text{proj}}} \quad [L \text{ (reservatório)}] \quad \dots\dots\dots \quad \text{C.8}$$

## Apêndice D - Modelos de Fluidos

### Modelo de Belgrave (1993)

	H <sub>2</sub> O	Asfaltenos	Maltenos	Gás	O <sub>2</sub>	Coque
<b>Massa Molar</b> [Kg/Kgmol]	18	1092,8	406,7	43,2	32	13,13
<b>P<sub>c</sub></b> [Kpa]	22107	792	1478	7176	5046	
<b>T<sub>c</sub></b> [K]	647	1177	892	295	154	
<b>Massa Específica</b> [Kg/m <sup>3</sup> ]		1158,0	983,2			1380
<b>Compressibilidade</b> [1/KPa]		9,47E-07	9,53E-07			
<b>Expansividade Térmica</b> [1/°C]		4,50E-04	5,85E-04			
<b>Viscosidade líquida</b>		<b>da</b>	<b>fase</b>	$\mu_{liq} = avisc * e^{bvisc / T}$		[cp]
<b>avisc</b> [cp]		4,89E-25	1,94E-05			
<b>bvisc</b> [K]		33147	5369			
<b>Calor Específico</b>						
		$C = cpg1 + cpg2 * T + cpg3 * T^2 + cpg4 * T^3$				[cal/gmol.K]
<b>cpg1</b> [cal/gmol.K]		601	237,6	4,728	6,713	0,795
<b>cpg2</b> [cal/gmol.K <sup>2</sup> ]		0	0	0,01754	-8,8E-07	0,0129
<b>cpg3</b> [cal/gmol.K <sup>3</sup> ]		0	0	-1,3E-05	4,2E-06	1E-05
<b>cpg4</b> [cal/gmol.K <sup>4</sup> ]		0	0	4,1E-09	-2,5E-09	4E-09
<b>Equilíbrio Termodinâmico</b>				$K = (kv1/p) * e^{kv4/(T-kv5)}$		

<b>kv1</b> [KPa]	1,18E+07	0	1,89E+07
<b>kv4</b> [°C ou K]	-3816,44	0	-6562,3
<b>kv5</b> [°C]	-227,02	0	-80,13

	<b>Entalpia de Vaporização</b>		$H=hvr*(T_{crit}-T)^{ev}$	[Btu/lbmol]
<b>hvr</b> [J/gmol <sup>ev</sup> ]		0	10300	
<b>ev</b>			0,38	

**Modelo de Coats (1980) para o problema em escala de laboratório de Smith (1973)**

	<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>C<sub>20</sub></b>	<b>N<sub>2</sub>/CO<sub>x</sub></b>	<b>C<sub>32</sub> + C<sub>47</sub></b>	<b>C<sub>6</sub> + C<sub>8</sub>+ C<sub>12</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>
<b>Massa Molar</b> [lb/lbmol]	18	282,6	32	508,9	131,4	32
<b>P<sub>c</sub></b> [psi]	3206,2	162	750	50,7	336,6	730
<b>T<sub>c</sub></b> [R]	1165,4	1381	350	1598	1067	277,9
<b>Massa Específica</b> [lb/ft <sup>3</sup> ]		56,6		61,2	44,9	
<b>Compressibilidade</b> [1/psi]		1,00E-05		1,00E-05	1,00E-05	
<b>Expansividade Térmica</b> [1/°F]		3,80E-04		3,80E-04	3,80E-04	
	<b>Viscosidade da fase líquida</b>		$\mu_{liq} = a_{visc} * e^{b_{visc} / T}$		[cp]	
<b>a<sub>visc</sub></b> [cp]		2,77E-02		1,00E-02	3,58E-02	
<b>b<sub>visc</sub></b> [R]		3363		4908	2135	
	<b>Viscosidade da fase gasosa</b>		$\mu_{gas} = avg * T^{bvg}$		[cp]	
<b>avg</b> [cp]		0,08	2,13E-04		0,03	2,20E-04

<b>bvg</b>	0	0,702	0	0,721
------------	---	-------	---	-------

**Calor Específico da fase gasosa**  $C_g = cpg1 + cpg2 * T$  [Btu/lbmol.°F]

<b>cpg1</b> [Btu/lbmol.°F]	0,6	0,226	0,6	0,6	0,24
<b>cpg2</b> [Btu/lbmol.°F <sup>2</sup> ]	0	0	0	0	0

