

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

Simulação numérica de combustão “In-situ” em escala laboratorial

**Autor: Guilherme Blaitterman Ribeiro Junior
Orientador: Osvair Vidal Trevisan**

00/09

<p>Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por _____ _____ aprovada pela comissão julgadora em ____/____/____ _____ Orientador</p>

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

Simulação numérica de combustão “In-situ” em escala laboratorial

Autor: Guilherme Blaitterman Ribeiro Junior
Orientador: Osvaldo Vidal Trevisan

Curso: Ciências e Engenharia de Petróleo
Área de Concentração: Reservatórios e Gestão

Dissertação de mestrado acadêmico apresentada à Comissão de Pós Graduação em Ciências e Engenharia de Petróleo da Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Ciências e Engenharia de Petróleo.

Campinas, 2009
S.P. – Brasil.

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

R354s Ribeiro Junior, Guilherme Blaitterman
 Simulação numérica de combustão “In-situ” em
 escala laboratorial / Guilherme Blaitterman Ribeiro
 Junior. --Campinas, SP: [s.n.], 2009.

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

 1. Combustão. 2. Petróleos pesados. 3. Reservatórios
 - Modelos matemáticos. 4. Engenharia de reservatório
 de óleo. I. Trevisan, Osvaldo Vidal. II. Universidade
 Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
 Mecânica e Instituto de Geociências. III. Título.

Título em Inglês: Numeric simulation of in situ combustion under laboratory
scale.

Palavras-chave em Inglês: Combustion, Heavy oil, Reservoir - Mathematical
models, Oil reservoir engineering.

Área de concentração: Reservatórios e Gestão

Titulação: Mestrado em Ciências e Engenharia de Petróleo

Banca examinadora: Denis José Schiozer, Philippe Remy Bernard Devloo.

Data da defesa: 24/08/2009

Programa de Pós Graduação: Engenharia Mecânica

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA E
INSTITUTO DE GEOCIÊNCIAS
COMISSÃO DE PROGRAMA MULTIDISCIPLINAR DE PÓS-
GRADUAÇÃO EM CIÊNCIAS E ENGENHARIA DE PETRÓLEO
DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

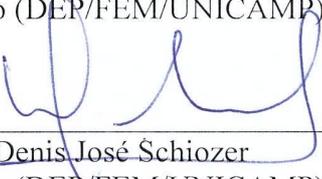
**Simulação numérica de combustão “In-situ”
em escala laboratorial**

Autor: Guilherme Blaitterman Ribeiro Junior
Orientador: Osvaldo Vidal Trevisan

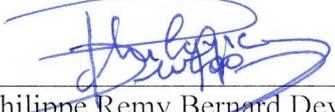
A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:



Prof. Dr. Osvaldo Vidal Trevisan, Presidente
Instituição (DEP/FEM/UNICAMP)



Prof. Dr. Denis José Schiozer
Instituição (DEP/FEM/UNICAMP)



Prof. Dr. Philippe Remy Bernard Devloo
Instituição (DES/FEC/UNICAMP)

Campinas, 24 de Agosto de 2009

Dedicatória:

Dedico este trabalho aos meus pais Guilherme e Regina, a minha irmã Thaís, a minha querida avó Alice a minha namorada Juliana.

Aos meus tios e tias, Ildelfonsina, Luiz, Margarida, Maria do Carmo, Maria de Lourdes, Nelson, Solange e Wilson.

Aos meus primos, Alexandre, Ana Carolina, Ângelo, Fábio, Luciana, Juliana, Margareth, Ricardo e Wilson.

Aos amigos de longa data Bruno, Cláudio, Daniel, Felipe, Guilherme, Gustavo, João, Júlio, Marcos, Murilo, Pedro, Samir, Willians e Wilson e tantos outros que, direta ou indiretamente merecem ser lembrados.

Agradecimentos

Este trabalho não poderia ser concluído sem a ajuda de diversas pessoas às quais presto minha homenagem:

Primeiramente a Deus que esteve sempre presente em todas as decisões pelas quais eu passei.

Aos meus pais e minha irmã pelo incentivo em todos os momentos da minha vida.

A minha namorada que sempre esteve presente ao meu lado.

Ao meu orientador, que me mostrou os caminhos a serem seguidos.

Aos meus tios e primos, que sempre se esforçaram para que eu me sentisse confortável mesmo tão longe de casa.

A todos meus amigos que propiciaram eu ganhar mais uma família em Campinas.

A todos os professores e colegas do departamento, que ajudaram de forma direta e indireta na conclusão deste trabalho.

A CAPES pelo fomento dado e o apoio a esta pesquisa.

A PETROBRAS pela cooperação no transcorrer do trabalho.

Veni, vidi, vici

Júlio César (47 a.C.)

Resumo

RIBEIRO JUNIOR., Guilherme Blaitterman, Simulação numérica de combustão “In-situ” em escala laboratorial, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2009. 178 p. Dissertação de Mestrado.

Como as reservas mundiais de óleo leve estão decrescendo continuamente, campos de óleos pesados podem se tornar uma fonte relevante de energia em um futuro próximo. Combustão “*In-Situ*” (CIS) é uma promissora técnica de recuperação para este tipo de hidrocarboneto, todavia, complexa de se implementar. Tubos de combustão em escala laboratorial e simulações numéricas são essenciais para o dimensionamento de projetos de campo. Este trabalho relata a modelagem numérica de dois experimentos efetuados em escala de laboratório de processos de CIS com um óleo com 12,8° API advindo de um campo candidato para um projeto piloto no Brasil. O estudo numérico foi desenvolvido utilizando o software comercial da CMG, STARS. O objetivo foi analisar o processo, para um modelo físico correspondente ao tubo de combustão utilizado. O modelo de fluido foi ajustado através de um software comercial para um total de sete componentes, óleo pesado, óleo leve, CO₂, O₂, N₂, H₂O e coque. Dois processos de combustão foram investigados, o primeiro é o modelo clássico descrito pelo STARS da CMG e o segundo é baseado no modelo de Marín (2007), constituído de frações SARA (saturados, aromáticos, resinas e asfalteno). Os resultados numéricos foram ajustados de acordo com os dados obtidos do experimento. As conclusões sobre este estudo se referem às influências de cada variável sobre o processo global de CIS, em especial a energia de ativação e a entalpia de reação. Além disso, conclui-se que o modelo de fluido e o modelo de reações são fundamentais no ajuste de histórico, assim como a presença de reações sob altas temperaturas são imprescindíveis para se predizer o deslocamento e comportamento da frente de combustão.

Palavras Chave

Óleos pesados, Combustão “in-situ” e Simulação Numérica de Reservatórios

Abstract

RIBEIRO JUNIOR., Guilherme Blaitterman, Numeric simulation of in situ combustion under laboratory scale, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2009. 178 p. Dissertação de Mestrado.

As the world reserves of light oil steadily decreases, heavy oil and tar sands resources may be an important source of energy. In situ combustion (ISC) is a promising recovery technique for this type of hydrocarbon, otherwise difficult to produce. Combustion tube laboratory experiments and numerical simulations are essential for the design of field projects. This work reports a numeric modeling of two experiments carried out under laboratory scale of in situ combustion process with a 12.8 °API crude from a field candidate to a pilot project in Brazil. The numerical study was developed using the CMG commercial simulator, STARS. The aim was to analyze the process of the physical model corresponding to the combustion tube used. The fluid model was adjusted by a commercial software to a total of 7 components; heavy oil, light oil, CO₂, O₂, N₂, H₂O and coke. Two reactions model were analyzed; one is based on the classic combustion model presented by STARS and the other is based on the reactions model proposed by Marín (2007), made up of SARA (saturates, aromatics, resins, and asphaltenes) fractions. The numerical results were history matched to the data derived from the experiment. The important findings in this study were the influences of each variable on the overall ISC process, specifically the activation energy and the enthalpy reaction. It was concluded that the fluid model and the reaction model are key in the history matching task, as well as, the reactions under high temperatures are fundamental to model the combustion front displacement and behavior.

Key Words

Heavy oils, In Situ Combustion and Reservoir Numeric Simulation

Índice

Dedicatória:	v
Agradecimentos	vii
Resumo	xi
Abstract	xiii
Índice	xv
Lista de Figuras	xxi
Lista de Tabelas	xxix
Nomenclatura	xxxiii
Capítulo 1.....	1
1.1 Métodos de recuperação térmica.....	1
1.2 Combustão “ <i>in-situ</i> ” (CIS).....	2
1.3 História de desenvolvimento da CIS.....	4
1.4 Células de combustão.....	4
1.5 Simulação numérica de CIS	5
1.6 Motivação.....	5
1.7 Objetivos	6
1.8 Organização da Dissertação	6
Capítulo 2.....	7
2.1 Combustão “ <i>in-situ</i> ”	7
2.2 Combustão Seca	9
2.3 Reações químicas	12
2.4 Cinética.....	14
2.5 Tubos de combustão.....	16
2.6 Simuladores térmicos	18
2.7 Fluido	20
2.7.1 Equação de Estado	20
2.7.2 Equilíbrio de fases.....	22
2.7.3 Ajuste das propriedades referentes ao comportamento de fase.....	24
2.7.4 Regressão dos parâmetros	25

2.7.5	Caracterização do Óleo Pesado	26
2.7.6	Caracterização do Óleo Pesado - SARA	27
Capítulo 3.....		30
3.1	Modelo experimental – Caso I.....	31
3.1.1	Sistema de Injeção – Caso I	32
3.1.2	Tubo de Combustão – Caso I.....	32
3.1.3	Sistema de Produção – Caso I.....	33
3.1.4	Procedimentos Experimentais – Caso I.....	34
3.1.5	Resultados Experimentais – Caso I.....	35
3.2	Modelo Experimental - Caso II.....	38
3.2.1	Sistema de Injeção – Caso II.....	39
3.2.2	Tubo de Combustão – Caso II.....	39
3.2.3	Sistema de Produção – Caso II.....	41
3.2.4	Procedimentos Experimentais – Caso II	41
3.2.5	Resultados Experimentais – Caso II.....	42
3.3	Fluido	45
3.4	Modelo numérico	47
3.4.1	Descrição do tubo de combustão.....	47
3.4.2	Propriedades da rocha	48
3.4.3	Propriedades do fluido	49
3.5	Modelo de reações.....	51
3.5.1	Modelo básico do STARS.....	51
3.5.2	Modelo SARA.....	53
3.6	Condições iniciais	56
3.7	Condições operacionais.....	57
3.7.1	Condições operacionais - Caso I.....	57
3.7.2	Condições operacionais - Caso II.....	58
3.8	Trabalhos anteriores	61
Capítulo 4.....		65
4.1	Análises de sensibilidade	65
4.1.1	Porosidade	66

4.1.2	Permeabilidade absoluta.....	68
4.1.3	Permeabilidade relativa.....	71
4.1.4	Energia de ativação	78
4.1.5	Entalpia de reação	80
4.2	Ajuste Caso I com o modelo do STARS.....	82
4.3	Ajuste caso I com o modelo de Marín (2007).....	86
4.4	Ajuste do caso II com o modelo STARS	90
4.4.1	Ajuste do caso II com o modelo do STARS – Com ignição.....	91
4.4.2	Ajuste do caso II com o modelo do STARS – Sem ignição	96
	Conclusões e Sugestões	102
	Conclusões	102
	Sugestões	104
	Referências Bibliográficas	105
	Anexos	110

Lista de Figuras

Figura 1.1 - Relação da viscosidade com a variação de temperatura para óleos pesados e leves (DONALDSON et al., 1989).	2
Figura 2.1 – Esquema do perfil de temperaturas e saturações de fluido na CIS (GERRITSEN, 2004).	10
Figura 2.2 – Esquema do perfil de temperatura da combustão seca (MOORE, 1993).	13
Figura 2.3 – Equilíbrio termodinâmico entre a fase líquida e gasosa para uma substância pura..	23
Figura 3.1 – Esquema de montagem experimental de célula de combustão “in-situ” utilizado por Chicuta, 2009.	31
Figuras 3.2a e 3.2b – Tubo de combustão e jaqueta de vácuo (CHICUTA, 2009).	33
Figura 3.3 – Histórico de temperatura em diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).	35
Figura 3.4 - Perfis de temperatura em diversos instantes – Caso I (CHICUTA, 2009).	36
Figura 3.5 - Histórico da posição e temperatura da frente de combustão – Caso I (CHICUTA, 2009).	37
Figura 3.6 - Histórico da produção de fluidos – Caso I (CHICUTA, 2009).	38
Figura 3.7 – Esquema simplificado do aparato experimental caso II [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].	39
Figura 3.8 – Vista do tubo de combustão mostrando a posição dos termopares centrais (TCi), dos termopares localizados nas paredes (TWi) e dos aquecedores externos (HRi). [Fonte: Relatório interno PETROBRAS].	40
Figura 3.9 - Histórico de temperatura ao longo do tempo em função do tempo – Caso II [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].	43
Figura 3.10 - Histórico da produção de fluidos – Caso II [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].	44
Figura 3.11 – Curva de viscosidade e densidade do óleo em função da temperatura (PEREIRA, 2008).	46
Figura 3.12 – Malha bidimensional utilizada no modelo numérico do caso I e II.	48

Figura 3.13 - Curva de viscosidade dos três pseudo-componentes em função da temperatura.	51
Figura 3.14 – Curvas de permeabilidade relativa iniciais.	57
Figura 3.15 – Histórico de temperatura obtido em diferentes posições no modelo numérico (RIBEIRO JUNIOR, 2008).	62
Figura 3.16 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos no modelo numérico (RIBEIRO JR. 2008).	63
Figura 3.17 – Histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico e em laboratório (RIBEIRO JR., 2008 e CHICUTA, 2009).	64
Figura 4.1 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 30%, 40%, 45% e 50% de porosidade.	67
Figura 4.2 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 50%, 45%, 40% e 30% de porosidade.	68
Figura 4.3 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 1.000 mD, 5.000 mD, 12.000 mD e 15.000 mD de permeabilidade absoluta.	69
Figura 4.4 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 15.000 mD, 12.000 mD, 5.000 mD e 1.000 mD de permeabilidade absoluta.	70
Figura 4.5 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para quatro perfis de curva de permeabilidade relativa: quadrática, cúbica, meio inconsolidado e meio cimentado.	71
Figura 4.6 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para quatro perfis de curva de permeabilidade relativa: quadrática, cúbica, meio inconsolidado e meio cimentado.	72
Figura 4.7 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 10%, 25%, 50% e 75% de saturação residual de óleo.	73
Figura 4.8 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 75%, 50%, 25% e 10% de saturação residual de óleo.	74
Figura 4.9 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 80%, 60%, 40% e 20% de permeabilidade relativa à água.	75
Figura 4.10 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 80%, 60%, 40% e 20% de permeabilidade relativa à água.	76
Figura 4.11 – Concentração de coque, temperatura, viscosidade e permeabilidade relativa ao óleo, para o instante de 2 horas.	77

Figura 4.12 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para 100%, 80%, 60% e 40% dos valores referentes à energia de ativação das quatro reações propostas pelo STARS.....	78
Figura 4.13 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para 100%, 80%, 60% e 40% dos valores referentes à energia de ativação das quatro reações propostas pelo STARS.....	79
Figura 4.14 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para 100%, 95%, 90% e 80% dos valores referentes à entalpia de reação das quatro reações propostas pelo STARS.....	80
Figura 4.15 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para 100%, 95%, 90% e 80% dos valores referentes à entalpia de reação das quatro reações propostas pelo STARS.....	81
Figura 4.16 – Curvas de permeabilidade relativa ajustadas do caso I.	83
Figura 4.17 – Histórico de temperatura para distintas posições – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS.....	84
Figura 4.18 – Histórico de temperatura para diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).	84
Figura 4.19 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS.	85
Figura 4.20 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS com o experimento de Chicuta (2009).....	86
Figura 4.21 – Histórico de temperatura para diversas posições – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações de Marín (2007).	88
Figura 4.22 – Histórico de temperatura para diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).	88
Figura 4.23 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações de Marín (2007).....	89
Figura 4.24 – Comparação do histórico de produção de óleo do modelo numérico do Caso I, modelo de Marín (2007), com experimental, Chicuta (2009).....	90
Figura 4.25 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – modelo numérico ajustado do Caso II com ignição.	93
Figura 4.26 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – Caso II (PETROBRAS).	93
Figura 4.27 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico ajustado do Caso II com ignição.	94

Figura 4.28 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso II ajustado com ignição com o experimento descrito pelo relatório da PETROBRAS.	95
Figura 4.29 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – modelo numérico ajustado do Caso II sem ignição.....	98
Figura 4.30 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – Caso II (PETROBRAS).	98
Figura 4.31 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico ajustado do Caso II sem ignição.....	99
Figura 4.32 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso II ajustado sem ignição com o experimento.....	100

Lista de Tabelas

Tabela 1.1 – Fatores de recuperação de combustão “in-situ” comparados com outros métodos de recuperação avançada. (HASIBA E WILSON, 1975).	3
Tabela 2.1 – Pesos ótimos para procedimento de ajuste de equações de estado (COATS e SMART, 1986; COATS, 1988; BEHBAHANINIA, 2001).	25
Tabela 2.2 – Regime de temperatura e comportamento de frações SARA – TG/DTG – sob diferentes regiões de oxidação (KOK, 2000).	28
Tabela 3.1 – Saturações de fluidos antes e após a injeção de gás inerte – Caso II.	42
Tabela 3.2 – Propriedades do óleo vivo (PEREIRA, 2008).	45
Tabela 3.3 – Viscosidade e densidade conforme temperatura do óleo morto (PEREIRA, 2008). ..	46
Tabela 3.4 – Dimensões dos tubos de combustão	47
Tabela 3.5 – Propriedades do reservatório.	49
Tabela 3.6 – Propriedades termodinâmicas dos três pseudo-componentes e do coque.	50
Tabela 3.7 – Constantes de equilíbrio dos três pseudo-componentes.	50
Tabela 3.8 – Dados do modelo de reações. [Fonte: STARS CMG].	52
Tabela 3.9 – Propriedades assinaladas para as frações SARA.	54
Tabela 3.10 - Dados do modelo de reações SARA (MARÍN, 2007 e STARS).	55
Tabela 3.11 – Composição do óleo morto modelo SARA.	56
Tabela 3.12 – Saturações de fluidos empregado nos modelos de simulação.	56
Tabela 3.13 – Condições iniciais caso I.	57
Tabela 3.14 – Eventos ocorridos no caso II com ignição.	59
Tabela 3.15 – Condições operacionais do caso II com ignição.	59
Tabela 3.16 – Saturações de fluidos (BELGRAVE, 1995) e temperatura antes da injeção de ar do Caso II sem ignição (relatório PETROBRAS).	60
Tabela 3.17 – Resumo dos eventos ocorridos caso II sem ignição.	60
Tabela 3.18 – Condições operacionais do caso II sem ignição.	60
Tabela 3.19 – Propriedades assumidas pelo modelo numérico de Ribeiro Junior (2008).	61

Tabela 4.1 – Parâmetros da análise de sensibilidade e sua faixa de variação.	66
Tabela 4.2 – Resultados da análise de sensibilidade.	82
Tabela 4.3 - Valores dos parâmetros ajustados.	82
Tabela 4.4 - Valores dos parâmetros antes e depois do ajuste do Caso I utilizando o modelo de reações proposto por Marín (2007).	87
Tabela 4.5 - Valores base no modelo de ajuste da célula PETROBRAS.....	91
Tabela 4.6 - Valores antes e depois do ajuste com ignição da célula de CIS da PETROBRAS...	92
Tabela 4.7 - Valores antes e depois do ajuste sem ignição da célula de CIS da PETROBRAS. ..	97

Nomenclatura

Letras Latinas

A	Fator pré-exponencial	[1/s]
a	Ordem de reação em relação à pressão parcial de O ₂	
b	Ordem de reação em relação à concentração de combustível	
BSW	Porcentagem de água no óleo	Fração
C _f	Concentração do combustível	[Moléculas/m ²]
CP	Compressibilidade do líquido	[1/kPa]
CT1	Coefficiente de expansão térmico	[1/°C]
ΔH	Entalpia de reação	[kJ/kgmol]
DM	Densidade molecular	[gmol/m ³]
E	Energia de ativação	[kJ/kgmol]
k	Constante de Arrhenius	
K-value	Constante de equilíbrio entre duas fases	
K	Permeabilidade absoluta	[mD]
K _r	Permeabilidade relativa	
K _{rw}	Permeabilidade relativa à água	
P	Pressão	[kPa]
PM	Peso molecular	[kg/kmol]
P _{O2}	Pressão parcial em relação ao O ₂	[kPa]
R	Constante universal dos gases	[J/mol.K]
R _c	Taxa de combustão	[Moléculas/s]
T	Temperatura	[°C]
V	Volume	[m ³]
V _m	Volume molar	
A	Fator pré-exponencial	[1/s]

.....

Letras Gregas

ϕ	Porosidade
ω	Fator de acentricidade
Ω_a e Ω_b	Termos da equação de estado cúbica de Peng-Robison

.....

Subscritos

C	Propriedade crítica da substância pura
G	Fase gás
M	Molar
O	Fase óleo
R	Residual
W	Fase água

.....

Abreviações

CIS	Combustão "In-situ"
CMG	<i>Computer Modeling Group Lta.</i>
EA	Energia de ativação
EDE	Equações de estado
OAT	Oxidação sob alta temperatura
OBT	Oxidação sob baixa temperatura
SARA	Saturados, Aromáticos, Resinas e Asfalteno
STARS	Steam, Thermal and Advanced Processes Reservoir Simulator
VDW	van der Waals

Capítulo 1

Aspectos Introdutórios

Historicamente, a indústria de petróleo tem tentado melhorar a recuperação de óleos pesados e areias betuminosas que apresentam reservas três vezes maiores do que a de reservatórios leves, mas que não podem ser recuperadas pelos métodos convencionais (JIA et al., 2006). O incentivo original para o desenvolvimento de processo de combustão “in-situ” se deve a enorme dificuldade encontrada na recuperação de óleos viscosos remanescentes da produção primária (SARATHI, 1999).

1.1 Métodos de recuperação térmica

Processos térmicos de recuperação de óleo envolvem todas as técnicas no qual calor é introduzido dentro do reservatório com o intuito de se reduzir a viscosidade do óleo e com isso melhorar a produtividade (RODRIGUEZ, 2004). Calor pode ser introduzido no reservatório por meio de vapor ou água quente ou pode também ser gerado dentro do reservatório por meio do processo de combustão “in-situ”. Devido ao objetivo principal deste tipo de técnica consistir na redução de viscosidade, elas são normalmente aplicadas em reservatórios com óleos pesados. Como podemos observar na Figura 1.1, conforme há uma aumento na temperatura ocorre uma queda drástica da viscosidade, melhorando, portanto, a razão de mobilidade que por sua vez facilita o deslocamento do óleo dentro reservatório.

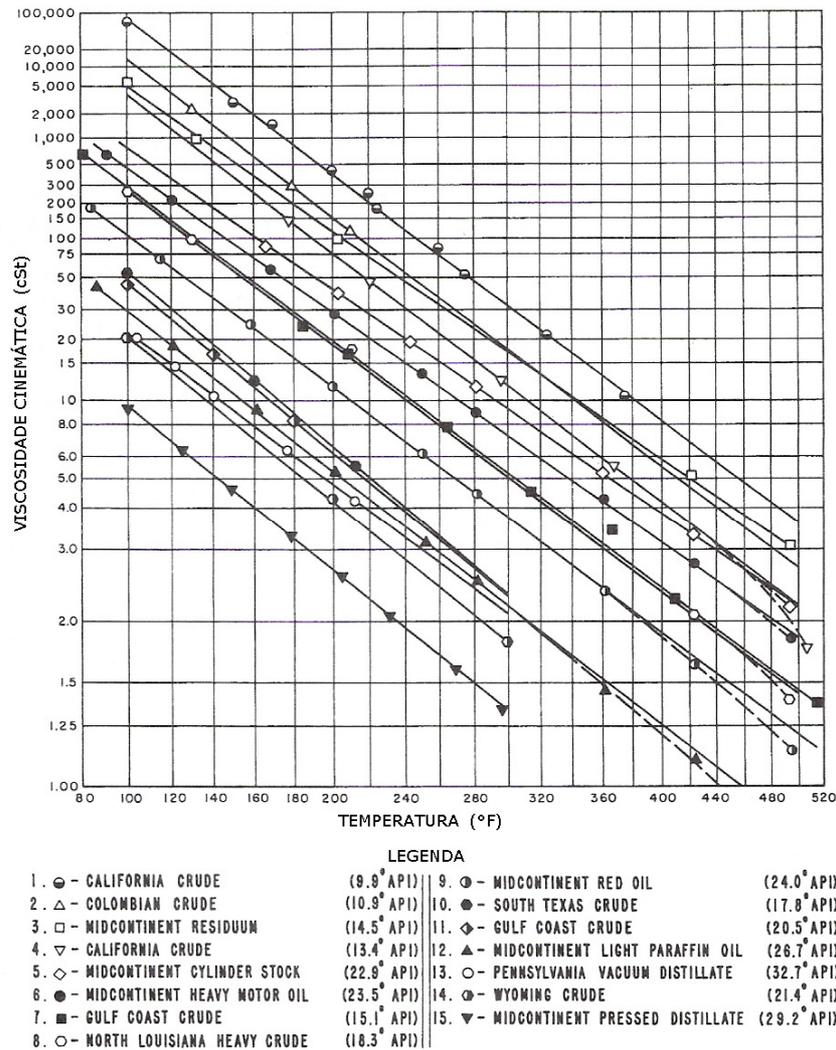


Figura 1.1 - Relação da viscosidade com a variação de temperatura para óleos pesados e leves (DONALDSON et al., 1989).

1.2 Combustão “in-situ” (CIS)

Comparado a outros métodos de produção avançada de óleo, CIS é um processo altamente complexo. Pode ser vista como uma combinação de processos que incluem destilação por vapor, deslocamento por vapor, inundação com CO₂, deslocamento miscível por hidrocarbonetos, deslocamento de gás imiscível (N₂) e inundação de água (quente e fria).

A vantagem da combustão sobre os outros métodos de recuperação térmica reside primariamente no fato do calor ser gerado dentro do reservatório, evitando as perdas de calor que ocorrem entre o poço injetor e a formação durante a injeção de fluidos. Sem mencionar que este atributo permite a implementação deste método de recuperação mesmo em reservatórios com grande profundidade, nos quais a injeção de vapor ou água quente se torna inviável em virtude do calor ser transmitido ao fluido ainda na superfície, antes do mesmo percorrer todo o poço injetor até chegar ao reservatório (RODRIGUEZ, 2004).

A combustão “in-situ” também apresenta melhores características de transferência de energia uma vez que as temperaturas podem atingir mais de 350°C (RODRIGUEZ, 2004). E devido à complexidade dos processos de combustão, sua implementação deve ser precedida de extensiva investigação laboratorial para se conhecer as características de queima do óleo, de formação de combustível e estimar as vazões requeridas na injeção de comburente (GERRITSEN et al., 2004). A Tabela 1.1 compara a eficiência de diversos métodos de recuperação.

Tabela 1.1 – Fatores de recuperação de combustão “in-situ” comparados com outros métodos de recuperação avançada. (HASIBA E WILSON, 1975).

	Eficiência de deslocamento (%)	Eficiência de varrido areal (%)	Eficiência de varrido vertical (%)	Fator de recuperação (%)
Combustão “in-situ”	95	70	85	56
Injeção de vapor	65	70	85	39
Injeção cíclica de vapor	-	-	-	20
Injeção de emulsões	90	70	80	50
Injeção de CO ₂	80	50	80	32

1.3 História de desenvolvimento da CIS

Os primeiros relatos de processos de combustão “in-situ” são originários do sudeste de Ohio (EUA) no início do século XX. Foram relatadas possíveis ocorrências de combustão em virtude da injeção de ar aquecido com a finalidade de se combater problemas com deposição de parafinas (LEWIS, 1917). Análises dos gases produzidos revelaram a presença de dióxido de carbono variando entre 0,7% e 7% da fração molar total. Lewis (1971) atribuiu a presença de dióxido de carbono às reações entre o óleo e o oxigênio do ar.

O primeiro projeto planejado de CIS bem sucedido ocorreu em 1920, próximo a cidade de Marietta, no sudoeste de Ohio (EUA) (MILLS, 1923). A técnica de combustão foi utilizada para liquefazer a parafina e aumentar a produção de óleo.

Em meados de 1940, o conceito de queimar uma porção de óleo com a finalidade de melhorar a produção de petróleo começou a receber atenção de grandes empresas. Em 1947, experimentos começaram a ser realizados em laboratórios com o intuito de se obter os parâmetros que controlam o processo de CIS (KUHNS E KOCH, 1953).

1.4 Células de combustão

Muitos estudos de campo e laboratório de processos de recuperação de óleo que utilizam combustão direta têm sido conduzidos desde as primeiras publicações feitas por Kuhn e Koch (1953) e por Grant e Szasz (1954). (PENBERTHY, 1966).

Entretanto, campos pilotos são muito caros, demorados e apresentam dificuldade na análise quantitativa dos resultados. Tubos de combustão em escala laboratorial podem ser operados muito mais rapidamente a um baixo custo, mas estão sujeitos a problemas de escala e interpretação de dados. (PENBERTHY, 1966).

Tubos de combustão são ferramentas tradicionais empregadas em laboratórios para investigar o desempenho dos processos de combustão “in-situ”. Um teste de tubo de combustão projetado e manuseado corretamente pode fornecer muitas informações acerca das características do sistema de combustão rocha/óleo em condições reais. Alguns destes dados podem também ser usados para se executar projetos mais adequados e econômicos.

1.5 Simulação numérica de CIS

Modelar processos de combustão “in-situ” requer um extenso conhecimento do reservatório, assim como dos dados referentes à cinética de reações. A proposta de se obter um ajuste de histórico de testes com células experimentais é aceitável, uma vez que o esquema de reações e outros parâmetros operacionais podem ser obtidos para simulações em escala de campo, as quais poderão prever o desempenho possível do processo nessa escala (SERHAT, 2000). Nesta medida reside a importância de modelar numericamente os experimentos laboratoriais.

1.6 Motivação

A simulação numérica de tubos de combustão em laboratório é necessária como um primeiro passo na construção de um projeto de CIS, pois ela preenche um papel fundamental na predição quantitativa do desempenho do mesmo. Uma vez construído o aparato experimental e de posse dos parâmetros de combustão, o ajuste de histórico do tubo de combustão em um simulador numérico servirá como base para a transferência de escala das condições de laboratório para as de campo.

1.7 Objetivos

Nesta dissertação de mestrado, procurou-se obter um modelo numérico baseado em resultados provenientes de dois experimentos de combustão “in-situ” realizados em laboratório sob condições de reservatório utilizando um óleo pesado brasileiro. Para tanto, simulações computacionais sob escala de laboratório foram realizadas com o intuito de se reproduzir os fenômenos observados nos experimentos. Parâmetros como temperatura e produção de óleo serviram como base para comparação dos resultados. Dois modelos de reações foram investigados.

1.8 Organização da Dissertação

O texto da dissertação relatando o trabalho de pesquisa está dividido em cinco capítulos. No Capítulo 2, apresenta-se uma revisão bibliográfica atualizada e as fundamentações teóricas sobre o processo CIS. Este capítulo aborda uma descrição sistemática dos fenômenos que cercam a CIS, enfocando principalmente na cinética das reações. O Capítulo 3 apresenta o modelo experimental seguidos de seus resultados e descreve os procedimentos seguidos para se obter o modelo numérico. No Capítulo 4, encontram-se os resultados obtidos numericamente com discussões relacionadas. Ao final, conclusões do trabalho e as recomendações para pesquisas futuras são apresentadas.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica e Fundamentação Teórica

Existem vários trabalhos na área CIS publicados na literatura. Muitos deles foram publicados nos anos 60, quando também ocorreu o maior número de projetos comerciais de CIS. Este capítulo organiza o aprendizado acumulado nas últimas décadas no que tange ao estudo cinético dos fenômenos intrínsecos ao processo de CIS, incluindo a descrições dos principais mecanismos e reações inerentes ao processo, o modelo cinético empregado e a modelagem singular do fluido que deve ser introduzida em simuladores térmicos.

2.1 Combustão “in-situ”

Combustão “in-situ” é uma técnica complexa de recuperação térmica de óleo, na qual o calor é produzido dentro do reservatório, contrastando com a injeção de fluidos previamente aquecidos, onde o calor é gerado na superfície e transportado para o reservatório por meio de um fluido (ROSA, 2006). No processo “in-situ”, ar é injetado no reservatório e uma pequena porção do óleo do reservatório entra em ignição, a qual é sustentada pela injeção contínua de ar. Como qualquer reação de combustão, o comburente (oxigênio) se combina com o combustível (porção de óleo) liberando calor e formando produtos como água e dióxido de carbono para uma reação completa. Neste caso, a composição de óleo afeta diretamente a quantidade de energia liberada.

A ignição do óleo no reservatório é o primeiro requisito para a ocorrência da combustão. Dependendo do reservatório, ela pode ocorrer espontaneamente ou pode ser necessária a

utilização de ignitores. A simples reação de oxidação que o oxigênio tem com o óleo, mesmo sem a presença de combustão, acarreta a elevação de temperatura no sistema (SMITH e SCHWEYER, 1967). Dependendo da velocidade da oxidação e da composição do combustível, pode ser gerado calor necessário para a ignição do óleo. Caso a auto-ignição não ocorra, o início do processo pode ser auxiliado por meio do prévio aquecimento do ar antes do mesmo ser injetado. Outra alternativa seria enriquecer o ar injetado com oxigênio, a fim de se ter maior quantidade de comburente no processo.

A alta temperatura obtida durante a queima faz com que as frações leves do óleo adiante da frente de combustão se vaporizem, deixando um resíduo de coque pesado ou um depósito de carbono como combustível para ser queimado. Os componentes leves vaporizados e o vapor gerado pela combustão são carregados para adiante, até que se condensem quando entram em contato com as porções mais frias do reservatório (SARATHI, 1999). A frente de combustão se move para frente somente após a queima de todo combustível depositado. Baseado na direção de propagação da frente de combustão em relação ao escoamento de ar, o processo pode ser classificado com sendo direto ou reverso. Caso a frente de combustão esteja na mesma direção que a do escoamento de ar o processo é chamado de direto; em contrapartida na combustão reversa, a frente de combustão se movimenta na direção oposta a do escoamento de ar.

O transporte de calor do processo de combustão direta é muito ineficiente porque o ar tem uma baixa capacidade de transportar calor. Somente 20% do calor gerado são carregados adiante da frente de combustão, onde é benéfico para a recuperação do óleo (ROSA, 2002). O calor remanescente permanece atrás e é finalmente perdido para as rochas adjacentes, acima e abaixo do reservatório.

A combustão direta pode ser também subdividida em duas categorias: combustão direta seca e combustão direta molhada. Na primeira, somente ar ou oxigênio enriquecido são injetados dentro do reservatório. Já no processo molhado, a água também é injetada junto ao escoamento de ar.

A combustão reversa foi sugerida para uso com óleos muito viscosos. Em contraste com a combustão direta, a frente se move em sentido contrário ao fluxo de ar. A injeção é iniciada em um poço que mais tarde se torna produtor. Depois de estabelecida a ignição, o injetor inicial é colocado em produção e outro poço é usado para injeção. O óleo aquecido na frente de combustão se move através da zona aquecida até o poço produtor. Este método torna possível a produção de óleos viscosos demais para fluir sob as condições de reservatório (ROSA, 2002). O reservatório, no entanto deve ter permeabilidade ao ar adequada para que o processo funcione. Neste caso, uma parte do óleo que flui é queimada e o ar requerido é frequentemente excessivo, apresentando, portanto baixa eficiência.

2.2 Combustão Seca

Neste processo o ar (ou ar enriquecido com oxigênio) é primeiro injetado por alguns dias para posteriormente ser efetuada a ignição no óleo, que pode ser feita através de queimadores de gás, aquecedores elétricos ou por meio de fluidos quentes como vapor de água (SARATHI, 1999). Em alguns casos, pode ocorrer a auto-ignição, desde que a temperatura do reservatório seja maior que 80°C e que o óleo seja suficientemente reativo.

Uma vez que foi dado início à ignição, a frente de combustão é sustentada por um escoamento contínuo de ar. A frente de combustão se assemelha a uma onda de calor atravessando o reservatório. Com o distanciamento desta do poço injetor, é possível distinguir diversas zonas bem definidas que se desenvolvem entre o injetor e o produtor (GERRITSEN, 2004). Essas zonas são o resultado do transporte de calor e massa e das reações químicas que ocorrem em um processo de combustão direta e são mostradas na Figura 2.1. A figura mostra a distribuição de temperatura e a saturação do fluido entre poço injetor e o produtor.

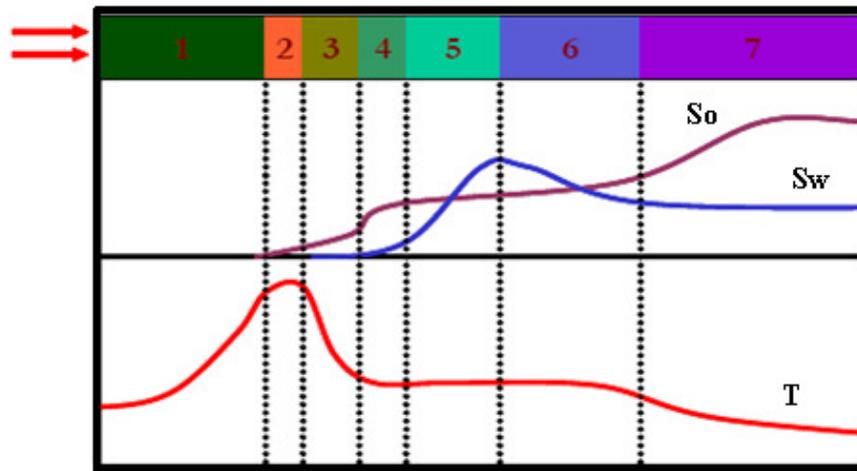


Figura 2.1 – Esquema do perfil de temperaturas e saturações de fluido na CIS (GERRITSEN, 2004).

A Figura 2.1 é uma representação idealizada de um processo de combustão direta baseado em experimento com tubos de combustão. Na prática existem zonas de transição entre as mesmas.

Partindo do injetor, as zonas representadas na Figura 2.1 são:

1. Zona queimada.
2. Zona de combustão.
3. Zona de craqueamento e vaporização.
4. Zona de condensação (Platô de vapor).
5. Banco de água.
6. Zona de óleo.
7. Óleo Original.

A zona adjacente ao injetor é a zona queimada. Como o próprio nome sugere, esta é a área aonde a combustão acabou de ocorrer. A menos que a combustão seja completa, o que normalmente não ocorre na prática, a zona queimada pode conter resíduos sólidos orgânicos os quais não entraram em combustão e que geralmente são identificados como coque. Visto que esta zona está sujeita às mais altas temperaturas por longos períodos, ela normalmente apresenta uma

alteração mineralógica. Devido ao fluxo contínuo de ar, a temperatura dentro da zona queimada aumenta desde a temperatura de formação próxima ao poço injetor até a vizinhança próxima à zona de combustão.

Imediatamente adiante da zona queimada está a zona de combustão. Nesta zona estão presentes as reações de combustão entre o oxigênio e o combustível, as quais geram calor. A zona de combustão é uma região muito estreita, onde a alta temperatura causada pela oxidação produz primariamente água e gases de combustão (dióxido de carbono e monóxido de carbono). O combustível é predominantemente o coque, o qual é formado na zona de craqueamento térmico que está logo adiante da zona de combustão. A temperatura alcançada nesta zona depende essencialmente da natureza e quantidade do combustível consumido por unidade de volume de rocha.

Na zona de craqueamento/vaporização, a alta temperatura gerada pelo processo de combustão causa a vaporização dos elementos mais leves, que serão transportados pelos gases de combustão e misturados com o óleo nativo. Causa também a pirolização dos mais pesados, resultando na produção de dióxido de carbono, hidrocarbonetos, gases orgânicos e resíduos sólidos orgânicos. Estes resíduos são denominados de coque e são depositados nas rochas, atuando como principal fonte de combustível no processo de combustão.

Na zona de condensação, alguns dos vapores de hidrocarbonetos se condensam ao adentrar e se dissolvem no óleo cru. Dependendo da temperatura, o óleo pode submeter-se ao “*visbreaking*” (craqueamento térmico) nesta zona, reduzindo então sua viscosidade. Esta região apresenta vapor, óleo, água, e gases que se movem na direção do poço produtor.

No platô de vapor, aonde a temperatura é mais baixa do que a temperatura de condensação do vapor, um banco de água quente é formado. Um banco de óleo está presente em seguida, com todo o óleo que foi deslocado de zonas a montante.

O mecanismo de transporte dos fluidos no processo de combustão vem de uma seqüência muito complexa de movimentação de gás (gases de combustão), movimentação de água (formação recondensada de água e água de combustão) e movimentação de vapor e solventes.

A distribuição dos fluidos em cada zona é influenciada tanto pelo perfil de temperatura quanto pela relativa permeabilidade característica da formação. As propriedades químicas do óleo que é deixado para trás pelo banco de vapor determina a quantidade de coque que é formado e que foi depositado, a qual determina a quantidade de ar que deverá ser injetada para consumi-la (SARATHI, 1999).

2.3 Reações químicas

As diversas reações químicas associadas com o processo de combustão “in-situ” são agrupadas em três grandes grupos, associados a diferentes intervalos de temperatura:

- Reações OAT (Oxidação de alta temperatura);
- Reações intermediárias (Oxidação de temperatura intermediária);
- Reações OBT (Oxidação de baixa temperatura).

Durante a CIS, os hidrocarbonetos presentes dentro do óleo são submetidos basicamente a dois tipos de reações com oxigênio (ar injetado). Estas reações que ocorrem em temperaturas abaixo de 200°C são definidas como oxidação sob baixa temperatura (OBT) e as que estão acima de 350°C como oxidação sob alta temperatura (OAT).

Diferentemente das reações OAT, as quais produzem CO₂, CO e H₂O como produtos primários da reação, as OBT produzem H₂O e hidrocarbonetos parcialmente oxidados como ácidos carboxílicos, aldeídos, cetonas e alcoóis (BURGER et al., 1972). Reações OBT ocorrem sempre a baixas temperaturas de reservatório e são causadas pela dissolução do oxigênio no óleo cru. O grau de dissolução depende da taxa de difusão de moléculas de oxigênio em óleo em

temperaturas de reservatório (BURGER et al., 1972). Óleos leves são mais suscetíveis às OBT do que os pesados.

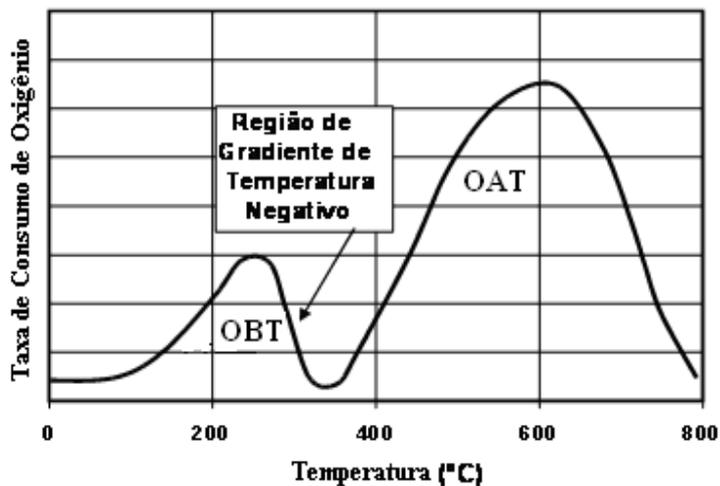


Figura 2.2 – Esquema do perfil de temperatura da combustão seca (MOORE, 1993).

Reações de OBT são altamente complexas e ainda não bem entendidas. Entretanto, as OBT consistem na condensação de moléculas de baixo peso molecular para produtos de alto peso molecular (SARATHI, 1999). Composicionalmente, as OBT têm atuado aumentando o conteúdo de asfaleno do óleo, e diminuindo o conteúdo de resinas e componentes aromáticos, além de aumentar a viscosidade do óleo original, seu ponto de fusão e densidade (ADEGBESAN et al., 1987). Tem se observado que estas reações aumentam a quantidade de combustível disponível para a combustão e causam um declínio substancial na recuperação de óleo advindo das zonas de destilação e craqueamento (ALEXANDER et al., 1962).