**Equilíbrio Termodinâmico**  $K = (kv1/p + kv2 * p + kv3) * e^{kv4/(T - kv5)}$

<b>kv1</b> [psi]	3110000	0	766800
<b>kv2</b> [1/psi]	0	0	0
<b>kv3</b>	0	0	0
<b>kv4</b> [R]	-13620	0	-8331
<b>kv5</b> [R]	0	0	0

**Modelo de Coats (1980) para o problema em escala de laboratório de Parrish (1969)**

	<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>Heavy Oil</b>	<b>Light Oil</b>	<b>N<sub>2</sub> + CO<sub>x</sub></b>	<b>O<sub>2</sub></b>
<b>Massa Molar</b> [lb/lbmol]	18	300	170,3	32	32
<b>P<sub>c</sub></b> [psi]	3206,2	50,7	264,6	750	730
<b>T<sub>c</sub></b> [R]	1165,4	1598	1184,9	350	277,9
<b>Massa Específica</b> [lb/ft <sup>3</sup> ]		61,2	53,35		
<b>Compressibilidade</b> [1/psi]		1,00E-05	1,00E-05		
<b>Expansividade Térmica</b> [1/°F]		3,80E-04	3,80E-04		

**Viscosidade da fase líquida**  $\mu_{liq} = a_{visc} * e^{b_{visc} / T}$  [cp]

<b><i>a<sub>visc</sub></i></b> [cp]	2,00E-04	1,04E-02
<b><i>b<sub>visc</sub></i></b> [R]	9237	2618,0

**Viscosidade da fase gasosa**  $\mu_{gas} = a_{vg} * T^{b_{vg}}$  [cp]

<b><i>a<sub>vg</sub></i></b> [cp]	1,00E-02	2,13E-04	2,20E-04
<b><i>b<sub>vg</sub></i></b>	0	0,703	0,721

**Calor Específico da fase gasosa**  $C_g = c_{pg1} + c_{pg2} * T$  [Btu/lbmol.°F]

<b><i>c<sub>pg1</sub></i></b> [Btu/lbmol.°F]	0,5	0,5	0,226	0,24
<b><i>c<sub>pg2</sub></i></b> [Btu/lbmol.°F <sup>2</sup> ]	0	0	0	0

**Equilíbrio Termodinâmico**  $K = (k_{v1}/p + k_{v2} * p + k_{v3}) * e^{k_{v4}/(T - k_{v5})}$

<b><i>k<sub>v1</sub></i></b> [psi]	0	1157000
<b><i>k<sub>v2</sub></i></b> [1/psi]	0	0
<b><i>k<sub>v3</sub></i></b>	0	0
<b><i>k<sub>v4</sub></i></b> [R]	0	-9933
<b><i>k<sub>v5</sub></i></b> [R]	0	0

**Modelo de Coats (1980) para o problema em escala de campo de Crookston (1979)**

	<u>H<sub>2</sub>O</u>	<u>Heavy Oil</u>	<u>Light Oil</u>	<u>CO<sub>2</sub></u>	<u>O<sub>2</sub></u>	<u>Coke</u>
<b>Massa Molar</b> [lb/lbmol]	18	170	44	44	32	13
<b>P<sub>c</sub></b> [psi]	3206,2	264,6	615,9	1073	730	

<b><math>T_c</math> [R]</b>	1165,4	1184,9	665,6	547,7	277,9	
<b>Massa Específica</b> [lb/ft <sup>3</sup> ]		42,6	20			80
<b>Compressibilidade</b> [1/psi]		1,00E-05	2,20E-04			
<b>Expansividade Térmica</b> [1/°F]		3,82E-04	7,69E-04			
<b>Viscosidade da fase líquida</b>		$\mu_{liq} = a_{visc} * e^{b_{visc} / T}$				[cp]
<b><math>a_{visc}</math> [cp]</b>		3,62E-04	2,08E-02			
<b><math>b_{visc}</math> [R]</b>		8485	959,6			
<b>Viscosidade da fase gasosa</b>		$\mu_{gas} = avg * T^{bvg}$				[cp]
<b><math>avg</math> [cp]</b>		3,93E-06	2,17E-05	2,13E-04	2,20E-04	
<b><math>bvg</math></b>		1,10	0	0,702	0,721	
<b>Calor Específico da fase gasosa</b>		$C_g = cpg1 + cpg2 * T$				[Btu/lbmol.°F]
<b><math>cpg1</math></b> [Btu/lbmol.°F]		0,34	-1,1843	0,25	0,24	0,3
<b><math>cpg2</math></b> [Btu/lbmol.°F <sup>2</sup> ]		3,55E-04	3,45E-03	0	0	0
<b>Equilíbrio Termodinâmico</b>		$K = (kv1/p + kv2 * p + kv3) * e^{kv4 / (T - kv5)}$				
<b><math>kv1</math> [psi]</b>		184900	130700			
<b><math>kv2</math> [1/psi]</b>		0	0			
<b><math>kv3</math></b>		0	0			
<b><math>kv4</math> [R]</b>		-6739	-3370			



[Btu/lbmol.°F³]

05

**cp<sub>g4</sub>**  
[Btu/lbmol.°F⁴]

-1,98E-08

4,63E-09

-4,8E-10

4,4E-10

**Equilíbrio Termodinâmico**

Tabelado

**Entalpia de Vaporização**

$$H = hvr^*(T_{crit} - T)^{ev}$$

[Btu/lbmol]

**hvr** [Btu/lbmol]

13000

1917

**ev**

0,38

0,38

**Modelo de Marín, 2007**

	<b>Saturados</b>	<b>Aromáticos</b>	<b>Resinas</b>	<b>Asfaltenos</b>
<b>Massa Molar</b> [Kg/Kgmol]	381	408	947	2005
<b>P<sub>c</sub></b> [atm]	9,208	10,575	4,634	2,497
<b>T<sub>c</sub></b> [°C]	592,77	686,07	849,76	1125,63
<b>Massa Específica</b> [Kg/m³]	885	998	1037	1203

## Apêndice E - Constantes de Equilíbrio Termodinâmico

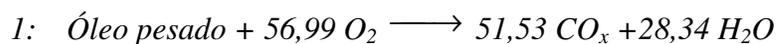
Componente	Fonte	Kv1 [kPa]	Kv2 [1/Kpa]	Kv3	Kv4 [K,C]	Kv5 [°C]
Componente Não Volátil	...	0,00E+00			0	0
H2O	Reid, 1977	1,19E+07			-3816,44	-227,02
H2S	Reid, 1977	1,31E+06			-1768,69	-247,09
N2	Reid, 1977	4,16E+05			-588,72	-266,55
O2	Reid, 1977	6,55E+05			-734,55	-266,7
CO	Reid, 1977	2,32E+05			-530,22	-260
CO2	Reid, 1977	8,62E+08			-3103,39	-272,99
CH4	Reid, 1977	5,45E+05			-879,84	-265,99
C2H6	Reid, 1977	8,46E+05			-1511,42	-255,99
C3H8	Reid, 1977	9,01E+05			-1872,46	-247,99
C4H10	Reid, 1977	8,59E+05			-2154,9	-238,73
C5H12	Reid, 1977	1,00E+06			-2477,07	-233,21
C6H14	Reid, 1977	1,01E+06			-2697,55	-224,37
C7H16	Reid, 1977	1,04E+06			-2911,32	-216,64
C8H18	Reid, 1977	1,12E+06			-3120,29	-209,52
C9H20	Reid, 1977	1,15E+06			-3291,45	-201,82
C10H22	Reid, 1977	1,20E+06			-3456,8	-194,48
C12H26	Reid, 1977	1,33E+06			-3774,56	-181,84
C15H32	Reid, 1977	1,41E+06			-4121,51	-161,35
C17H36	Reid, 1977	1,38E+06			-4294,55	-149,15
C18H38	Reid, 1977	1,34E+06			-4361,79	-143,25
C20H42	Reid, 1977	1,89E+06			-4680,46	-132,05
Malteno	Belgrave, 1993	1,89E+07			-6562,3	-79,98
CO2 no Bitume de Athabasca	CMG®, 2009	1,20E+05		4,55	-236,8	-79,1
Óleo de 30.000 cp de Rush Lake	Tremblay, 2007	3,00E+04	0,001		-33	-27,7
Heavy Oil	Huang, 2007	1,07E+06	0	212	-1949,072	-6,48333