Baixos fluxos de ar na zona de oxidação resultante de heterogeneidades do reservatório promovem as OBT. A combustão pobre, característica de óleos crus, também tende a promover OBT, devido ao fraco consumo de oxigênio.

As reações entre o oxigênio proveniente do ar e o coque a temperaturas acima de 350°C são geralmente referidas como oxidação sob altas temperaturas (OAT) ou reação de CIS. OAT caracterizam-se por serem reações heterogêneas (gás-sólido e gás-líquido), nas quais todo o

oxigênio é consumido na fase de gás. O calor gerado dessas reações fornece a energia térmica que sustenta e propaga a frente de combustão.

Estudos indicam que reações OAT são predominantemente um conjunto de reações heterogêneas e que o processo de queima envolve inúmeros fenômenos de transporte. A combustão (oxidação) é uma reação que pode ser quebrada nos passos abaixo (SCARBOROUGH e CADY, 1982):

1. Difusão de oxigênio da corrente de gás até a superfície do combustível.
2. Absorção do oxigênio na superfície.
3. Reação química com o combustível.
4. Liberação dos produtos de combustão.
5. Difusão dos produtos advindos da superfície até a corrente de gás.

2.4 Cinética

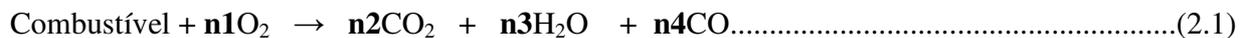
A cinética das reações pode ser definida como o estudo da taxa e da extensão de transformação química dos reagentes em produtos. Embora esta definição seja simplificada, ela é bem fiel ao estudo. O estudo da cinética da reação para o processo de CIS pode ser empreendido segundo as razões abaixo:

- Para caracterizar a reatividade do óleo;
- Determinar as condições requeridas para atingir a ignição e ou determinar se a auto-ignição irá ocorrer no reservatório quando o ar for injetado;
- Para ter noção da natureza do combustível formado e de seu impacto sobre a combustão;
- Estabelecer parâmetros para modelos cinéticos (taxa de reação) utilizados em simulações numéricas de processo de CIS.

Combustão de óleo em meio poroso não é uma simples reação, mas sim diversas reações que ocorrem consecutivamente sob diferentes intervalos de temperatura (FASSIHI et al., 1984). Visto que óleos crus são compostos de centenas de componentes, uma representação correta da cinética ocorrida necessitaria de um enorme número de expressões cinéticas. Entretanto, isto não é factível porque estes componentes são submetidos a reações que não podem ser bem descritas. Esta complexidade está ligada com a estrutura química de cada hidrocarboneto. Muitos deles contêm muitas cadeias de C-H que podem reagir sucessivamente ou simultaneamente e às vezes produzir reações intra-moleculares.

Modelos detalhados de oxidação de hidrocarbonetos, mesmo se existirem, não poderiam ser empregados em simuladores de combustão multidimensional, pois a capacidade de processamento dos computadores não seria suficiente. Modelos de oxidação detalhados têm sido desenvolvidos e validados para somente moléculas de combustível simples e não recomendados para a maioria dos combustíveis.

A reação mais simples que representa a oxidação de um hidrocarboneto típico apresentado por Sarathi (1999) é:



Onde os coeficientes estequiométricos {ni} são determinados através da escolha do combustível. Esta reação global é um meio conveniente de se aproximar os efeitos de muitas reações elementares que ocorrem realmente no reservatório durante o processo de combustão.

Muitos pesquisadores descrevem a taxa de oxidação da CIS em termos de uma única reação, que assume uma dependência funcional da concentração de carbono (combustível), e da pressão parcial do oxigênio. Este modelo é descrito por:

$$R_c = \frac{dC_m}{dt} = k P_{O_2}^a C_f^b \dots \dots \dots (2.2)$$

Sendo os índices:

- R_c = taxa de combustão.
- C_f = concentração instantânea de combustível.
- k = constante.
- P_{O_2} = pressão parcial do oxigênio.
- a = ordem da reação em respeito a pressão parcial do oxigênio.
- b = ordem de reação em respeito à concentração de combustível.

A constante k na equação 2.2 é uma função da temperatura e da energia de ativação da reação:

$$k = A e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)} \dots\dots\dots(2.3)$$

Onde:

A = fator pré-exponencial.

E = energia de ativação.

R = constante universal dos gases.

T = temperatura absoluta (em escala absoluta).

A equação 2.3 é chamada de equação de Arrhenius e o fator pré-exponencial A é chamado de constante de Arrhenius. Apesar da definição de “constante”, esse parâmetro varia de acordo com o tipo de óleo, a pressão e com outros fatores.

2.5 Tubos de combustão

Testes em tubos de combustão permitem simular a natureza da propagação da frente de combustão e os resultados da dinâmica das reações químicas em condições aproximadas àquelas de reservatório. Devido a propagação da frente de combustão ser controlada por reações químicas

e pela permeabilidade relativa característica do sistema do reservatório, os resultados de tubos de combustão podem fornecer uma avaliação qualitativa do desempenho do processo em reservatórios. Também serve para se estimar os inter-relacionamentos entre os mecanismos que afetam a combustão. Por isso, os testes em tubos de combustão têm sido aceitos com um método de obtenção de dados que descrevem os processos de combustão “in-situ”.

As características de deposição de combustível do óleo do reservatório são os parâmetros mais básicos no projeto de combustão “in-situ”. O coque depositado como combustível é medido em unidades de massa por unidade de volume de rocha-reservatório. Se este valor é muito baixo, a combustão não se auto-alimenta. Se for muito alto, o movimento da frente é muito lento porque todo o combustível deve ser queimado antes que esta avance. A deposição de combustível determina também o volume de ar requerido para o avanço da frente através da rocha-reservatório. Quanto mais combustível depositado, mais ar é requerido.

O principal inconveniente de testes em tubos de combustão consiste no fato de que os mesmos são experimentos sem escala. Com os dados obtidos não se pode fazer uma correlação direta com resultados reais de tubos de combustão. A experiência tem mostrado, entretanto, que quanto maior for a semelhança das propriedades introduzidas no teste com as das rochas e do óleo, respeitando as propriedades e condições de operação, as reações químicas e a estequiometria no tubo serão idênticas às de reservatório. Isto ocorre porque a estequiometria das reações é controlada pela temperatura, pressão e características químicas do óleo. O comportamento da queima de óleo no tubo, entretanto, não será o mesmo que o do reservatório, pois ele é afetado pelo escoamento dos fluidos.

Embora a perda de calor em tubos de combustão seja consideravelmente diferente do que ocorre em reservatório, existe uma analogia direta entre os dois sistemas. O reservatório é naturalmente isolado e a perda de calor é relativamente pequena comparada com a quantidade de calor gerada. O tubo de laboratório tem uma alta perda de calor devido sua construção de material metálico e limitada quantidade de calor gerada. Para diminuir a perda de calor e sustentar a frente de combustão, fitas de aquecimento são colocadas ao redor do tubo. Estes aquecedores mantêm condições isotérmicas que reduzem gradientes de temperatura nas redondezas do tubo, bem como

diminuem a perda de calor. Com outras palavras, os aquecedores aumentam o nível de energia do sistema sem interferir nos mecanismos inerentes aos mesmos.

Informações que podem ser derivadas de testes de combustão:

- Taxa de queima de combustível.
- Relação oxigênio-combustível.
- Relação ar-combustível.
- Relação oxigênio-areia.
- Excesso de ar.
- Consumo aparente de combustível.
- Recuperação de óleo.
- Características dos fluidos produzidos.
- Picos de temperatura de combustão.

2.6 Simuladores térmicos

Podemos definir um simulador numérico como um conjunto de técnicas matemáticas, numéricas e computacionais usadas para o estudo preditivo (qualitativo e quantitativo) de fenômenos que envolvem o escoamento de fluidos tais como:

- Transferência de calor;
- Transferência de massa (convecção, difusão, dissolução);
- Mudança de fase (fusão, ebulição, condensação, solidificação);
- Reações químicas (combustão, oxidação).

Atualmente, a simulação numérica é utilizada por químicos, físicos e engenheiros para prever o comportamento de um produto, processo ou material em determinadas condições assumidas ou aferidas. A importância das técnicas de simulação, em especial as de fluidodinâmica, se deve a diversas razões:

- As simulações são frequentemente mais baratas e mais rapidamente produzidas se comparadas com experimentos em laboratórios;
- Os parâmetros fornecidos são mais facilmente variados em uma larga faixa, o que simplifica a otimização do projeto de equipamentos e evita transtornos operacionais;
- Evita-se o emprego de técnicas de “scale-up”;
- É possível investigar situações de risco que não podem ser reproduzidas ou geradas, como, por exemplo, explosões, falhas em processos nucleares, desastres ecológicos, etc.

Muitas das equações diferenciais utilizadas em um simulador se referem às leis físicas, como conservação de massa, energia e momento e são bem fundamentadas, isto é, baseadas em pesquisa científica confiável. Algumas são totalmente baseadas em dados experimentais com pouca base teórica, como reações químicas, as flutuações de energia nas equações de turbulência ou as áreas interfaciais nos escoamentos bifásicos, são inteiramente modeladas, já que elas envolvem mais especulações do que fatos.

Os simuladores térmicos diferenciam-se dos simuladores convencionais do tipo black-oil pela utilização dos coeficientes de equilíbrio para representar o estado das fases e dos componentes em função da pressão, do volume e da temperatura (PVT). Num modelo numérico de recuperação de óleo por métodos térmicos é preciso ajustar a equação de estado dos fluidos com as propriedades (a massa molecular, a gravidade específica, a composição molar, a viscosidade, a temperatura e a pressão crítica) dos componentes presentes nos fluidos, sejam estas propriedades obtidas de forma experimental ou através de correlações descritas na literatura. A qualidade da equação de estado obtida é geralmente melhor quando as medições são efetuadas nos próprios fluidos, em condições que se aproximem às operacionais.

Nesta dissertação de mestrado o software STARS (*Steam, Thermal and Advanced Processes Reservoir Simulator*) procedente da empresa CMG (*Computer Modeling Group Ltd.*) foi selecionado, devido seu desenvolvimento ter sido voltado a processos da indústria petrolífera, em especial a área de simulação numérica de reservatórios que envolvem fenômenos térmicos.

2.7 Fluido

Óleos crus são compostos por diversas centenas de hidrocarbonetos, desde o metano, o mais leve, até o mais pesado e complexo asfalteno. Simuladores numéricos requerem a definição do óleo como uma mistura de pseudo-componentes, cujas propriedades e proporções, quando misturadas e agrupadas, representem as propriedades originais do óleo. Seria praticamente impossível e impraticável descrever o óleo cru usando somente um componente. Em vez disso, ele é caracterizado por meio de um número limitado de pseudo-componentes, os quais são agrupados em função de suas características físicas e químicas. Na simulação de CIS, os reagentes e os produtos envolvidos nas reações químicas ditam os pseudo-componentes necessários para representar as mudanças que ocorrem dentro do óleo durante o processo.

2.7.1 Equação de Estado

Um dos métodos mais usados na estimativa das propriedades termodinâmicas de substâncias puras ou misturas é o uso de equações de estado, sendo as polinomiais cúbicas da família van der Waals (VDW) as mais amplamente utilizadas, devido a sua simplicidade matemática, à facilidade de sua derivação, integração e outras operações necessárias ao cálculo da propriedade termodinâmica estudada. Sua equação geral abaixo dada por:

$$\left(P + \frac{a}{V_M^2}\right)(V_M - b) = RT \dots\dots\dots(2.4)$$

Onde a e b são característicos do fluido, R é constante universal dos gases, V_m o volume molar, P é a pressão e T é a temperatura.

Para se calcular as propriedades termodinâmicas, as EDE são expressas como um polinômio cúbico explícito no fator de compressibilidade z e posteriormente resolvido por algum procedimento matemático adequado.

Diversas equações de estado do tipo VDW podem ser obtidas a partir da generalização de Schmidt e Wenzel (1980). Abaixo segue a inter-relação entre as propriedades termodinâmicas estabelecida pelo uso da equação de estado cúbica de Peng –Robinson:

$$P = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M^2 + u b V_M + w b^2} \dots\dots\dots(2.5)$$

Onde a e b são os parâmetros relacionados com a força de atração intermolecular e volume das moléculas respectivamente. Os parâmetros são definidos pelas expressões:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha \dots\dots\dots(2.6)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} \dots\dots\dots(2.7)$$

Nas expressões acima, o sub-índice c indica a propriedade crítica, da substância pura. A equação de Peng-Robson também pode ser expressa numa forma polinomial do fator de compressibilidade z, através da substituição do volume molar V_m por:

$$V_M = \frac{zRT}{P} \dots\dots\dots(2.8)$$

Obtendo-se a equação algébrica f(z) seguinte:

$$f(z) = z^3 + Cz^2 + Dz + E = 0 \dots\dots\dots(2.9)$$

Os coeficientes deste polinômio são reais, dependem da pressão e da temperatura e são calculados como se segue:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \dots\dots\dots(2.10)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \dots\dots\dots(2.11)$$

$$C = -(1 + B - uB) \dots\dots\dots(2.12)$$

$$D = (A + \omega B^2 - uB - uB^2) \dots\dots\dots(2.13)$$

$$E = -(AB + \omega B^2 + \omega B^3) \dots\dots\dots(2.14)$$

Onde ω é o fator de acentricidade.

Os valores dos coeficientes de equilíbrio de todos os pseudo-componentes podem ser determinados a partir do cálculo do coeficiente de fugacidade de cada componente nas fases em equilíbrio. A fugacidade de um componente é uma quantidade definida em termos da energia livre que passa de um estado para outro. Dodge e Newton (MCCAIN, 1973) mostraram que fugacidade de um componente na fase gás é igual à fugacidade do próprio componente na fase líquida, se ambas as fases estão em equilíbrio. Então:

$$\frac{y_i}{x_i} = \frac{f_{Li}}{f_{Vi}} = K_i \dots\dots\dots(2.15)$$

Onde:

- y_i = fração molar do componente i na fase gasosa;
- x_i = fração molar do componente i na fase líquida;
- f_{Li} = a fugacidade do componente i na fase líquida;
- f_{Vi} = a fugacidade do componente i na fase gasosa;
- K_i = coeficiente de equilíbrio do componente i para uma dada pressão e temperatura.

2.7.2 Equilíbrio de fases

O comportamento PVT de fluidos do reservatório deve ser bem entendido para ser efetuado um bom trabalho de simulação composicional. Em qualquer momento, uma mistura de fluidos pode estar em um equilíbrio líquido-vapor para uma temperatura e pressão específica. A variação destes dois parâmetros com a composição é muito importante. Quando as fases vapor e líquido estão em equilíbrio, as moléculas de cada fase estão condensando e vaporizando à mesma taxa como podemos ver na Figura 2.3. Este equilíbrio pode ser descrito como uma razão entre a fração molar do componente i na fase gasosa e a fração molar do componente i na fase líquida.

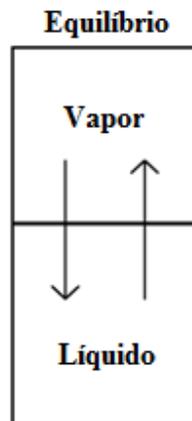


Figura 2.3 – Equilíbrio termodinâmico entre a fase líquida e gasosa para uma substância pura.

Muitos métodos são comumente utilizados em simuladores composicionais para modelar o comportamento de fase:

- ***K-value*** - Este método é o mais rápido e pode ser ajustado de acordo com os dados de laboratório.
- **Equação de estado (EDE)** - Com este método pode se obter um ajuste mais exato das propriedades em função dos dados de laboratório.

O método *K-value* pode ser utilizado como método sistemático de modificação de convergência da pressão com a composição. A equação de estado está também em grande uso, mas possui a vantagem de prever a densidade como também o equilíbrio molecular do sistema.

Muita pesquisa está sendo direcionada para o comportamento de fase de misturas em função da temperatura, pressão e composição. Todos os métodos de previsão de comportamento de fase utilizam vários parâmetros que podem ser ajustados para refletir os dados de laboratório. Entretanto, vale lembrar que um simulador utilizando o método de equação de estado, apesar de ser mais exato, pode demorar dez vezes mais do que um simulador que usa o método *K-value*. Alguns engenheiros estão utilizando os métodos de equação de estado para ajustar as

propriedades com os dados de laboratório e então, após ajustados os dados, convertem os resultados para o método *K-value* com o cálculo de densidade independente.

2.7.3 Ajuste das propriedades referentes ao comportamento de fase

Em simuladores composicionais de reservatórios de óleo e gás as equações de estado (EDE) estão em crescente uso, se comparados com o tradicional método *K-value* para cálculos de equilíbrio de fase. Entretanto, diversos autores têm notado que em geral os parâmetros teóricos empregados nas equações de estado para prever o comportamento de reservatórios de óleo ou gás devem ser ajustados de acordo com dados PVT fornecidos pela literatura, ou por experimentos em laboratório efetuados com o fluido em questão sob as mesmas condições de reservatório.

É uma prática comum o ajuste (*tuning*) de equações de estado antes do uso, para obter uma predição correta do comportamento dos fluidos do reservatório. Entretanto, atualmente ainda existem incertezas na literatura em relação a ajustar ou não as equações de estado para um cálculo confiável de comportamento de fase.

Antes de usar qualquer EDE para cálculo de comportamento de fase, é necessário calibrar a EDE contra os dados experimentais, por meio do ajuste dos valores incertos dos parâmetros presentes no EDE, através da redução da diferença entre os valores previstos e os medidos. Este ajuste é muitas vezes realizado por meio de regressão. A contribuição de cada propriedade experimental é introduzida do modelo de EDE através de um peso. Os pesos são assinalados para cada propriedade baseados em sua exatidão e precisão de medida. A debilidade da EDE no cálculo de algumas propriedades específicas, como a confiabilidade dos dados e a meta para o estudo das propriedades do fluido resultam em valores de peso diferentes. Isto desencadeou a necessidade de um conjunto fixo de peso para compensar a fraqueza da EDE. Como resultado, Coats e Smart (1986), Coats (1988) e Behbahaninia (2001) recomendaram um conjunto universal de pesos apropriados para o ajuste da EDE, os quais são mostrados na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 – Pesos ótimos para procedimento de ajuste de equações de estado (COATS e SMART, 1986; COATS, 1988; BEHBAHANINIA, 2001).

Propriedade	Peso
Pressão de saturação	50
Densidade específica do óleo	5-10
Fator de compressibilidade do gás	2-3
Outras propriedades	1

Contudo, se os parâmetros de entrada da EDE foram ajustados amplamente pela atribuição de peso de forma aberta, ao invés dos fatores sugeridos acima corresponderem aos dados experimentais, eles conduzirão a resultados pouco realistas. Isto é conhecido como excesso de ajuste (*tuning*). Pederson et al. (1988) discutiram sobre os erros de ajuste da EDE e forneceram muitos exemplos de prognósticos viáveis sem qualquer ajuste, mas apenas por uma correta análise e caracterização dos reais líquidos do reservatório. Danesh (1998) sugeriu que, em geral, qualquer EDE que prediz o comportamento de fase pode predizer razoavelmente bem sem o ajuste. No seu ponto de vista, esta seria a escolha mais adequada para os cálculos do comportamento da fase.

Com o uso do modelo de equações de estado (EDE), as previsões do comportamento da fase tornaram-se mais confiáveis devido aos avanços na implementação computacional de cálculos iterativos de equilíbrio vapor-líquido. Todavia, esta abordagem exige grande quantidade de dados de composição dos fluidos do reservatório para os cálculos, que têm de ser obtidos a partir de medidas PVT em laboratório.

2.7.4 Regressão dos parâmetros

Certa flexibilidade na utilização da EDE pode ser obtida pela alteração dos parâmetros da EDE ou pela alteração dos componentes. Os parâmetros mais comumente alterados são Ω_a , Ω_b e os coeficientes de interação binária. Ao alterar esses parâmetros, a EDE pode ser forçada a acompanhar os dados medidos em laboratório. Embora parâmetros EDE possam ser modificados

manualmente, eles geralmente são determinados utilizando um algoritmo de regressão não linear. Um algoritmo que é utilizado em pacotes de software comercial é uma extensão dos mínimos quadrados. O algoritmo de programação linear global coloca limite superior e inferior para cada variável de regressão $\{v_i\}$. Sujeitas a esses limites, a regressão determina os valores $\{v_i\}$ que minimizem a função objetivo definida como F.

$$F = \sum_{j=1}^{n_j} W_j |(d_j - d_{jc})/d_j| \dots \dots \dots (2.16)$$

Onde d_j e d_{jc} são valores calculados e observados respectivamente, e W_j é o fator peso.

Utilizando o algoritmo de regressão acima, uma boa concordância entre os dados de laboratório e os resultados obtidos na regressão da EDE geralmente é obtida com rapidez.

2.7.5 Caracterização do Óleo Pesado

A correlação das propriedades de comportamento das fases de óleos crus convencionais, utilizada freqüentemente, se fundamenta nas equações de estado de van der Waals. Por exemplo, aquelas sugeridas por Peng-Robinson e Soave-Kwong. Estas equações requerem a determinação, para cada componente da mistura, das propriedades críticas T_c e P_c , do fator de acentricidade ω e dos coeficientes binários.

Uma prática comumente utilizada nos simuladores térmicos é dividir o óleo cru num número limitado de pseudo-componentes (4 ou 5). Vários autores têm apresentado vários métodos para subdividi-lo em frações ou pseudo-componentes. Estes modelos em sua maioria foram desenvolvidos a partir dos dados obtidos da caracterização de óleos leves. Então, a utilização em óleos pesados pode ser uma aproximação muito distante da realidade, já que o óleo pesado tem uma maior quantidade de frações residuais, asfaltenos, resinas e um conteúdo menor de frações leves.

Um procedimento experimental para determinar as propriedades (massa molecular, gravidade específica, composição molar e temperatura de bolha) dos pseudo-componentes de um óleo cru pesado é descrito no trabalho de Sunil L. Kokal et. al (1989). Neste procedimento o óleo morto é dividido em quatro frações: uma fração insolúvel no pentano e a fração remanescente é dividida em três frações, por um processo de destilação. As propriedades críticas dos pseudo-componentes, o fator de acentricidade e os coeficientes de interação são determinados utilizando ambos, as propriedades dos pseudo-componentes obtidas de forma experimental e os modelos de caracterização apresentados na literatura (GOOSSEN,1996 e RIAZI-DAUBERT 1980).