Light Oil	Huang, 2007	5,75E+09	0	1230000	-8615,739	-273,15
H2O	Huang, 2007	1,19E+07	0	0	-3543,289	-227,022
Propano no Óleo de Hillmond	Ivory, 2007	9,09E+05	-0,10639	538,23	-2591,5	-343,42
Propano no Bitume de Athabasca	Ivory, 2007	2,08E+04	-0,17682	266,01	-1298,01	-257,979

## Apêndice F – Modelos de Reações

### Modelo de Kumar para escala de campo (1991)

COMBUSTÃO:



Reação	Frequência [KPa <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ]	Energia de Ativação [MJ/Kmol]	Entalpia [MJ/Kg]
1	1,216	138	43

### Modelo de Dogru, Odeh e Jines para escala de campo (1987)

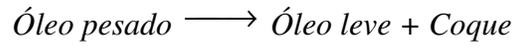
COMBUSTÃO:



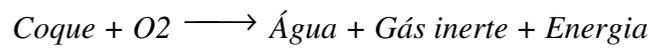
Para a estequiometria da reação 1, *Combustível* representa um hidrocarboneto de peso molecular igual a 220 Kg/Kmol. Neste modelo a frequência da reação é controlada pelo influxo de oxigênio e pela disponibilidade de combustível, que são escolhidos pelo usuário. A aplicação deste modelo se dá em um simulador desenvolvido pelos autores onde as reações não são regidas por parâmetros cinéticos.

### **Modelo de Coats (1980)**

CRAQUEAMENTO:

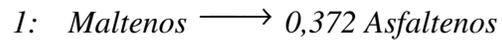


OXIDAÇÃO:

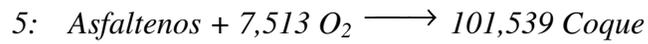
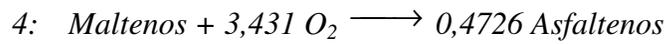


### Modelo de Belgrave *et al.* (1993)

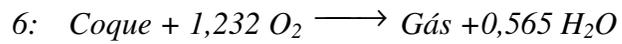
#### CRAQUEAMENTO:



#### OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:

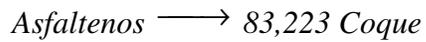
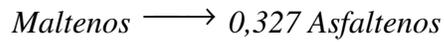


#### OXIDAÇÃO EM ALTA TEMPERATURA:

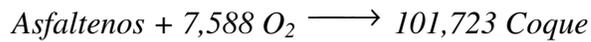
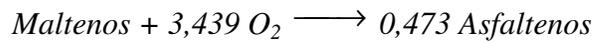


**Modelo de Coates *et al* (1995) adaptado de Belgrave *et al* (1993)**

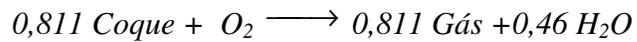
**CRAQUEAMENTO:**



**OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:**

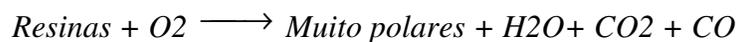


**OXIDAÇÃO EM ALTA TEMPERATURA:**

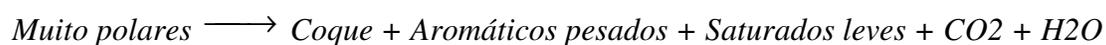
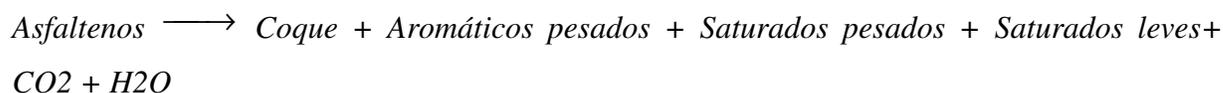


## Modelo de Hutchence e Freitag (1991)

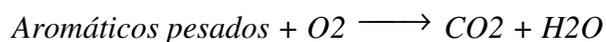
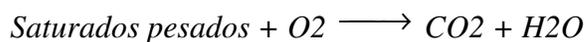
### OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:



### PIRÓLISE:

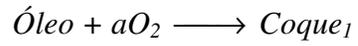


### COMBUSTÃO:

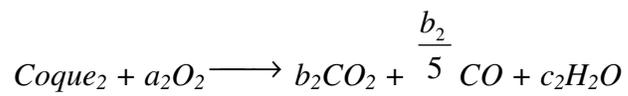
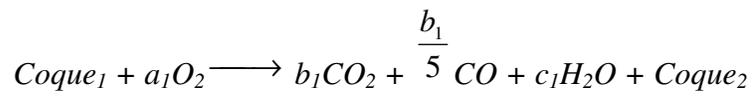


**Modelo de Déchelette *et al* (2006)**

OXIDAÇÃO

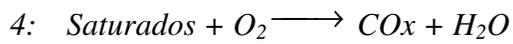
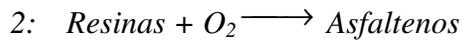
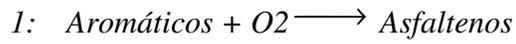


COMBUSTÃO



### Modelo de Jia *et al* (2006)

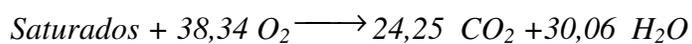
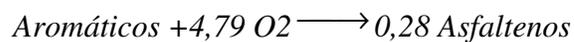
OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:



Reação	Frequência [ $KPa^{-n} \cdot s^{-1}$ ]	Energia de Ativação [KJ/Kmol]	Ordem n (em relação à $pO_2$ )
1	68,061	76634,05	1,114
2	0,0598	40213,07	0,283
3	12809,98	94250	0,732
4	36967,71	102520,8	1,414

### Modelo de Jia *et al* (2006) modificado por Marín (2007)

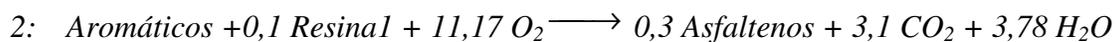
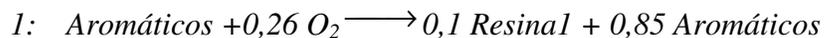
OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:



Reação	Frequência [KPa <sup>-n</sup> .s <sup>-1</sup> ]	Energia de Ativação [KJ/Kmol]	Ordem n (em relação à pO <sub>2</sub> )
1	68,061	76634,05	1,114
2	0,0598	40213,07	0,283
3	12809,98	94250	0,732
4	36967,71	102520,8	1,414

**Modelo de Marín para experimento de oxidação a temperatura controlada (2007)**

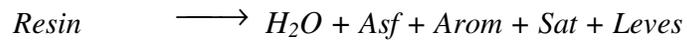
**OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:**



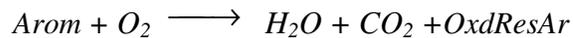
<b>Reação</b>	<b>Frequência</b> [KPa <sup>-n</sup> .min <sup>-1</sup> ]	<b>Energia de Ativação</b> [KJ/Kmol]	<b>Ordem n</b> (em relação à pO <sub>2</sub> )	<b>Entalpia</b> [KJ/Kmol]
1	50	40213,07	0,283	19720
2	1E+08	70000	1,114	1,5E+06
3	1E+08	70000	1,114	3,6E+06
4	1E+09	94250	0,732	0

**Modelo de Kristensen *et al* (KRISTENSEN et al., 2007):**

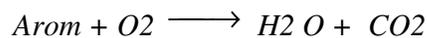
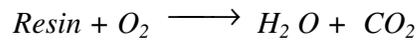
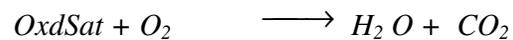
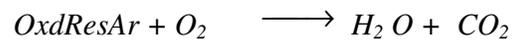
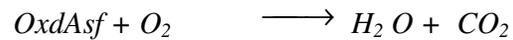
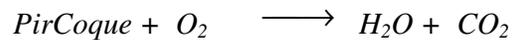
**CRAQUEAMENTO E PIRÓLISE:**