Definindo o parâmetro de seleção dos pseudo-componentes como solubilidade obtém-se outro método para separar os constituintes do óleo cru. Classificações seguindo o modelo SARA (Saturados, Aromáticos, Resinas e Asfaltenos) se encaixam nessa categoria. Segundo Marín (2007), existe uma tendência atual de caracterização utilizando frações SARA. Adegbesan (1982) utilizou o método SARA para estudar as mudanças composicionais ocorridas no betume do Athabasca durante experimentos de oxidações a baixa temperatura. Freitag e Verkoczy (2005) estudaram a oxidação reativa de frações SARA para temperaturas entre 130 e 230 °C, encontrando que aromáticos, resinas e asfaltenos exibem um comportamento de oxidação similar, e que a fração dos saturados é reprimida quando agrupada com outras frações.

2.7.6 Caracterização do Óleo Pesado - SARA

Modelar processos de combustão “in-situ” requer um extenso conhecimento do reservatório, assim como dos dados referentes à cinética de reações. A eficiência de alguns esquemas de recuperação avançada pode depender da composição do óleo em questão. Óleos pesados podem ser descritos composicionalmente por inúmeros métodos. A análise SARA (Saturados, Aromáticos, Resinas e Asfaleno) divide o óleo em componentes de acordo com sua solubilidade, usando técnicas distintas. A fração de saturados consiste em material não polar incluindo cadeias saturadas de hidrocarbonetos lineares, ramificadas e cíclicas. Aromáticos, os quais apresentam um ou mais anéis aromáticos, são mais polarizáveis. As frações restantes, resinas e asfaltenos têm componentes polares. A distinção entre os dois consiste em que os

asfaltenos são insolúveis em soluções com excesso de heptano (ou pentano) (TIANGUANGUE, 2002).

Kok et al. (2000) concluiu que a oxidação de cada constituinte de frações SARA na combustão é quase independente da presença de outros componentes, além do que, eles seguem seus próprios caminhos de oxidação. Esta propriedade permite prever o comportamento de combustão de um óleo a partir da composição dos quatro componentes SARA. Mesmo quando sua composição é mudada, a predição será precisa. A Tabela 2.2 ilustra os resultados obtidos por Garzan e B. Raman (KOK, 2000) referentes a regimes de temperatura de frações SARA sob diferentes regiões de oxidação.

Tabela 2.2 – Regime de temperatura e comportamento de frações SARA – TG/DTG – sob diferentes regiões de oxidação (KOK, 2000).

		Destilação		OBT		OMT		OAT	
		Temp.(°C)	% Perda	Temp.(°C)	% Perda	Temp.(°C)	% Perda	Temp.(°C)	% Perda
Garzan	Saturados	25-300	74,9	300-390	14,5	390-460	3,7	460-550	4,9
	Aromáticos	25-320	44	320-380	9	380-480	21,47	480-580	24,53
	Resinas	25-320	13,96	320-375	13,96	375-480	17,62	480-600	37,42
	Asfaltenos	25-340	1	340-380	1,2	380-490	29,25	490-580	67,53
B. Raman	Saturados	25-305	76	305-380	12,6	380-450	2,4	450-550	7
	Aromáticos	25-330	19,9	330-390	18,3	390-475	21,6	475-590	38,2
	Resinas	25-320	40	320-370	11	370-470	16	470-560	31
	Asfaltenos	25-340	0,3	340-390	2,1	390-500	32	500-580	64,6

Asfaltenos são moléculas tão pesadas e resistentes que o oxigênio não os afeta até que os mesmos atinjam altas temperaturas. Não sofrem praticamente nenhuma perda de massa devido a destilação e reações de baixa temperatura. Reações de baixa temperatura são consideradas muito fracas para os asfaltenos e ocasionam muito pouca perda de massa, assim como as reações de temperatura média. Isto significa que os asfaltenos são oxidados lentamente, com a produção de poucos componentes leves a altas temperaturas.

Os saturados mostram uma grande perda de massa até o fim do intervalo que delimita as reações sob baixa temperatura. A oxidação das parafinas ocorre sob baixas temperaturas na fase

líquida e a temperatura de oxidação parece não ser muito dependente do peso molecular. Os saturados também apresentam fracas reações de oxidação sob altas temperaturas. Portanto, saturados não contribuem muito para reações sob alta temperatura na fase óleo.

Resinas e aromáticos se comportam de modo muito parecido na região de temperatura média em termos de intervalos de temperatura e perdas de massa.

Capítulo 3

Modelagem experimental e numérica

O principal foco desta dissertação de mestrado foi o de modelar numericamente processos de combustão “in-situ” realizados em laboratório utilizando um programa comercial, os STARS da CMG. Um trabalho de conclusão de curso e dois experimentos realizados sob diferentes condições serviram como base para a construção dos modelos numéricos.

O primeiro experimento relata um processo de combustão “in-situ” realizado por Chicuta (2009) e o segundo reporta resultados de um relatório interno da PETROBRAS – Petróleo Brasileiro S/A, ambos com células de combustão em escala laboratorial sob condições limitadas de reservatório, utilizando o mesmo óleo pesado. Os parâmetros operacionais e os equipamentos, no entanto, diferem entre si. O trabalho de Ribeiro Junior (2008) apresentou um modelo preliminar com base nos parâmetros operacionais e na geometria descrita pelo projeto da célula de combustão de Chicuta (2009). Resultados relatam uma previsão de comportamento do tubo, e serviram como base para o respectivo modelo concebido nesta dissertação.

Para o ajuste da célula de combustão virtual, foram investigados dois modelos de reações. O primeiro modelo de CIS é aquele descrito pelo simulador térmico STARS da CMG, modelo clássico com quatro reações e sete fluidos, enquanto que o segundo esquema de reações foi baseado no modelo proposto por Marín (2007), fundamentado em frações SARA com cinco reações.

Antes de dar início à descrição do modelo numérico, os dois ensaios experimentais são apresentados, a começar pelo efetuado por Chicuta (2009) seguido pelo ensaio reportado pela PETROBRAS, com o intuito de prover todas as características, condições de operação e materiais utilizados. Os dados referentes às propriedades termodinâmicas do óleo pesado são ilustrados em seguida. Ao final, os modelos numéricos empregados nesta dissertação, tanto para o fluido quanto para os experimentos, são descritos juntamente com os resultados obtidos por Ribeiro Junior (2008).

3.1 Modelo experimental – Caso I

A montagem experimental utilizada por Chicuta (2009) segue o esquema simplificado apresentado na Figura 3.1. Para um melhor entendimento, o equipamento pode ser dividido em: sistema de injeção de fluido, tubo de combustão e sistema de produção. As principais características de cada parte são apontadas a seguir.

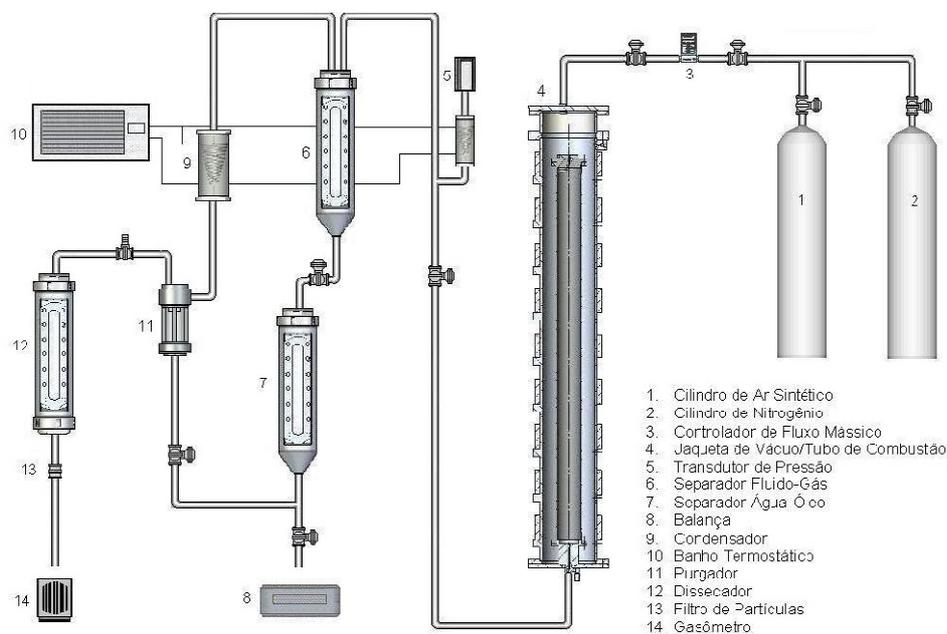


Figura 3.1 – Esquema de montagem experimental de célula de combustão “in-situ” utilizado por Chicuta, 2009.

3.1.1 Sistema de Injeção – Caso I

O sistema de injeção consiste em um controlador de fluxo mássico que mantém a taxa de injeção de gás constante, sendo que o gás injetado pode ser ar sintético (79% de nitrogênio e 21% de oxigênio) ou N₂ (99,999% de nitrogênio) a uma vazão de 3 SLPM.

3.1.2 Tubo de Combustão – Caso I

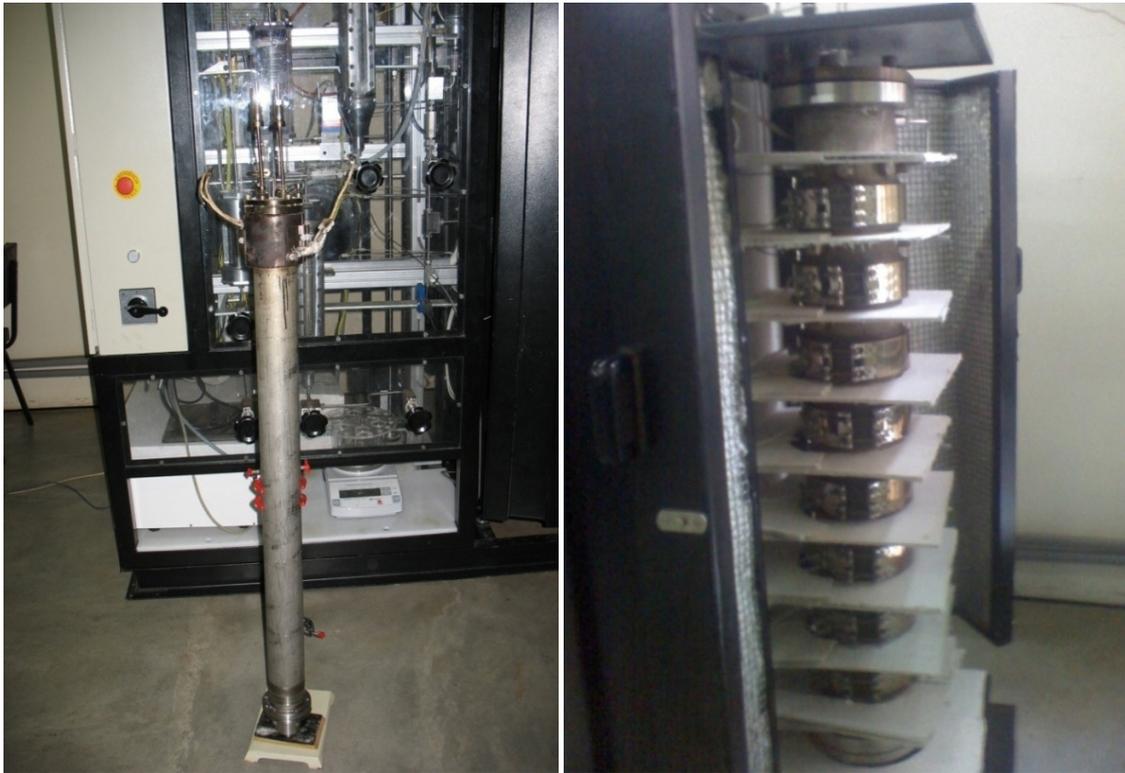
O tubo de combustão, ilustrado na Figura 3.2a, é constituído de aço inoxidável tipo 321 com diâmetro interno de 69,30 mm e altura de 100 cm. No flange superior há uma conexão para a injeção de ar, além do encaixe de dois tubos guias onde são inseridas duas sondas termométricas.

Cada sonda termométrica possui 10 termopares. Uma sonda, com sensores espaçados de 10 em 10 cm, permanece fixa dentro do tubo de combustão, e uma sonda se move automaticamente, de forma a acompanhar o movimento da frente de combustão. Esta última sonda tem os sensores espaçados de 2,5 em 2,5 cm.

Um sistema de ignição é disposto ao redor do tubo, no seu topo. No fundo do tubo é colocada uma tela de 200 *mesh*, para evitar o entupimento da tubulação por finos.

O tubo é encaixado dentro de uma jaqueta de vácuo de aço inoxidável tipo 304 de 1,12 m de comprimento, diâmetro externo de 16 cm e 7 mm de espessura, com oito resistores localizados na parte externa, ilustrada na Figura 3.2b. Em cada resistor há um sensor de temperatura. Além destes, oito sensores são colocados em posições correspondentes na parede externa do tubo de combustão.

Vácuo é realizado no espaço entre o tubo e a jaqueta, através de uma bomba de vácuo, e estabilizado em 0,6 mBar. Em torno da jaqueta placas de amianto são dispostas para evitar a convecção de calor entre as resistências externas.



Figuras 3.2a e 3.2b – Tubo de combustão e jaqueta de vácuo (CHICUTA, 2009).

3.1.3 Sistema de Produção – Caso I

O fluido é coletado e pesado em uma balança a cada 15 minutos aproximadamente, já os gases passam por um purgador conectado a um banho termostático ajustado em 20°C, para condensar possíveis vapores d'água. Uma válvula de contrapressão (10 Bar) é disposta logo após o purgador, de forma a manter a pressão de produção constante. Os gases são encaminhados a um gasômetro, onde têm a vazão medida. Amostras de gases são coletadas em sacos de amostragem a cada 40 minutos aproximadamente, para a determinação de sua composição através de cromatografia gasosa.

3.1.4 Procedimentos Experimentais – Caso I

Para o preenchimento do tubo de combustão foi utilizada areia industrial com granulometria entre 60-80 *mesh* e argila, constituída basicamente de bentonita.

O óleo e a água foram pesados de modo a se obter uma mistura com as seguintes proporções: 50% de óleo, 25% de água e 25% de gás inerte. Misturam-se areia e 5% em peso de argila e acrescenta-se a água. Por fim é adicionado o óleo, misturando-se até ficar homogênea a mistura, que é em seguida pesada. Este é um fato importante de ressaltar, a homogeneidade da mistura. Ela tem uma grande influência nos resultados como veremos mais para frente nas curvas de temperatura obtidas.

Com o tubo de combustão posicionado de maneira invertida, a mistura é adicionada, de tal modo que primeiro é preenchido o seu topo, até se atingir a base. O tubo é encaixado na jaqueta de vácuo, o sistema de injeção de ar é acoplado no flange superior do tubo e o sistema de ignição é conectado. Os termopares são encaixados dentro dos tubos-guias.

Primeiramente é testada a pressurização do sistema de produção de fluido, do tubo de combustão e da jaqueta de vácuo. Ao verificar a ausência de vazamentos, as resistências em torno da jaqueta são ligadas com uma temperatura de referência de 53°C e conjunto assim fica por 12 horas, após o que o sistema se estabiliza na temperatura de 51°C.

A ignição é ligada. Quando a temperatura do primeiro sensor da sonda fixa (que indica a temperatura no centro do tubo na altura do resistor de ignição) atinge a temperatura de 500°C, inicia-se a injeção de ar sintético, sendo este momento considerado o início do experimento. A ignição é desligada após a verificação do início da movimentação da frente de combustão.

3.1.5 Resultados Experimentais – Caso I

A Figura 3.3 apresenta o histórico das temperaturas da sonda fixa. O primeiro pico indicado pelo termopar 1 refere-se ao excesso promovido pela inércia do sistema para que a temperatura da ignição se estabilize na temperatura pré-estabelecida (500°C). Já, o início do segundo pico coincide com o instante em que a ignição foi desligada. Esta elevação de temperatura indica o início da reação de combustão.

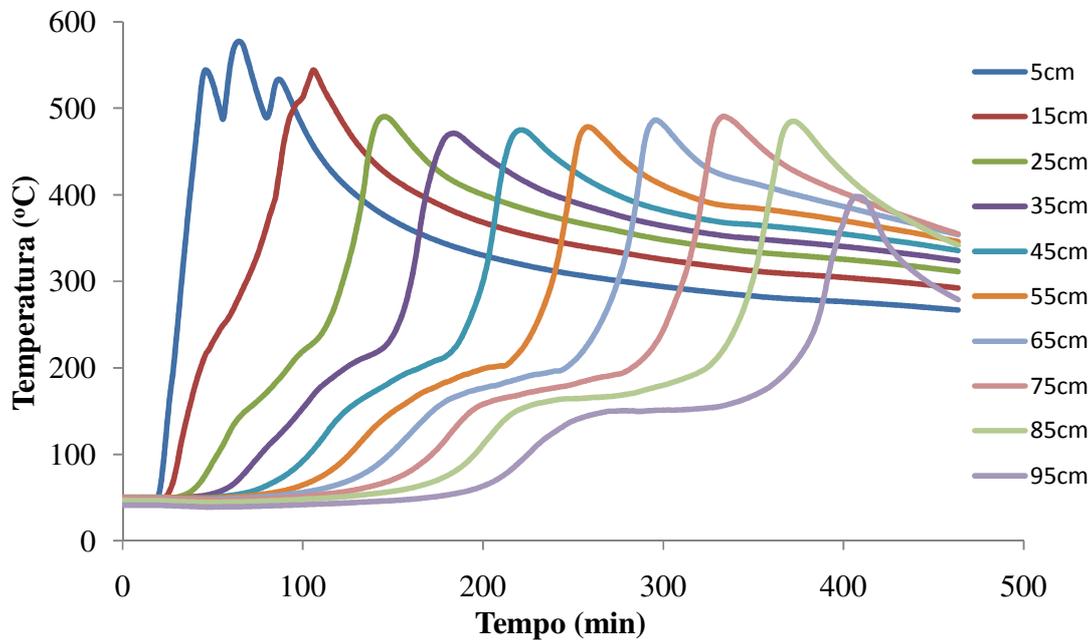


Figura 3.3 – Histórico de temperatura em diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).

Este perfil de temperatura bem comportado reflete a homogeneidade da mistura. Como o corpo do tubo de combustão foi preenchido com uma mistura homogênea de areia, óleo e água, podemos concluir que as saturações de fluido se mantêm constantes ao longo do cilindro. Uma vez que a concentração de óleo não se altera e que a vazão de ar é fixa, passado o instante transiente inicial devido à ignição, as reações de combustão ocorrem a uma taxa constante característica de regime permanente, fato que contribui para um deslocamento estável da frente de combustão.

Para se obter uma melhor visualização do comportamento da frente de combustão, a Figura 3.4 apresenta o perfil de temperatura ao longo do tubo em instantes determinados. Tendo em vista que os picos de temperatura indicam a passagem da frente de combustão, característica de reações OAT, a Figura 3.5 reporta a velocidade e a temperatura da frente.

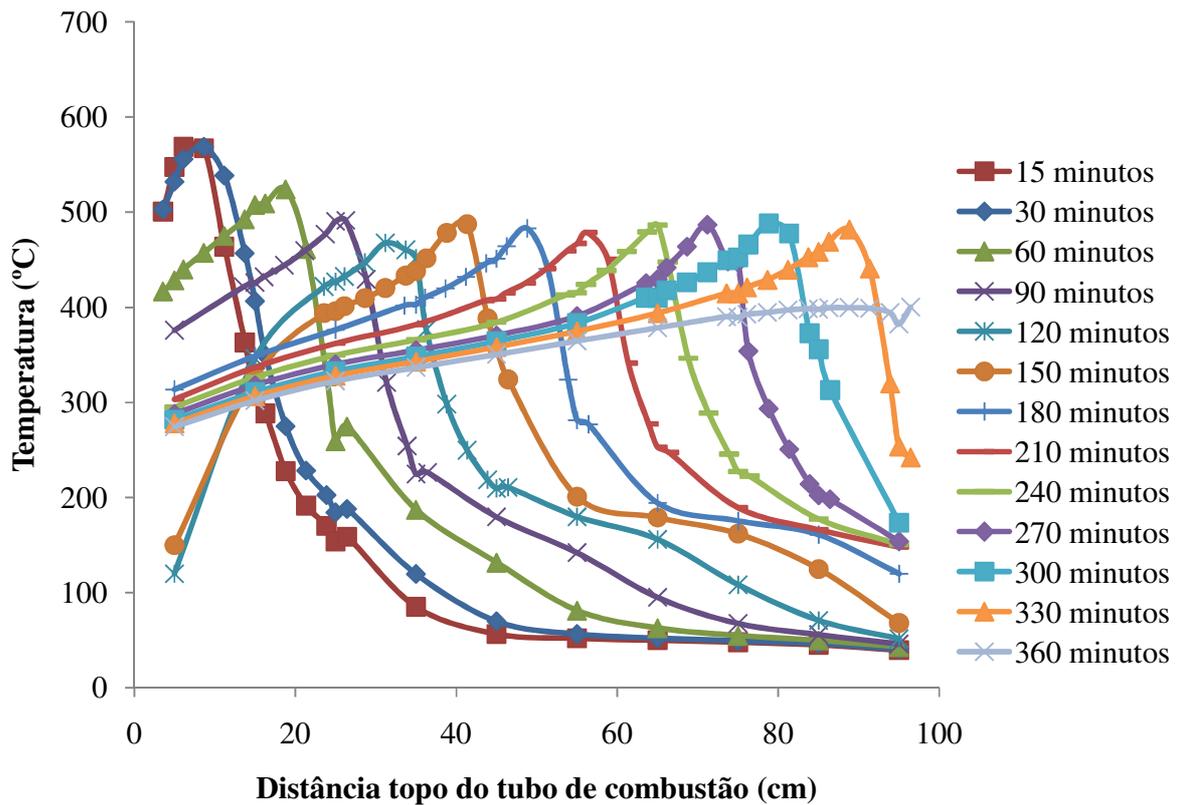


Figura 3.4 - Perfis de temperatura em diversos instantes – Caso I (CHICUTA, 2009).

É possível verificar que a frente de combustão apresenta uma temperatura de aproximadamente 501°C e sua velocidade permanece praticamente constante em 16,1 cm/h, evidenciando a estabilidade do deslocamento, de acordo com a Figura 3.5.