**OXIDAÇÃO EM BAIXA TEMPERATURA:**



**OXIDAÇÃO EM ALTA TEMPERATURA:**



## **Apêndice G – Dados de Campos**

País	Campo	Data	Area acres	No. Poços	No. Poços	Relação Poços	Área Padrão	Espaça-mento	Porosi-dade	Permea-bilidade	Profun-dade	Visco-sidade	Tempe-ratura	Satur.%	Prod. por CIS	bbl/d	Lucro
				Prod.	inj.	P/I	acres	P/I	%	md	m						
India	Balol	mar-90	6	4	1	4	6	110	28	11.000	1.049	15,6	125	70	70	190	
India	Balol	out-96	3.450								1.052	15,6					
Canada	Battrum	nov-65	680	22	3	7	227	1173	27	930	884	18	70	44	70	1.350	Sim
Canada	Battrum	ago-67	2.400	35	7	5	343	2204	25	930	884	18	70	44	62	1.200	Sim
Canada	Battrum	out-66	4.920	94	15	6	328	3155	26	1.265	884	18	70,3	44	66	3.700	Sim
India	Bechraji	nov-96	3.120								951	15,6					
EUA	Bellevue	jan-71	180	186	48	4	4	604	33,9	700	107	19	676	24	72	300	Sim
EUA	Bellevue	jan-70	200	90	15	6	13	636	32	650	122	19	660,00		94	240	Sim
EUA	Bellevue	set-63	385	200	30	7	13	883	33	960	107	19	675	55	65	200	Sim
EUA	Belridge		3.489	2.900	975	3	4	2657	36	2.400	274	13	1.900	35	65	37.000	Sim
EUA	Brea-Olinda	mar-72	17	12	2	6	9	186	29	300	914	24	20	57			Sim
EUA	Brea-Olinda	mai-80	45	12	1	12	45	302	30	725	671	16	90	43		74	Sim
EUA	Buffalo Caddo	jan-79	7.680	18	5	4	1536	3942	20	10	2.576	31	2,10	102	55	525	Sim
EUA	Pine Island	jan-79	20	13	3	4	7	201	30	500	320	21	620	27	96	84	Não

País	Campo	Data	Area acres	No. Poços	No. Poços	Relação Poços	Área Padrão	Espaço-mento	Porosi-dade	Permea-bilidade	Profun-didade	Grau	Visco-sidade	Tempe-ratura	Satur.% inicial	Prod. por CIS	Lucro
				Prod.	inj.	P/I	acres	P/I aprox.	%	md	m		°API	cp		°C	
EUA	Camp Hill Cedar Hills	set-85	17	29	6	5	3	188	38	4.000	152	18	1.200	24	59		
EUA	North Unit	jan-02	51.200	125	77	2	665	10178	18	10	2.743	33	2,00	102	55	11.500	Sim
Canada	Countess	jan-83	40	4	1	4	40	284	24	800	1.082	28	6	38	45		
Canada	Countess Demjen	dez-90	59	7	2	4	30	346	22	800	1.079	28	6	38	78		
Hungary	East	jan-86	14	8	3	3	5	165	19	100	250	39	7	26	55	52	
Canada	Evehill	jun-80	180	21	9	2	20	604	34	6.000	747	14,3	2.750	21	100	350	Sim
EUA	Forest Hill	set-76	1.900	100	21	5	90	1961	28	950	1.524	10	1.060	85	63	400	Não
Canada	Fosterton Northwest	jan-70	200	6	4	2	50	636	29	958	945	24	16	52	62	138	Não
Canada	Golden Lake Golden Lake	jan-69	600	46	5	9	120	1102	31	1.300	500	12,5	3.500	21	21	620	Não
Canada	Waseca	out-82	200	17	2	9	100	636	30	2.000	472	16,5	1.300	21	75		Não
China	Kerxing	jan-96	6								565	29					
Canada	Kitscoty	jan-77	1.040	84	7	12	149	1451	34	2.000	549	12,2	15.000	21	85	325	
India	Lanwa	ago-92	10	4	1	4	10	142	30	11.000	1.049	13,5	550	70	80	165	

País	Campo	Data	Area acres	No.	No.	Relação	Área	Espaça-	Porosi-	Permea-	Profun-	Grau	Visco-	Tempe-	Satur. %	Prod.	Lucro
				Poços	Poços	Poços	Padrão	mento	dade	bilidade	idade		sidade	ratura		por CIS	
		Início		Prod.	inj.	P/I	acres	P/I	%	md	m	°API	cp	°C	inicial	bbl/d	
Canada	Lindbergh Section 18 02 Pilot	dez-82	10	6	1	6	10	142	29	4.000	579	11,7	6.500	27	70		
EUA	Little Beaver	jan-02	10.400	57	29	2	359	4587	17	10	2.530	33	1,44	94	83	750	Sim
EUA	Lost Hills	abr-61	164	45	7	6	23	576	42,6	1.790	91	15	410	35	63	520	Sim
EUA	Main Consolidated	out-61	517	51	5	10	103	1023	19,7	320	274	29	35	19	78	80	Sim
EUA	Medicine Pole Hills Unit	jan-85	8.960	15	9	2	996	4258	17	14,9	2.896	38	2,00	110	52	350	Sim
EUA	Midway	jan-91	3	4	1	4	3	78	33	1.300	396	11	5.000	38	70	700	Sim
EUA	Midway- Sunset	jan-82	24	47	10	5	2	220	35	2.500	518	11,5	2.770	44	70	900	Sim
EUA	Midway- Sunset	jan-60	150	31	3	10	50	551	36	1.500	823	14	110	52	74	900	Sim
EUA	Midway- Sunset	jan-67	390	17					33	2.000	488	14	600	45	89	0	Sim
Canada	Morgan	jan-81		35	9	4			31,5	4.400	591	12	8.100	24	80	940	Sim
EUA	Pennel Phase 1	jan-02	2.924	22	8	3	366	2432	17	10	2.682	33	1,44	94	75	160	Sim
EUA	Pennel Phase 2	jan-02	10.010	56	24	2	417	4501	17	10	2.682	33	1,44	94	85	100	Sim
Canada	Phase Pilot A	jan-76	40	18	6	3	7	284	30	3.000	450	10	10.000	16	65		Não