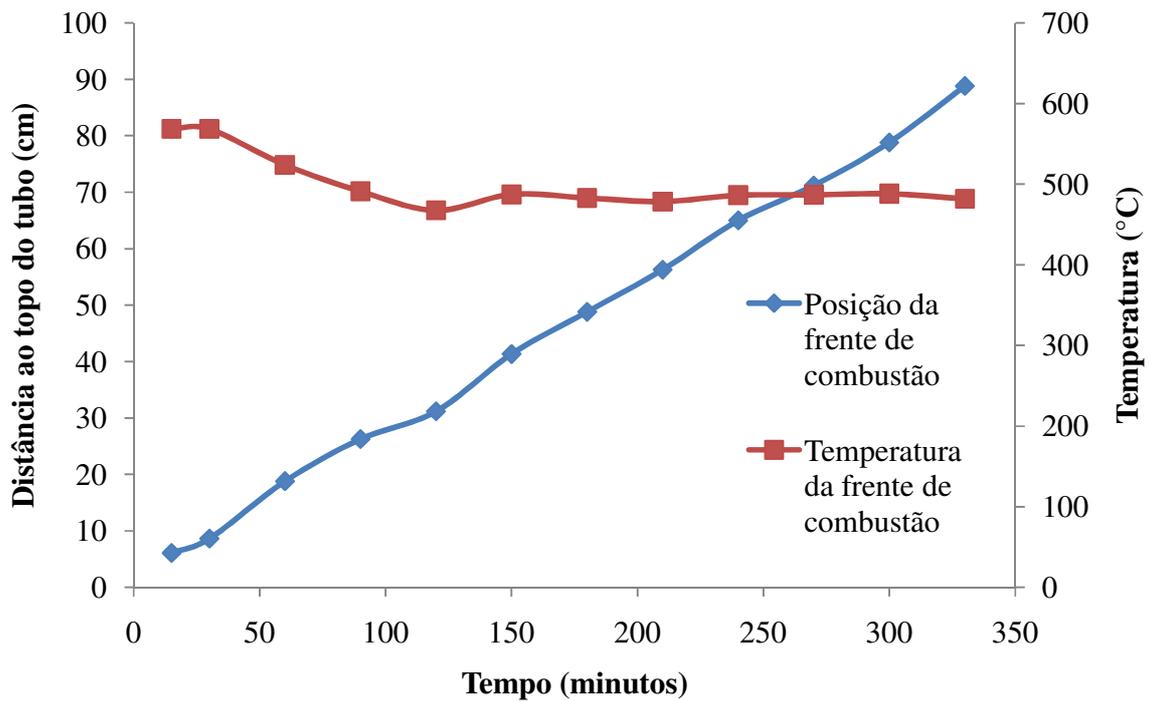


Figura 3.5 - Histórico da posição e temperatura da frente de combustão – Caso I (CHICUTA, 2009).

As quantidades produzidas das fases água e óleo foram medidas a partir das provetas contendo o fluido produzido durante o ensaio de laboratório. O valor final de recuperação de óleo foi de 90%. O histórico de produção de fluidos pode ser verificado na Figura 3.6.

Vale ressaltar algumas características do histórico de produção. O primeiro sinal de produção de óleo só ocorre a partir de 150 minutos do início do experimento e 70% do total de óleo produzido ocorrem durante os 60 minutos finais, caracterizando o gráfico do histórico como uma curva exponencial. Essas peculiaridades que acercam o processo de CIS neste experimento serão discutidas nas próximas seções.

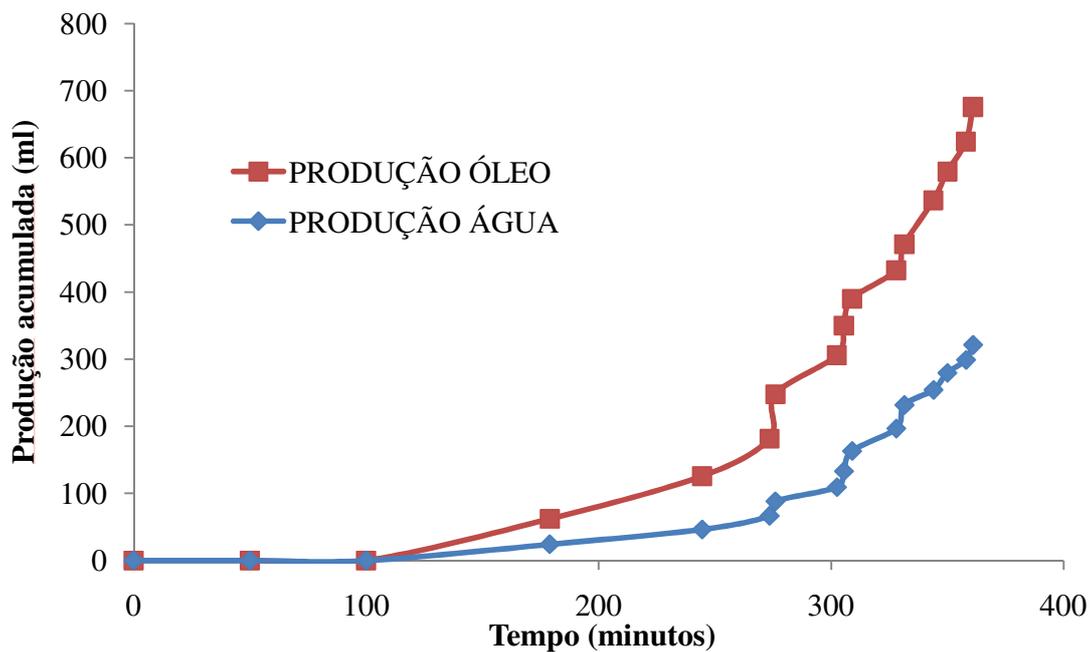


Figura 3.6 - Histórico da produção de fluidos – Caso I (CHICUTA, 2009).

3.2 Modelo Experimental - Caso II

Neste experimento, descrito pelo relatório interno da PETROBRAS, foi utilizado o mesmo óleo da Bacia do Espírito Santo, enquanto que o aparato experimental e as condições operacionais foram diferentes. Por se tratar de um experimento realizado por outra instituição, o acesso aos dados foi limitado. O esquema do aparato é mostrado na Figura 3.7.

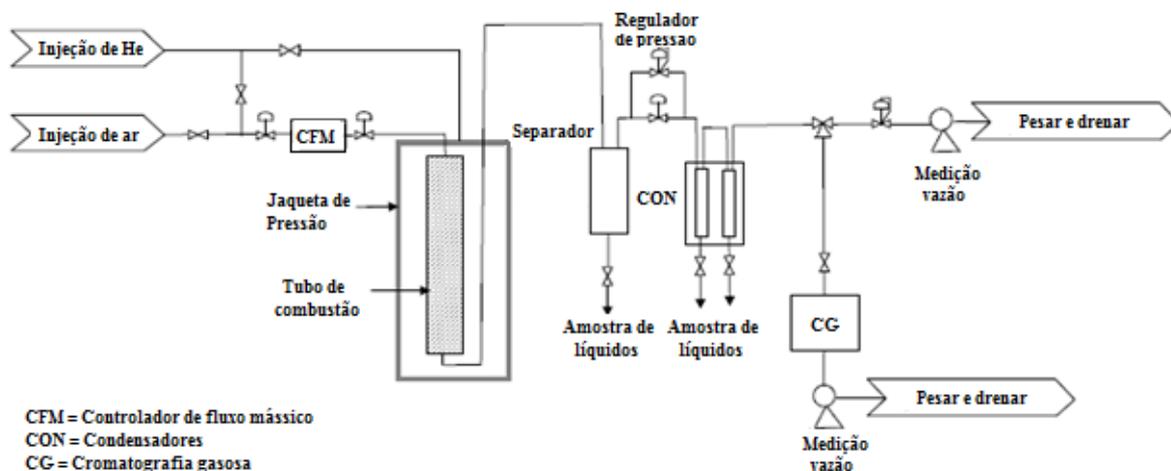


Figura 3.7 – Esquema simplificado do aparato experimental caso II [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].

Assim como foi efetuado no caso I, o equipamento do caso II será dividido em: sistema de injeção de fluido, tubo de combustão e sistema de produção.

3.2.1 Sistema de Injeção – Caso II

O sistema de injeção segue o mesmo padrão do caso I. Foi injetado tanto ar sintético (77,86% de nitrogênio e 22,14% de oxigênio) quanto gás inerte (N_2). A pressão de injeção foi fixada em 103,4 Bar.

3.2.2 Tubo de Combustão – Caso II

O tubo de combustão do experimento da PETROBRAS, cujo esquema é mostrado na Figura 3.8, é constituído de metal com diâmetro interno de 50 mm e altura de 183 cm. No flange superior há uma conexão para a injeção de ar, além do encaixe de um tubo no qual está inserida uma sonda termométrica. Esta sonda termométrica possui 12 termopares e esta localizada no centro do tubo. Neste caso, a sonda móvel não está presente.

Um sistema de ignição é disposto ao redor do tubo, no seu topo para auxiliar no início da combustão. O tubo é encaixado dentro de uma jaqueta de vácuo com 12 resistores localizados na parte externa. Em cada resistor há um sensor de temperatura. Além destes, 12 sensores são colocados em posições correspondentes na parede externa do tubo de combustão com a finalidade de permitir um gradiente máximo de temperatura entre o tubo e a jaqueta de 10 °C. Além do vácuo realizado no espaço entre o tubo e a jaqueta há também uma manta de isolamento fibrosa e outra granular com o intuito de se obter um meio adiabático.

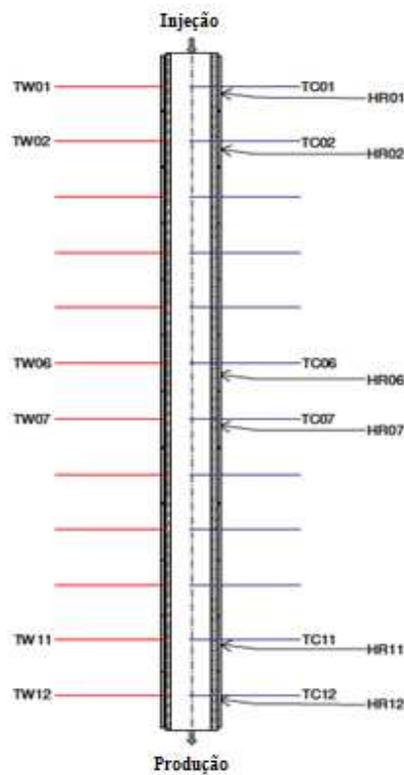


Figura 3.8 – Vista do tubo de combustão mostrando a posição dos termopares centrais (TC_i), dos termopares localizados nas paredes (TW_i) e dos aquecedores externos (HR_i). [Fonte: Relatório interno PETROBRAS].

3.2.3 Sistema de Produção – Caso II

O fluido foi coletado e pesado, assim como os gases foram coletados para posterior determinação da composição através de cromatografia gasosa.

3.2.4 Procedimentos Experimentais – Caso II

Para o preenchimento do tubo de combustão foram utilizados testemunhos do reservatório do campo piloto. Os testemunhos foram esmagados e peneirados para se obter uma granulometria de 150 *mesh*. Devido à mineralogia desta rocha já revelar a presença de argila, a mesma não foi inserida a parte. Areia com granulometria de 16 a 30 *mesh* foram alocadas nas extremidades do tubo para prevenir que pequenos arenitos migrassem tanto para o sistema injetor como para o produtor.

Foi efetuado vácuo no tubo por 42 horas. Posteriormente, o tubo foi saturado com água e sua porosidade foi então determinada em 45,7%. A água foi injetada com uma vazão fixa, e a queda de pressão ao longo do tubo determinou a permeabilidade absoluta de 13,1 Darcies.

O óleo foi então injetado até que houvesse sua produção na outra extremidade, durante este procedimento as temperaturas do óleo e do tubo foram mantidas em 4°C. Neste instante, o tubo apresentava saturação de óleo igual a 78,5% e de água de 21,5%. Após o preenchimento do tubo com os líquidos, gás inerte foi injetado a 103,4 Bar a uma vazão de 3,88 SLPM, enquanto o tubo foi aquecido até 52°C. Ao final, as saturações de fluido no tubo atingiram as seguintes proporções: 60,7% de óleo, 20,4% de água e 18,9% de gás inerte. A Tabela 3.1 resume estes dados referentes à saturação para o caso II.

Tabela 3.1– Saturações de fluidos antes e após a injeção de gás inerte – Caso II.

	S_o (%)	S_w (%)	S_g (%)
Antes da injeção de gás inerte	78,5	21,5	0
Após a injeção de gás inerte	60,7	20,4	18,9

Neste caso, observamos que o procedimento de preenchimento do tubo com a areia, água, óleo e gás pode produzir um meio heterogêneo uma vez que não há controle sobre a concentração de fluidos dentro do cilindro. De fato, ao se injetar o óleo, não há garantia em se afirmar que sua saturação é constante ao longo do tubo após o primeiro sinal de produção do mesmo. Como ocorre na prática, o óleo pode seguir caminhos preferenciais e originar regiões com altas concentrações de hidrocarboneto e outras com baixas. Esse evento será refletido nos resultados que serão ilustrados a seguir.

Após a ignição ser ligada, quando a temperatura do primeiro sensor da sonda fixa (que indica a temperatura no centro do tubo na altura do resistor de ignição) atinge a temperatura de 350°C, inicia-se a injeção de ar sintético, sendo este momento considerado o início do experimento. A ignição é desligada imediatamente após da injeção de ar.

3.2.5 Resultados experimentais – Caso II

O histórico de temperatura do caso II, obtido no centro do tubo por meio dos 12 termopares, é ilustrado na Figura 3.9. Cada pico de temperatura observado em cada termopar reporta a passagem da frente de combustão gerada devido à OAT. O histórico de produção de fluidos é apresentado na Figura 3.10, com uma descrição da injeção de fluidos efetuada no respectivo momento. Para este caso, foi determinado como marco zero do experimento o início da injeção de ar. Todos os procedimentos realizados antes deste ponto, como aquecimento e pressurização do sistema, serão referenciados como tempo negativo.

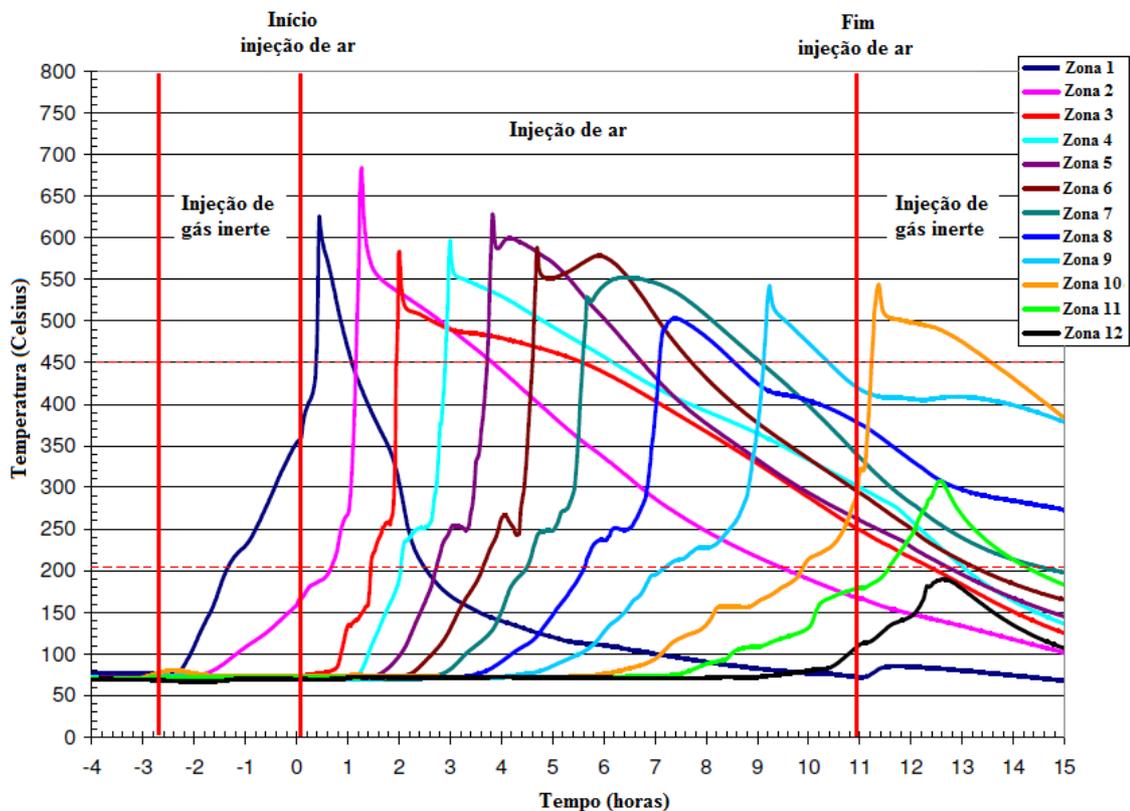


Figura 3.9 - Histórico de temperatura ao longo do tempo em função do tempo – Caso II
 [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].

Como já havia sido previsto, os resultados deste experimento não seguem um comportamento comportado como aquele obtido no experimento anterior devido à heterogeneidade do meio. Analisando a evolução da frente de combustão, constatamos uma grande instabilidade nos picos tanto em termos de temperatura quanto em de velocidade, a qual pode ser avaliada em termos das distâncias entre cada pico. Pequenos intervalos indicam uma maior rapidez enquanto que os maiores indicam lentidão.

Após o instante transiente inicial que é caracterizado pela inércia da ignição, a temperatura dos picos não atinge um regime permanente, oscilando o seu valor entre o intervalo de 500°C e 630°C. Esta variação de temperatura pode ser explicada pelas diferentes concentrações de óleo ao longo do tubo. Em regiões que apresentam maior quantidade de hidrocarboneto, as reações de

combustão liberam mais energia em função da maior disponibilidade de combustível, em contrapartida, as regiões com menor quantidade de óleo resultam em temperaturas mais baixas.

O histórico de produção de fluidos do experimento relatado pela PETROBRAS ilustrado na Figura 3.10 também não apresenta um formato similar ao do experimento anterior de Chicuta (2009), neste caso podemos caracterizá-lo como logarítmico.

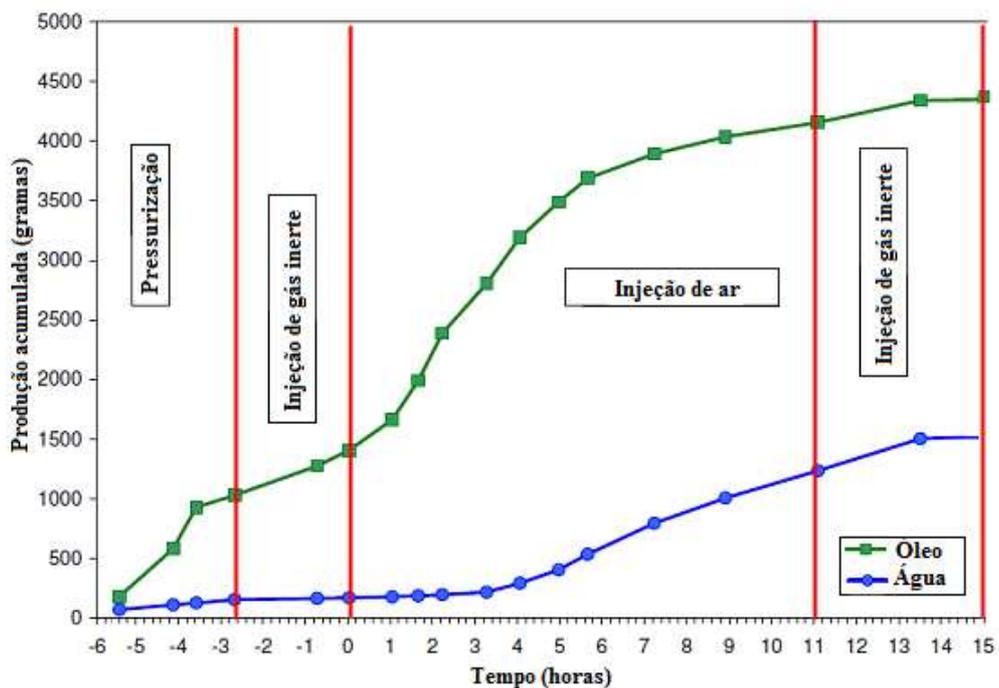


Figura 3.10 - Histórico da produção de fluidos – Caso II [Fonte:Relatório interno PETROBRAS].

Neste ensaio notamos produção de fluidos antes do início da injeção de ar, ou seja, durante o processo de ignição e pressurização do sistema, e que boa parte do óleo é produzida já no começo do experimento. Esta produção de óleo precoce pode ser explicada pela prévia formação de caminhos preferências ao óleo no processo de preenchimento do tubo. No que tange o estudo de CIS este fato prejudica uma boa compreensão do fenômeno de combustão visto que a produção de óleo esta sendo auxiliada por outros mecanismos.

3.3 Fluido

O fluido em questão é um óleo pesado emulsionado proveniente do campo piloto. Suas propriedades foram obtidas junto a PETROBRAS. As principais propriedades características do óleo vivo estão dispostas nas Tabelas 3.2 e 3.3. A Figura 3.11 apresenta os dados reológicos do óleo morto, sem gás. Vale ressaltar que ambos os experimentos utilizaram o óleo morto. De acordo com cada modelo de reações, o modelo de fluidos foi adequado para atender a esta condição.

Tabela 3.2 – Propriedades do óleo vivo (PEREIRA, 2008).

<i>Propriedades</i>	<i>Óleo</i>
°API	12,83
< C20+	12,24
BSW (%)	17
Saturados (%)	41,5
Aromático (%)	27,9
Resina (%)	26,9
Asfaltenos (%)	3,7
Teor de S (%)	0,39
C	75,4
H	11,2
N	0,4

Além do alto teor de cadeias de hidrocarbonetos que possuem mais de 20 carbonos, aproximadamente 87,76 de acordo com a Tabela 3.2, o óleo em questão também apresenta 17% de água em sua composição, o que pode caracterizá-lo como uma emulsão. Essas peculiaridades são refletidas na curva de viscosidade ilustrada a seguir.

Tabela 3.3 – Viscosidade e densidade conforme temperatura do óleo morto (PEREIRA, 2008).

Temperatura (°C)	Viscosidade (cP)	Densidade (g/cm ³)
90	235	0,9409
80	440	0,9460
70	754	0,9527
60	1508	0,9586
50	3370	0,964
40	8861	0,9692
30	14929	0,9746
20	30456	0,9806

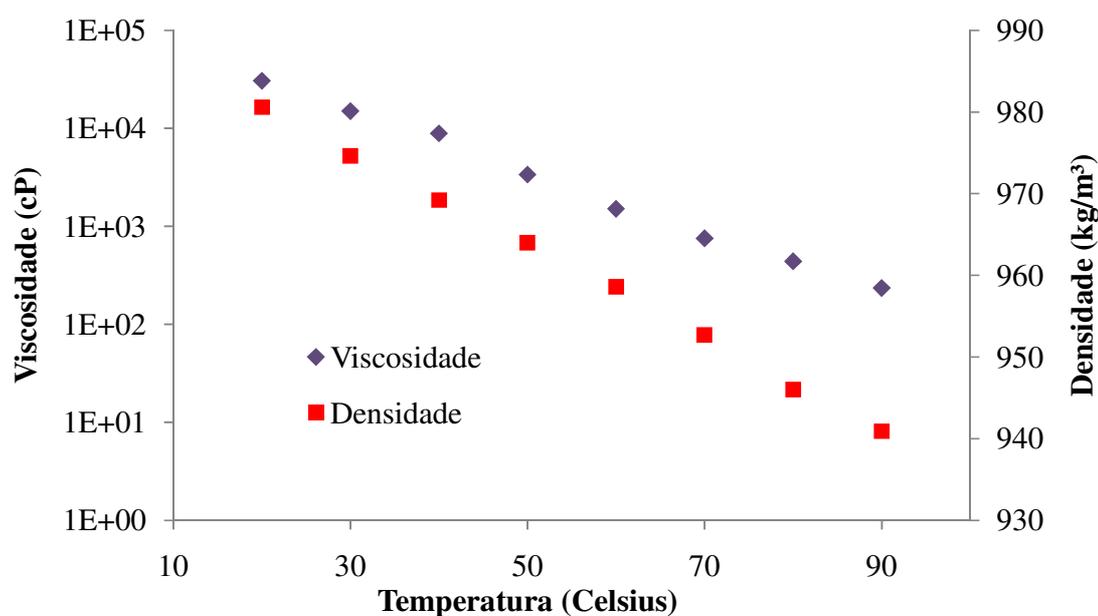


Figura 3.11 – Curva de viscosidade e densidade do óleo em função da temperatura (PEREIRA, 2008).

Constata-se a elevada viscosidade do óleo através da Tabela 3.3 e da Figura 3.11, onde a viscosidade atinge o valor de 30.456 cP para uma temperatura de 20 °C. Mesmo em condições de reservatório, neste caso 52°C, este óleo apresenta uma alta viscosidade, em torno de 3.300 cP. Faz-se então necessário um método térmico para viabilizar a recuperação do mesmo, como a CIS.

3.4 Modelo numérico

Nesta seção são descritos os modelos numéricos concebidos para os dois experimentos. Cada modelo será adequado visando atender as características intrínsecas de cada ensaio apontadas anteriormente.

3.4.1 Descrição do tubo de combustão

O corpo do tubo de combustão virtual foi discretizado por meio de um cilindro respeitando as geometrias dos tubos de combustão utilizados em laboratório que são novamente apresentadas na Tabela 3.4. A malha que foi empregada no modelo admite fluxo bidimensional, ou seja, somente as células que se encontram na direção \vec{k} e \vec{r} foram refinadas. O caso I admitiu 100 e 4 divisões respectivamente enquanto que o caso II empregou 120 e 4 respectivamente, conforme mostra a Figura 3.12 a seguir. Por simplificação, os poços de injeção e produção estão localizados em extremidades opostas do tubo e possuem diâmetros iguais ao do cilindro.

Tabela 3.4 – Dimensões dos tubos de combustão

	<i>Caso I</i>	<i>Caso II</i>
Diâmetro interno (cm)	6,93	9,94
Comprimento (cm)	100	183

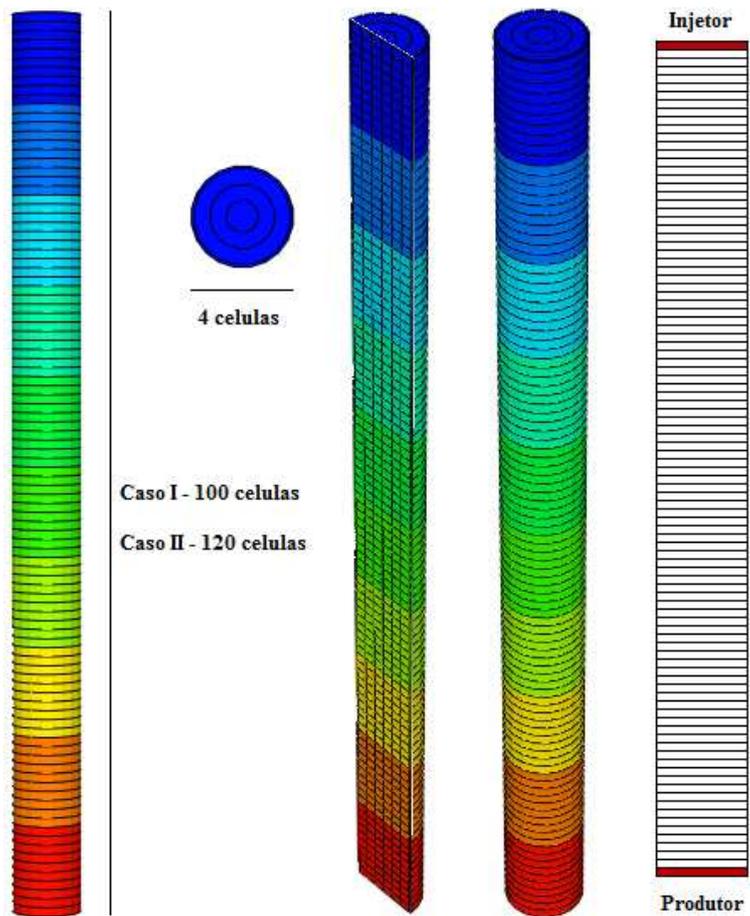


Figura 3.12 – Malha bidimensional utilizada no modelo numérico do caso I e II.

3.4.2 Propriedades da rocha

Devido ao fato da célula de combustão experimental empregar uma areia de granulometria controlada para simular o meio poroso, os dados de porosidade, compressibilidade da formação e propriedades térmicas do meio foram estimadas da literatura. O meio foi considerado isotrópico e homogêneo e as forças capilares foram desprezadas. A Tabela 3.5 apresenta os valores sugeridos pela literatura.

Tabela 3.5 – Propriedades do reservatório.

	<i>Caso I</i>	<i>Caso II</i>
Porosidade	0,36	0,457
Permeabilidade (mD)	10000	13100
Compressibilidade (1/kPa)	-	-
Condutividade térmica (J/m-s-°C)	6,60E5	6,60E5
Capacidade calorífica (J/m ³ -°C)	2,347E6	2,347E6

As perdas de calor para as formações vizinhas não foram consideradas no modelo de simulação do caso I devido o emprego da jaqueta de vácuo e aos oito aquecedores circulares externos propiciarem um meio muito próximo ao adiabático para célula de combustão em laboratório.

Em contrapartida, para o caso II as perdas de calor não foram desprezadas uma vez que o sistema utilizado em laboratório permitiu uma diferença de temperatura entre o tubo de combustão e a jaqueta de vácuo de 10°C. Exatamente este gradiente foi inserido no simulador.

3.4.3 Propriedades do fluido

O óleo vivo foi modelado por meio de três pseudo-componentes: óleo leve (C1-C5), óleo médio (C6-C29) e óleo pesado (C30-C44+), a qual é uma fração de hidrocarbonetos de alta densidade que não poderá apresentar-se na fase gasosa nestas condições experimentais. As características obtidas para cada pseudo-componente após o ajuste dos dados experimentais do óleo vivo são apresentadas nas Tabelas 3.6 e 3.7.

Tabela 3.6 – Propriedades termodinâmicas dos três pseudo-componentes e do coque.

	C1 -C5	C6 -C29	C30-C44+	Coque
%Molar	2,91E-01	3,67E-01	3,21E-01	-
P _C (kPa)	43,77	28,92	4,76	-
T _C (°C)	-80,64	607,66	689,35	-
PM (g/mol)*	0,0183	0,2542	0,7813	0,0131
DM(gmol/m ³)**	9,51E+03	1,97E+03	1,82E+03	-
CP (1/kPa)***	3,93E-03	5,39E-04	1,00E-06	-
CT1 (1/°C)****	4,48E-03	0,000747729	0,000900438	-

* PM = Peso molecular

**DM = Densidade molecular

***CP = Compressibilidade

****CT1 = Coeficiente de expansão térmica

Tabela 3.7 – Constantes de equilíbrio dos três pseudo-componentes.

	C1 -C5	C6 -C29	C30-C44+
KV1 (kPa)	9,63E+03	4,91E+04	0,00E+00
KV2 (1/kPa)	-5,03E-02	4,45E+01	0,00E+00
KV3	3,54E+01	1,72E+03	0,00E+00
KV4 (°C)	-5185,78	-6609,31	0,00E+00
KV5 (°C)	-1253,08	-278,66	0,00E+00

A Figura 3.13 apresenta os dados reológicos referentes a cada fração do hidrocarboneto em questão. Os limites do eixo correspondente a temperatura abrangem o intervalo de temperatura característico de processos CIS sob estas condições.

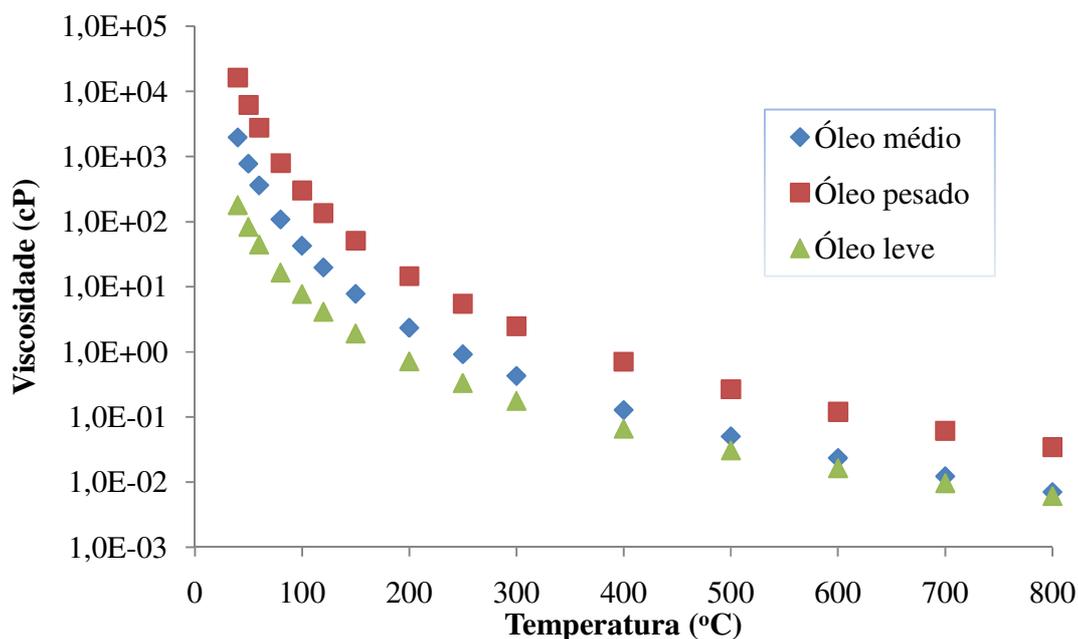


Figura 3.13 - Curva de viscosidade dos três pseudo-componentes em função da temperatura.

3.5 Modelo de reações

Dois modelos de reações foram investigados, o modelo clássico descrito pelo STARS e outro baseado naquele proposto por Marín (2007), o qual utiliza frações SARA para descrever os produtos e reagentes.

3.5.1 Modelo básico do STARS

De acordo com o modelo de reações apresentado pelo STARS, quatro reações químicas foram incluídas no simulador. Uma representa a reação de craqueamento do óleo pesado (o óleo pesado é quebrado em dois componentes: óleo médio e coque) e as demais representam as reações de oxidação que ocorrem com os dois pseudo-componentes e com o coque. Esta última reação é a responsável por sustentar a propagação da frente de combustão.



O modelo de fluidos neste caso consiste em sete componentes: CO₂, N₂, O₂, H₂O, óleo médio, óleo pesado e coque, restritos a quatro fases: fase óleo, fase água, fase gás e fase sólida correspondente ao coque.

Não é introduzida a fração leve em virtude de ambos os experimentos utilizarem óleo morto. Mantendo a relação entre as frações, a fração média será responsável por 53,3% do óleo enquanto que a fração pesada será 46,7%.

Para podermos complementar o modelo de reações ainda restam alguns dados importantes. A energia de ativação é a energia necessária para que a reação possa ser desencadeada e a entalpia de reação representa a energia liberada para cada mole reagido durante o processo. Neste caso valores positivos representam reações exotérmicas. O fator de frequência de reação tem a função de representar a constante de Arrhenius. A Tabela 3.8 resume os dados referentes às reações.

Tabela 3.8 – Dados do modelo de reações. [Fonte: STARS CMG].

	Reação 1	Reação 2	Reação 3	Reação 4
A	4.17E+5	3.02E+10	3.02E+10	4.17E+2
ΔH (kJ/mol)	0	6.8E+03	2.9E+04	5.2E+02
EA (kJ/mol)	62.8	138.3	138.3	58.6
n (relativo a pO ₂)	1	1	1	1

3.5.2 Modelo SARA

Um esquema de reações com base no modelo descrito por Marín (2007) pode ser mais adequado para representar os componentes de um óleo pesado. Este modelo se caracteriza por descrever as reações OBT e de craqueamento as quais as frações SARA estão submetidas no processo de combustão. A caracterização do óleo segundo as frações propostas aparenta ser mais compreensiva e deve simular melhor o processo de CIS. As reações estão apontadas abaixo.



A reação que envolve o asfaleno como reagente é a responsável pela deposição de combustível, proveniente do craqueamento. As demais são caracterizadas como OBT. Como este modelo não apresenta OAT, a queima do coque será introduzida para representá-la seguindo o modelo básico de combustão completa descrito pela reação (3.4).

O modelo de fluidos neste caso consiste em oito componentes: CO₂, N₂, O₂, H₂O, saturados, aromáticos, resinas, asfaltenos e coque, restritos a quatro fases: fase óleo, fase água, fase gás e fase sólida, correspondente ao coque.

No entanto, a literatura não apresenta dados termodinâmicos referentes diretamente às frações SARA. Para contornar esse problema, autores têm associados às características de cada fração SARA com pseudo-componentes de propriedades conhecidas e com características similares, tanto em termos de propriedades termodinâmicas quanto em comportamento oxidativo.

Adegabasan, (1982) modelou o betume do Athabasca em termos de frações SARA e propôs um modelo cinético que descreve seu comportamento oxidativo. Neste modelo, as frações aromáticas e as resinas foram agrupadas em um único pseudo-componente submetido somente a um tipo de reação. Marín (2007) modelou a CIS enfocando em OBT, utilizando o modelo de reações proposto por Jia (2006). Neste modelo, os saturados foram classificados como sendo as frações mais leves do óleo.

Seguindo este mesmo procedimento, as propriedades das frações SARA foram determinadas por semelhança com pseudo-componentes com propriedades conhecidas. Como há certa similaridade entre as frações SARA e as frações obtidas para o modelo básico do STARS, e devido o mesmo apresentar um excelente ajuste com os dados experimentais, as seguintes correlações foram feitas, descritas na Tabela 3.9.

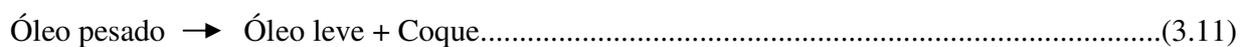
Tabela 3.9 – Propriedades assinaladas para as frações SARA.

<i>Fração SARA</i>	<i>Propriedades termodinâmicas</i>	<i>Viscosidade</i>	<i>Constantes de equilíbrio</i>
Saturados	C1-C5	C1-C5	C6-C29
Aromáticos	C6-C29	C6-C29	C6-C29
Resinas	C6-C29	C6-C29	C6-C29
Asfaltenos	C30-C44+	C30-C44+	C30-C44+

As propriedades dos saturados foram igualadas com as da fração leve, exceto para as constantes de equilíbrio. Como o experimento foi realizado com óleo morto, a presença de gás não é factível, portanto, os saturados têm as constantes de equilíbrio do óleo médio. O produto na fase gás da reação 3.7, de craqueamento, foi incorporado dentro dos saturados, deste modo, os únicos produtos daquela reação foram os saturados e o coque.

As propriedades das resinas e dos aromáticos, por similaridade, foram igualadas as do óleo médio e as propriedades do asfalteno com àquelas do óleo pesado.

Finalmente, fazendo as respectivas correspondências dos pseudo-componentes com as frações SARA e empregando-os no modelo de Marín (2007), obtêm-se as seguintes reações:



Apesar das duas primeiras reações terem os mesmo reagentes e os mesmo produtos, elas diferem entre si devido apresentarem parâmetros de reação diferentes, como a energia de ativação e entalpia de reação. Estes valores estão apresentados a seguir na Tabela 3.10. Os parâmetros da reação de combustão do coque (reação 5) foram obtidos do modelo do STARS.

Tabela 3.10 - Dados do modelo de reações SARA (MARÍN, 2007 e STARS).

	Reação 1	Reação 2	Reação 3	Reação 4	Reação 5
A	4084	3,6	768599	2218063	4.17E+2
ΔH (kJ/mol)	1806	2264	0	16854	5.2E+02
EA (kJ/mol)	76,63	40,21	94,25	102,5	58.6
n (relativo a pO ₂)	1,114	0,283	0,732	1,414	1

Como a composição em termos de fração SARA foi definida para o óleo vivo por Pereira (2008), a composição do óleo para a simulação foi recalculada, uma vez que no experimento foi utilizado o óleo morto. No modelo do STARS, esta condição foi satisfeita uma vez que as frações leves foram retiradas (29,1% de C1-C5), e posteriormente as demais (média e pesada) foram recalculadas. Para o modelo SARA, esta regra não pode ser aplicada diretamente, visto que os saturados, apesar de corresponderem à fração leve, têm cadeias de hidrocarbonetos mais pesadas. Como a fração C1-C5 corresponde a 29,1% do total do óleo vivo e os saturados a 41,5%, a fração final de saturados para o óleo morto foi admitida como a diferença entre ambas. As demais frações foram recalculadas baseadas neste valor. A Tabela 3.11 apresenta a composição obtida.

Tabela 3.11– Composição do óleo morto modelo SARA.

Saturados	Aromáticos	Resinas	Asfaltenos
0,102796	0,4056	0,3911	0,100504

3.6 Condições iniciais

A princípio, as curvas de permeabilidade relativa foram simplificadas por retas, como se pode ver na Figura 3.14. As saturações iniciais dos fluidos seguiram os mesmos valores utilizados em laboratório sendo que as saturações residuais foram desprezadas. Os valores de saturação estão presentes na Tabela 3.12.

Tabela 3.12 – Saturações de fluidos empregado nos modelos de simulação.

	<i>Caso I</i>	<i>Caso II – antes da injeção de gás inerte</i>	<i>Caso II – depois da injeção de gás inerte</i>
$S_o(\%)$	50	78,5	60,7
$S_g(\%)$	25	0	18,9
$S_w(\%)$	25	21,5	20,4
$S_{ro}=S_{rw}=S_{rg}$	0	0	0

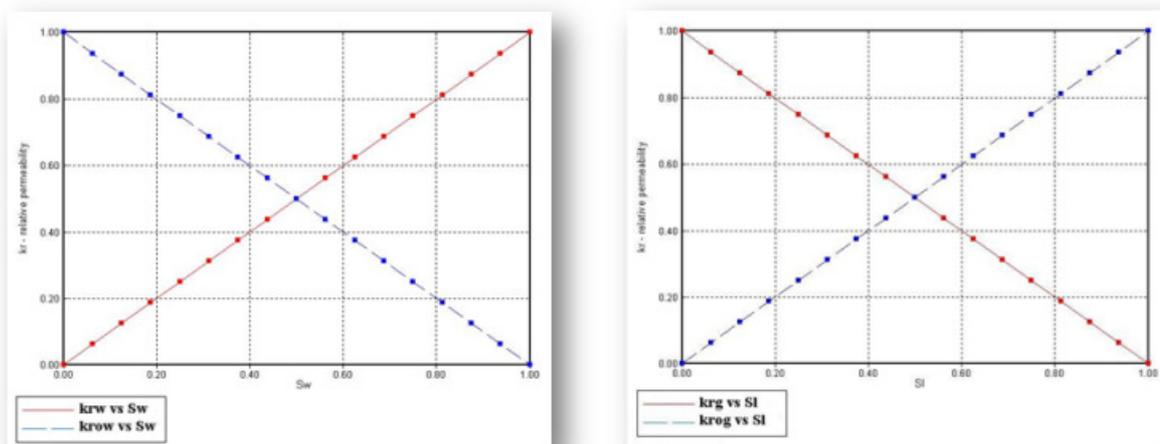


Figura 3.14 – Curvas de permeabilidade relativa iniciais.

3.7 Condições operacionais

3.7.1 Condições operacionais - Caso I

Nos primeiros 30 minutos de simulação, aquecedores forneceram energia a uma taxa de 20 Btu/h às cinco primeiras células próximas ao injetor, com o intuito de alcançar 500°C e prover a ignição. Antes do início do aquecimento, o sistema já estava pressurizado em 10 Bar por N₂. A contrapressão exercida na extremidade de produção de fluidos foi mantida em 10 Bar, de acordo com as condições especificadas. Após os 30 minutos iniciais, os aquecedores foram desligados e ar começou a ser injetado (79% N₂ e 21% O₂) a uma vazão de 3 SLPM. As condições operacionais estão resumidas na Tabela 3.13.

Tabela 3.13 – Condições iniciais caso I.