País	Campo	Data	Area acres	No. Poços	No. Poços	Relação Poços	Área Padrão	Espaço-mento	Porosi-dade	Permea-bilidade	Profun-didade	Grau	Visco-sidade	Tempe-ratura	Satur.% inicial	Prod. por CIS	Lucro
				Prod.	inj.	P/I	acres	P/I aprox.	%	md	m		%API	cp		°C	
Canada	Provost	jan-75	105	24	7	3	15	461	29	4.000	747	12	2.000	27	80	300	Não
EUA	San Ardo	fev-74	182	25	5	5	36	607	34,5	3.000	701	12	300	55	55	360	Sim
India	Santhal	jun-96	3.450								1.052	17					
Canada	Silverdale	jun-77	1.280	73	18	4	71	1609	31	2.000	579	15,6	1.800	21	86	275	
EUA	Slocum	abr-80	50	20	7	3	7	318	35	1.500	174	18	1.200	26	70	70	Não
EUA	South Belridge	jan-64	245	25	2	13	123	704	35	3.000	0	14	1.600	35	64	320	Sim
EUA	South Buffalo	jan-83	20.800	37	12	3	1733	6487	20	10	2.576	31	2,10	102	55	975	Sim
EUA	South Medicine Pole Hills Unit	jan-03	11.500	10	6	2	1917	4824	17	10	2.804	33	2,00	105	50	375	
Canada	Tangleflags	jan-85	240	19	3	6	80	697	33	4.000	518	14,5	4.000	24	77	550	Sim
EUA	Teapot Dome NPR-3	set-80	10	9	8	1	1	142	18	135	106	32	10	16	40		
Canada	Tengleflags	fev-85	1.120	19	3	6	373	1505	33	4.000	518	14,5	4.000	24	77		

País	Campo	Data	Area acres	No. Poços	No. Poços	Relação Poços	Área Padrão	Espaço-mento	Porosi-dade	Permea-bilidade	Profun-didade	Grau saturação	Visco-sidade	Tempe-ratura	Satur.% inicial	Prod. por CIS	Lucro
				Prod.	inj.	P/I	acres	P/I	%	md	m						
EUA	W. Heidelberg Cotton Valley	dez-71	362	9	3	3	121	856	14	85	3.444	22,5	6	105	80	200	Sim
EUA	W. Newport (B Zone)	jan-58	300	130	27	5	11	779	37	750	488	13	750	38	86	1.200	Sim
EUA	West Buffalo West	jan-87	4.640	16	6	3	773	3064	20	10	2.576	32	2	102	55	400	Sim
EUA	West Cedar Hills Unit	jan-03	7.800	12	5	2	1560	3973	17	10	2.743	33	2,00	102	55	725	Sim
EUA	West Medicine Pole Hills Unit	jan-01	14.335	18	12	2	1195	5386	17	10	2.896	33	2,00	102	50	900	Sim
EUA	West Newport	jan-58	300	139	36	4	8	779	37	750	488	13	750	38	86	980	Sim
Romênia	Suplacu de Barcau	jan-64		600													
Romênia	Ochiuri								34	600	274		60	25		120	
Romênia	Babeni								20	2.000	914		20	42			
Ucrânia	Gnedincy												50			820	
EUA	Dellaware								19	145	183		60	23			
EUA	Delhi								31	1.000	1.128		30	57			