Taxa de injeção	Temperatura de injeção	Contra-pressão	Ignição
3 SLPM	27°C	10 Bar	20 Btu/h

3.7.2 Condições operacionais - Caso II

Dois modelos numéricos foram concebidos para o caso II. O primeiro reproduz o experimento partir do instante -2.66 horas e o outro a partir do instante 0 horas, lembrando que o marco zero foi definido como o instante no qual se iniciou a injeção de ar.

O primeiro modelo que se inicia por volta de duas horas e meia antes da injeção de ar, introduz no simulador o procedimento de ignição e pressurização do sistema por meio da injeção de gás inerte, enquanto que o segundo inicia os cálculos a partir da injeção de ar, admitindo que o tubo já esteja pressurizado e aquecido, adotando o perfil de temperatura mensurada pelos termopares em laboratório até aquele instante.

Esta segunda abordagem tentou simplificar o modelo numérico visando diminuir as incertezas provenientes do procedimento de preenchimento da célula de combustão da PETROBRAS, as quais se referem a distribuição de fluidos ao longo do tubo, uma vez que a literatura sugere mapas de saturação de óleo e água para tubos de combustão para o instante no qual ocorre a injeção de ar.

3.7.2.1 Condições operacionais - Caso II – Com ignição

O único fato que diferencia este modelo do que não apresenta ignição é a inserção do intervalo entre -2,67 horas e 0 do experimento no simulador, o qual é o responsável pela ignição e pressurização do sistema. Para tanto, nos primeiros 2,67 horas de simulação, aquecedores fornecem energia a uma taxa de 100 Btu/h a primeira célula próxima ao injetor, com o intuito de atingir 350°C e prover a ignição. Neste mesmo intervalo de tempo gás inerte é injetado com a finalidade de manter o sistema pressurizado a uma vazão de 3,883 SLPM somente por uma extremidade do tubo. A contrapressão exercida na extremidade de produção de fluidos foi admitida em 103 Bar de acordo com as condições de laboratório. Após as 2,67 horas iniciais, os

aquecedores foram desligados e ar começou a ser injetado (77,86% N₂ e 22,14% O₂) a uma vazão de 3,883 SLPM.

A Tabela 3.14 descreve os principais eventos que ocorreram no experimento e que foram relevantes na elaboração do modelo numérico do caso II com ignição.

Tabela 3.14 – Eventos ocorridos no caso II com ignição.

<i>Tempo (horas)</i>	<i>Evento</i>
-2,66	Início de injeção de gás inerte vazão a 3,883 SLPM
-2,58	Início da ignição
0,00	Início da injeção de ar a 3,883 SLPM (Zona 1 a 350°C)
10,97	Mudança da injeção de ar para N ₂ a 3,883 SLPM
15,02	Fim do experimento

A Tabela 3.15 resume as principais condições operacionais implementadas no modelo numérico do caso II com ignição.

Tabela 3.15 – Condições operacionais do caso II com ignição.

Taxa de injeção	Temperatura de injeção	Contrapressão	Ignição
3,883 SLPM	27°C	103 Bar	130 u/h

3.7.2.2 Condições operacionais - Caso II – Sem ignição

A partir dos dados de temperatura medidos nos termopares em laboratório, foi introduzido o mapa de temperatura referente ao instante no qual os aquecedores foram desligados e a injeção de ar foi ligada. Além disso, um mapa de saturação também é introduzido em virtude dos deslocamentos de fluidos que ocorreram em função do aquecimento da ignição e da injeção de gás inerte utilizada para pressurizar o sistema.

Belgrave (1995) estudou a variação no perfil de saturação em tubos de combustão em

função da ação de aquecedores e da injeção de gases e sugeriu um mapa de saturação de fluidos em tubos de combustão momentos antes da injeção de ar.

Os valores de saturação de fluidos propostos por Belgrave (1995) e os valores de temperatura provenientes do experimento se encontram na Tabela 3.16.

Tabela 3.16 – Saturações de fluidos (BELGRAVE, 1995) e temperatura antes da injeção de ar do Caso II sem ignição (relatório PETROBRAS).

	Zona											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
S_o (%)	81.1	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7	60.7
S_w (%)	0	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4	20,4
S_g (%)	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9	18,9
T (°C)	350	170	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70

A Tabela 3.17 ilustra os eventos relatados em laboratório e reproduzidos no simulador, e a Tabela 3.18 descreve as condições operacionais do caso II sem ignição.

Tabela 3.17 – Resumo dos eventos ocorridos caso II sem ignição.

<i>Tempo (horas)</i>	<i>Evento</i>
0,00	Início da injeção de ar a 3,883 SLPM
10,97	Mudança da injeção de ar para He a 3,883 SLPM
15,02	Fim do experimento

Tabela 3.18 – Condições operacionais do caso II sem ignição.

Taxa de injeção	Temperatura de injeção	Contra-pressão	Ignição
3,883 SLPM	27°C	103 Bar	-

3.8 Trabalhos anteriores

Trabalhos já foram realizados com o intuito de modelar o tubo de combustão experimental descrito por Chicuta (2009) antes mesmo de sua construção. Resultados relatam uma previsão de comportamento do tubo, em termos de análises do perfil de temperaturas e do histórico de produção de óleo. Ribeiro Junior (2008) apresentou um modelo preliminar com base nos parâmetros operacionais previstos e na geometria descrita pelo projeto da célula de combustão. Naquele momento, não havia resultados experimentais para calibrar o modelo numérico.

Os valores das propriedades do meio foram presumidos por Ribeiro Junior (2008) com base em dados da literatura. A Tabela 3.19 apresenta os dados relevantes do modelo numérico.

Tabela 3.19 – Propriedades assumidas pelo modelo numérico de Ribeiro Junior (2008).

Porosidade (%)	36
Permeabilidade (mD)	10.000
Permeabilidade relativa	Retas
Permeabilidade relativa à água – $K_{rw} - (S_o=1)$	1
Saturações residuais ($S_{ro}=S_{ro}=S_{ro}$)	0

Os modelos de fluido e de reações empregados seguem o esquema descrito pelo STARS. Ribeiro Junior (2008) relatou que, para os valores dos parâmetros de reações propostos pelo simulador térmico da CMG, tais como a energia de ativação e entalpia de reação, o processo de combustão “in-situ” não era factível. Essa predição estava correta, uma vez que o primeiro ensaio em laboratório efetuado por Chicuta (2009) revelou que dadas as condições operacionais do projeto da célula de CIS, a frente de combustão, apesar de se formar no início do experimento, era extinta nos momentos seguintes.

Mas, uma vez que análises de testemunhos do reservatório do campo piloto relataram a presença de argila com composição variando entre 5% à 10%, o modelo de reações foi alterado para introduzir este efeito. A argila tem um papel de catalisador no processo de combustão, conforme já relatado na literatura (KOK, 2006, VOSSOUGH, 1983 e DRICI e VOSSOUGH, 1985). Vossoughi (1983) estudou o efeito da argila e da área superficial na combustão de amostras de óleos. Os seus resultados concluem que há uma redução significativa na energia de ativação das reações de combustão. Portanto, Ribeiro Junior (2008) reduziu em 20% os valores de energia de ativação de todas as reações propostas pelo modelo de STARS. Os resultados obtidos estão descritos abaixo.

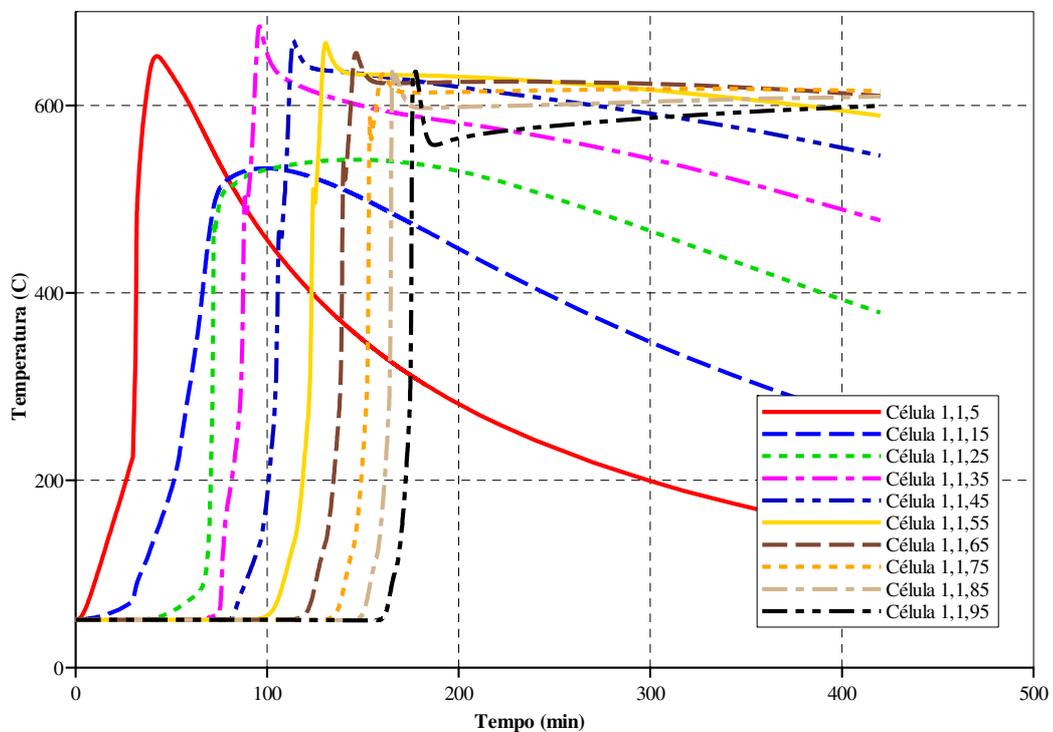


Figura 3.15 – Histórico de temperatura obtido em diferentes posições no modelo numérico (RIBEIRO JUNIOR, 2008).

Comparando os dados obtidos pelo modelo de Ribeiro Junior (2008) com o experimental apresentado por Chicuta (2009), concluímos que há grande discrepância entre os resultados obtidos na simulação e no trabalho experimental. Os perfis de temperatura na simulação estão semelhantes a retas verticais como podemos observar a Figura 3.15, e a temperatura média da

frente de combustão também está acima da obtida em laboratório de acordo com as Figuras 3.15 e 3.16, além do que a frente se locomove mais rapidamente.

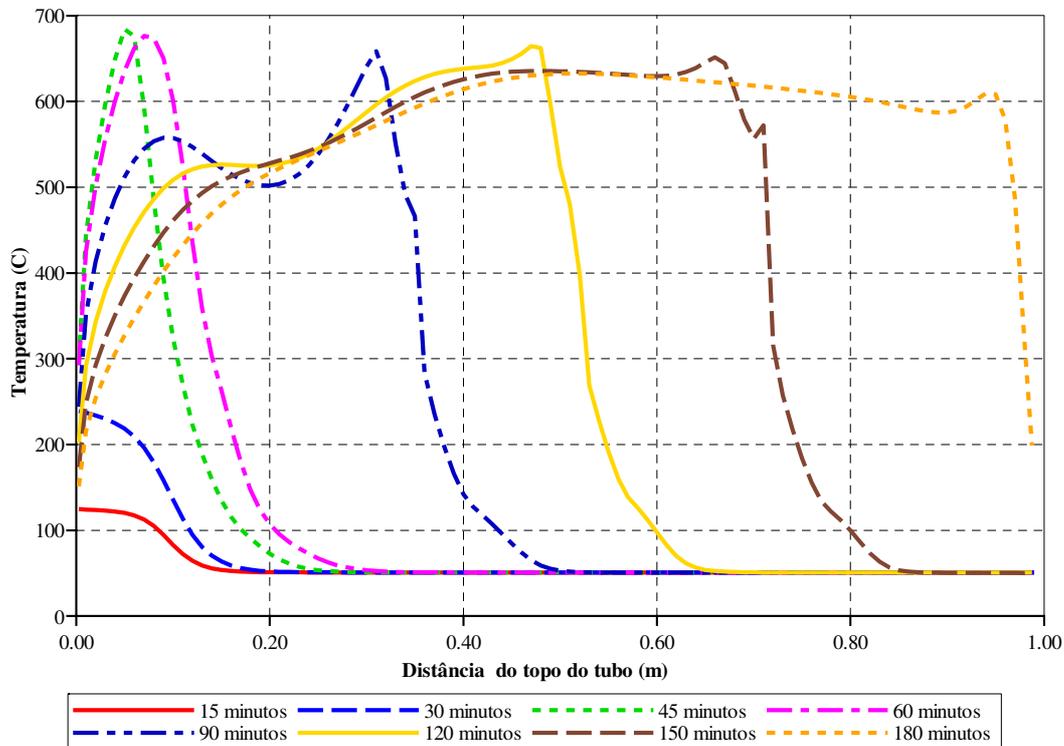


Figura 3.16 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos no modelo numérico (RIBEIRO JR. 2008).

Na curva de histórico de produção da Figura 3.17, observamos que a curva de produção está muito inclinada, propiciando a produção antecipada do óleo. De fato, no modelo simulado a produção de óleo termina com aproximadamente 150 minutos de antecedência, se comparada com os resultados do experimento.

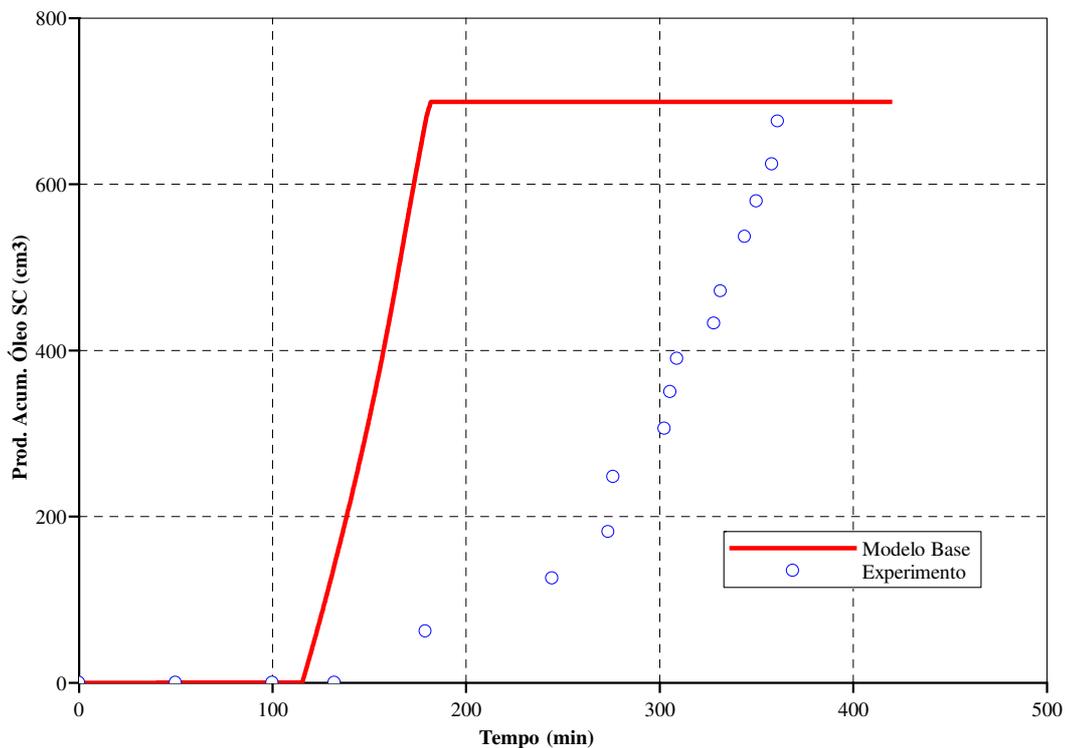


Figura 3.17 – Histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico e em laboratório (RIBEIRO JR., 2008 e CHICUTA, 2009).

Por se tratar de um modelo preliminar com muitas incertezas em seus dados, os resultados são aceitáveis uma vez que conseguiram capturar em linhas gerais o processo de CIS. Portanto, este trabalho tem como objetivo o de calibrar o modelo numérico proposto por Ribeiro Junior (2008) por meio dos resultados experimentais obtidos por Chicuta (2009), investigando-se dois modelos de combustão. Posteriormente, para validar o modelo obtido, o mesmo será utilizado para simular o experimento descrito pelo relatório interno da PETROBRAS.

Capítulo 4

Tratamento de Dados e Discussão dos Resultados

Este capítulo apresenta e discute os resultados obtidos em uma análise de sensibilidade envolvendo os parâmetros relevantes do processo CIS e os resultados obtidos a partir dos modelos numéricos listados no capítulo anterior. As discussões dos resultados são realizadas no propósito de entender os impactos e significados dos parâmetros no processo de recuperação CIS.

4.1 Análises de sensibilidade

Antes de iniciar o processo de ajuste do modelo numérico, serão apresentadas análises de sensibilidade dos principais parâmetros que influenciam na CIS e que também apresentam incerteza em seu valor devido à ausência de dados provenientes do laboratório, tais como as curvas de permeabilidade relativa, permeabilidade absoluta, porosidade e a saturação residual de óleo.

Os parâmetros referentes à entalpia de reação e energia de ativação obtidos da literatura também devem ser analisados uma vez que os valores dos mesmos foram concebidos para um óleo específico, o qual difere do óleo estudado. Como estes dados refletem as características do óleo no que tange a cinética de reação e energia liberada, estes valores devem ser ajustados de acordo com os resultados obtidos em laboratório. Os parâmetros assim como valores investigados estão descritos na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Parâmetros da análise de sensibilidade e sua faixa de variação.

Porosidade (%)	30	40	45	50
Permeabilidade (mD)	1.000	5.000	12.000	15.000
Permeabilidade relativa	Perfil Quadrático	Perfil Cúbico	Meio Inconsolidado	Meio Cimentado
S _{or} (%)	10	25	50	75
K _{rw} (S _w =100%)	20	40	60	80
ΔH (%)*	100	95	90	80
AE (%)*	100	80	60	40

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

O modelo que serviu como base para se efetuar as análises foi o de Ribeiro Junior (2008) com os dados apresentados no capítulo anterior. O valor de cada parâmetro foi variado individualmente, ou seja, enquanto um parâmetro tinha seus valores alterados, os valores dos demais foram mantidos fixos.

4.1.1 Porosidade

Grande parte das publicações sobre ensaios experimentais de CIS em escala de laboratório relata valores de porosidade variando em uma faixa entre 36% até 45%. Nesta análise de sensibilidade, a porosidade variou em uma faixa maior, de 30% a 50%, visando uma melhor compreensão do seu papel dentro da CIS.

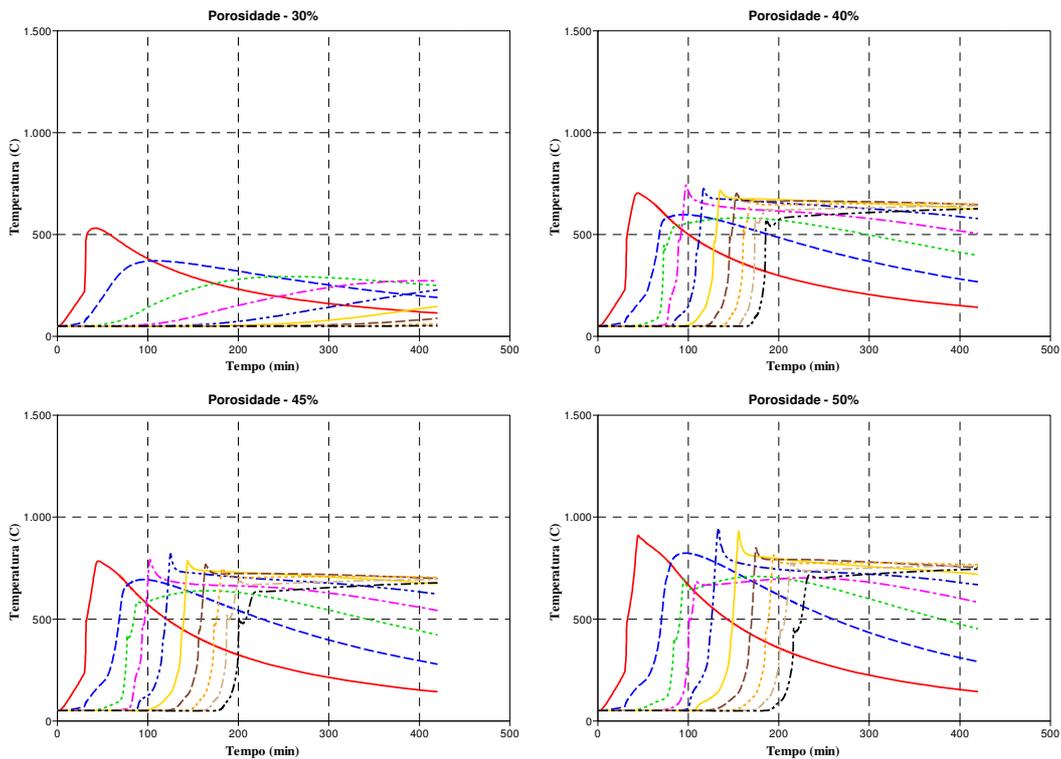


Figura 4.1 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 30%, 40%, 45% e 50% de porosidade.

Os resultados da análise de sensibilidade envolvendo a porosidade ilustrados na Figura 4.1 revelam que, sob estas condições, para valores abaixo de 30% o processo CIS se torna inviável, enquanto que para valores acima de 40 % a frente de combustão já é desenvolvida. Conforme há um aumento no valor de porosidade, a tendência da temperatura média da frente de combustão é aumentar, em contrapartida, a velocidade de deslocamento da mesma diminui. Isso pode ser explicado pelo fato que quanto maior o volume poroso, maior a quantidade de combustível disponível o qual demanda maior tempo para ser consumido.

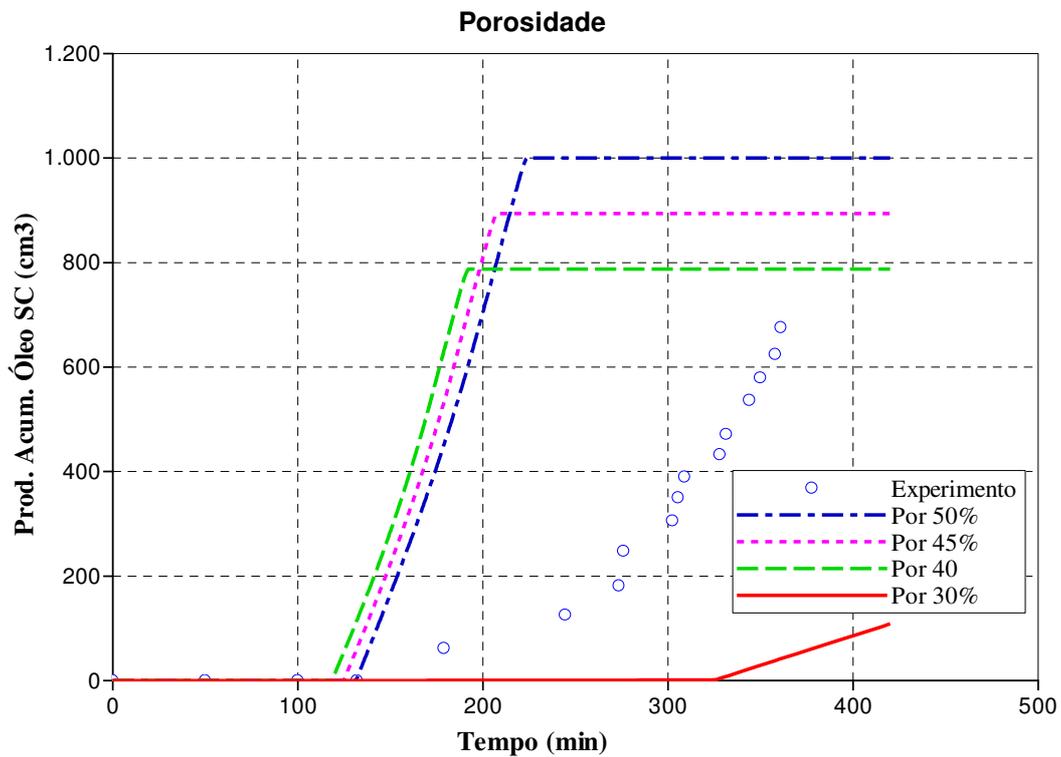


Figura 4.2 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 50%, 45%, 40% e 30% de porosidade.

A produção acumulada de óleo, atendendo as expectativas, apresentou um aumento no fator de recuperação conforme o aumento do volume poroso de acordo com a Figura 4.2. No mais, não teve muita influência. A curva de produção correspondente a porosidade de 30% deve ser desconsiderada uma vez que não ocorreu o processo de CIS para esta condição.

4.1.2 Permeabilidade absoluta

Foi realizada uma análise da influência da permeabilidade absoluta, com seus valores variando entre 1.000 mD e 15.000 mD. Devido o meio poroso em questão ser inconsolidado, a permeabilidade absoluta para o modelo numérico deverá apresentar provavelmente um valor alto.

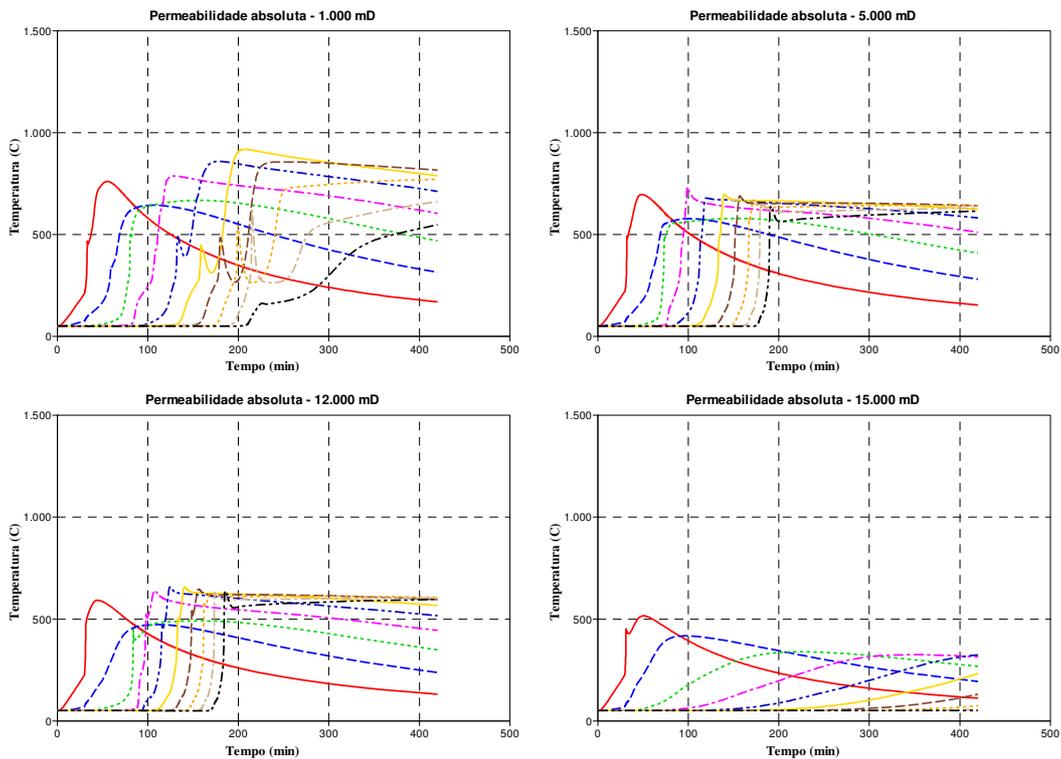


Figura 4.3 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 1.000 mD, 5.000 mD, 12.000 mD e 15.000 mD de permeabilidade absoluta.

Conforme o aumento da permeabilidade absoluta, a temperatura da frente de combustão, que pode ser verificada em cada pico, tende a diminuir e a velocidade da frente a aumentar, até quando a permeabilidade atinge o valor de 15.000 mD e o processo de CIS se tornar inviável, como podemos verificar na Figura 4.3. Para permeabilidades absolutas muito altas, de acordo com a lei de Darcy, o fluido se desloca mais facilmente, com isso a energia liberada pelas reações é produzida juntamente com os fluidos, ou seja, não há energia disponível para que as reações ocorram. Com o aumento dos valores de permeabilidade absoluta a frente de combustão vai se tornando cada vez mais fraca até que se extingue.

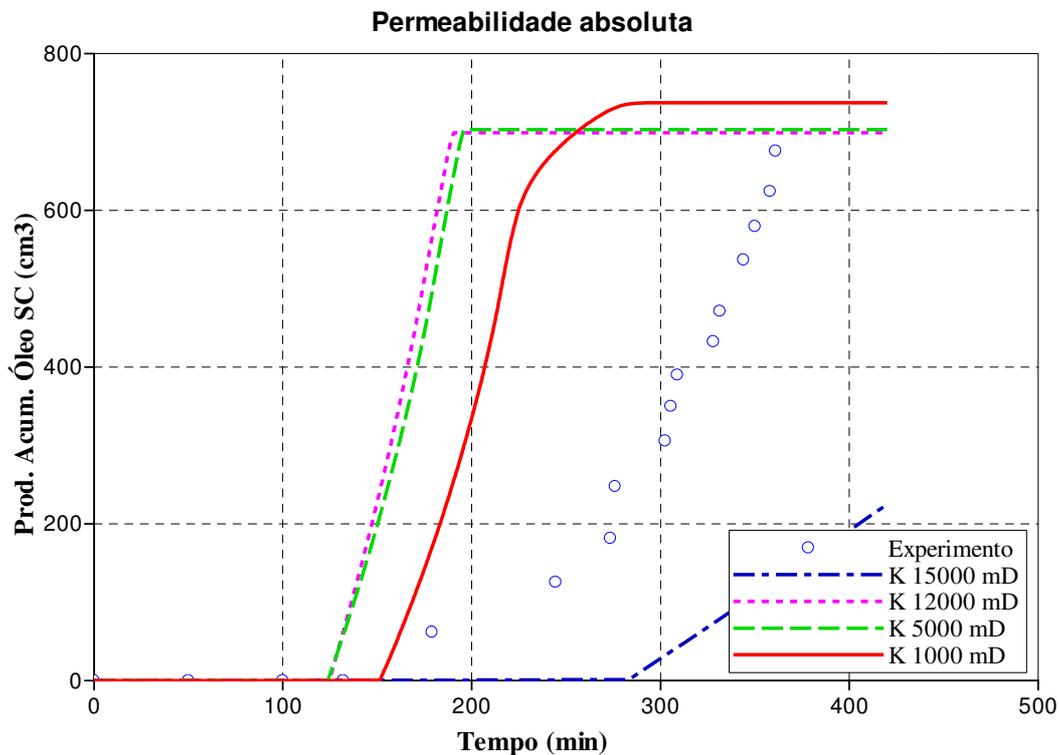


Figura 4.4 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 15.000 mD, 12.000 mD, 5.000 mD e 1.000 mD de permeabilidade absoluta.

Contrariando as expectativas, a análise da influência da permeabilidade absoluta na curva de produção de óleo revelou que o caso com um menor valor de permeabilidade absoluta é o que apresenta o maior fator de recuperação, de acordo com a Figura 4.4. De fato, para um método de produção convencional como injeção de água, o aumento da permeabilidade absoluta deveria aumentar o fator de recuperação uma vez que o óleo tem maior facilidade em se deslocar.

Em contrapartida, lembrando que o principal foco dos métodos térmicos é a diminuição da viscosidade via aumento de temperatura, o aumento da permeabilidade absoluta acarreta em uma menor temperatura média do sistema, como foi visto na Figura 4.3, justificando então uma maior dificuldade de deslocamento do óleo o qual se reflete na curva de produção.

4.1.3 Permeabilidade relativa

4.1.3.1 Permeabilidade relativa – Perfil da curva

Alguns autores relatam que as curvas de permeabilidade relativa preenchem um papel crucial em modelos numéricos desenvolvidos para simular os processos intrínsecos da combustão “in-situ”. Foram investigados quatro tipos de perfis: quadrático, cúbico, para meio inconsolidado e para meio cimentado.

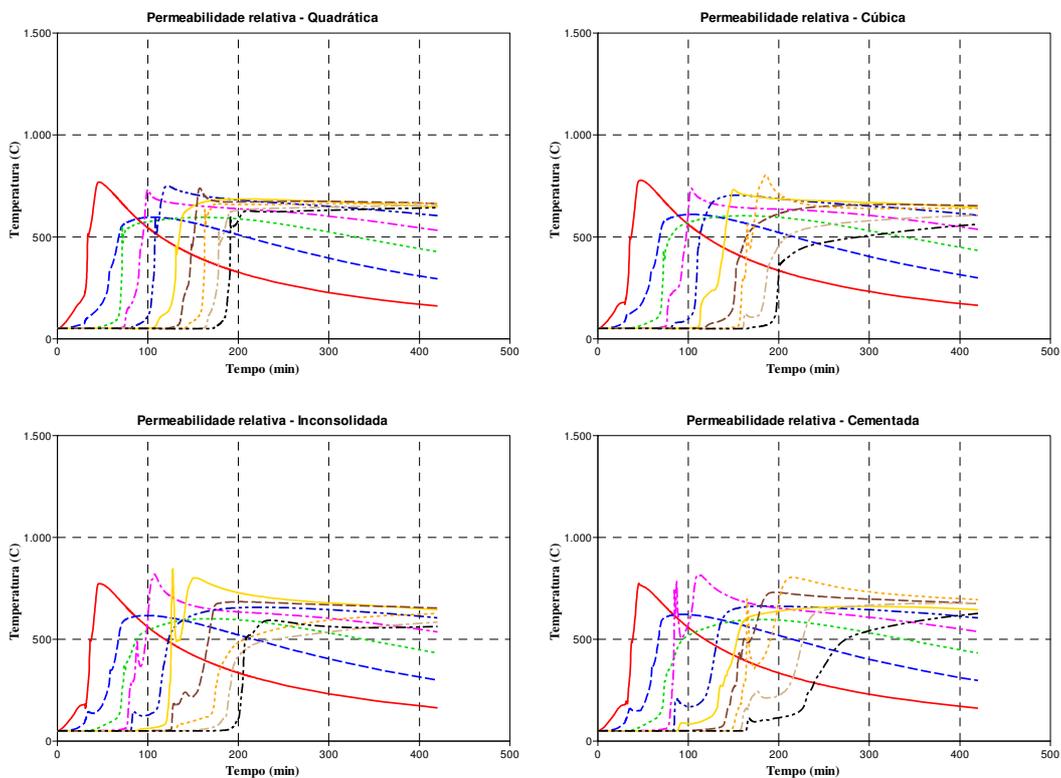


Figura 4.5 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para quatro perfis de curva de permeabilidade relativa: quadrática, cúbica, meio inconsolidado e meio cimentado.

Apesar das diferenças entre os formatos das curvas de temperatura, não foram observadas alterações acentuadas entre a temperatura média e velocidade da frente de combustão obtida para estes quatro perfis de permeabilidade relativa presentes na Figura 4.5.

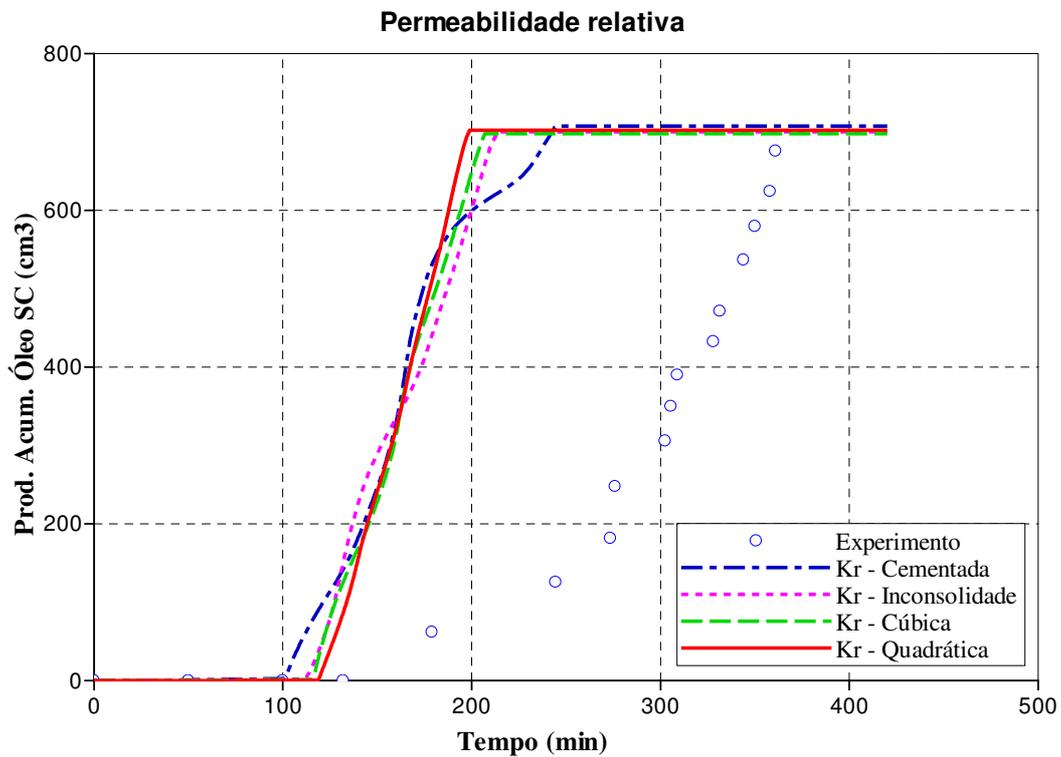


Figura 4.6 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para quatro perfis de curva de permeabilidade relativa: quadrática, cúbica, meio consolidado e meio cimentado.

Seguindo o padrão do perfil de temperatura, o histórico de produção destes quatro perfis presentes na Figura 4.6 mostra resultados muito parecidos entre si.

A partir deste momento, já é possível inferir que há uma forte relação entre o perfil de temperatura e a curva de produção de óleo. Como era previsto para processos de CIS, a frente de combustão, que pode ser analisada por meio do perfil de temperatura ao longo do tubo, tem uma influência majoritária sobre o processo de recuperação de óleo.

4.1.3.2 Permeabilidade relativa – Saturação de óleo residual

Além do tipo do perfil das curvas de permeabilidade relativa, as saturações residuais também são determinantes na dinâmica de escoamento. Nestas análises, as saturações residuais do óleo à água e ao gás foram variadas nas mesmas proporções.

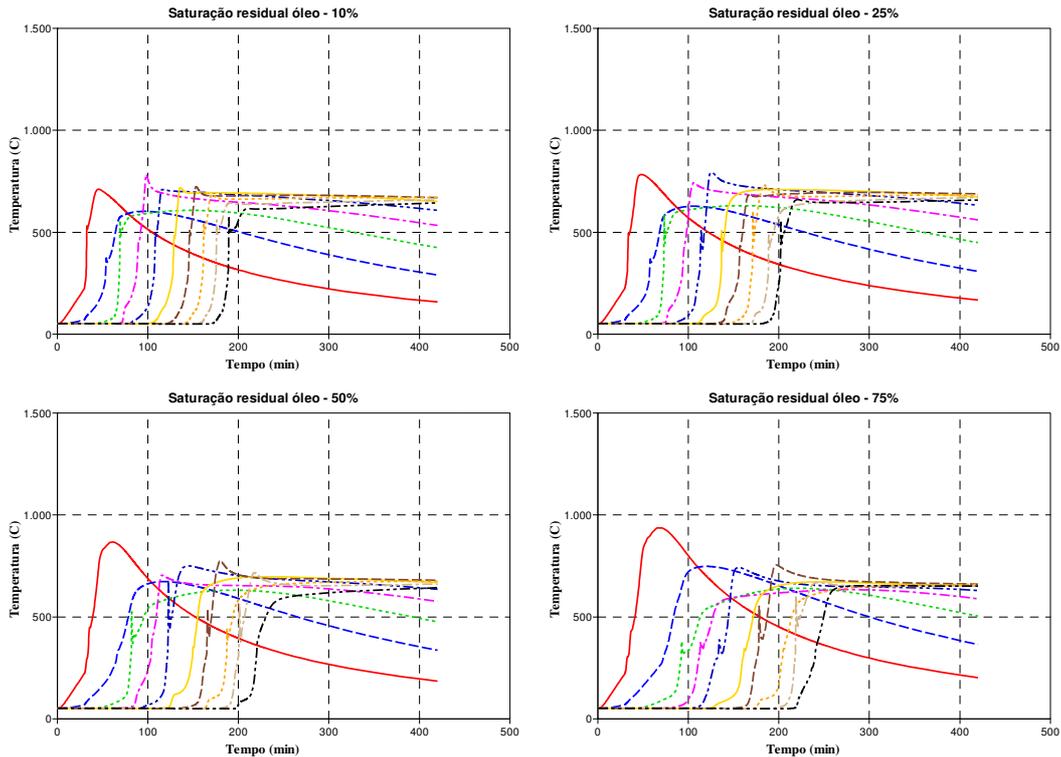


Figura 4.7 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 10%, 25%, 50% e 75% de saturação residual de óleo.

Observando a Figura 4.7, variando a quantidade de óleo residual no sistema, a temperatura da frente de combustão tende a crescer conforme o aumento da S_{or} . Uma maior quantidade residual de óleo significa maior quantidade de combustível disponível para ser queimado, o qual acarreta em uma maior temperatura do sistema.

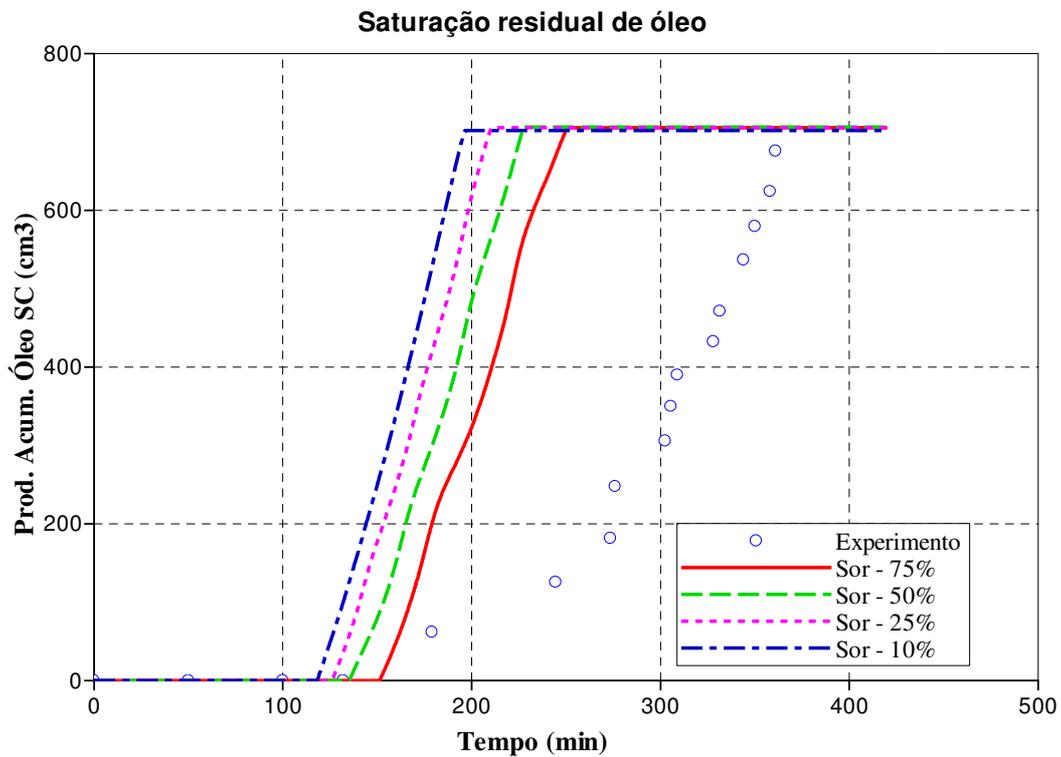


Figura 4.8 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 75%, 50%, 25% e 10% de saturação residual de óleo.

De acordo com a Figura 4.8, a velocidade de deslocamento da frente de combustão tende a diminuir conforme se aumenta a saturação residual de óleo além do que ocorre um maior atraso na produção. Neste caso, a maior disponibilidade de combustível apontada anteriormente também interfere na produção de óleo uma vez que a frente só se movimenta após a queima total de hidrocarboneto. Mas este evento, entretanto, não tem influência no fator de recuperação o qual se mantém constante para os quatro casos investigados.

4.1.3.3 Permeabilidade relativa – K_{rw}

A permeabilidade relativa da água tem grande influência no ajuste de histórico, principalmente em processos de recuperação primária e secundária. Variando seus valores terminais entre 80% e 20%, foi investigada sua contribuição no processo CIS.

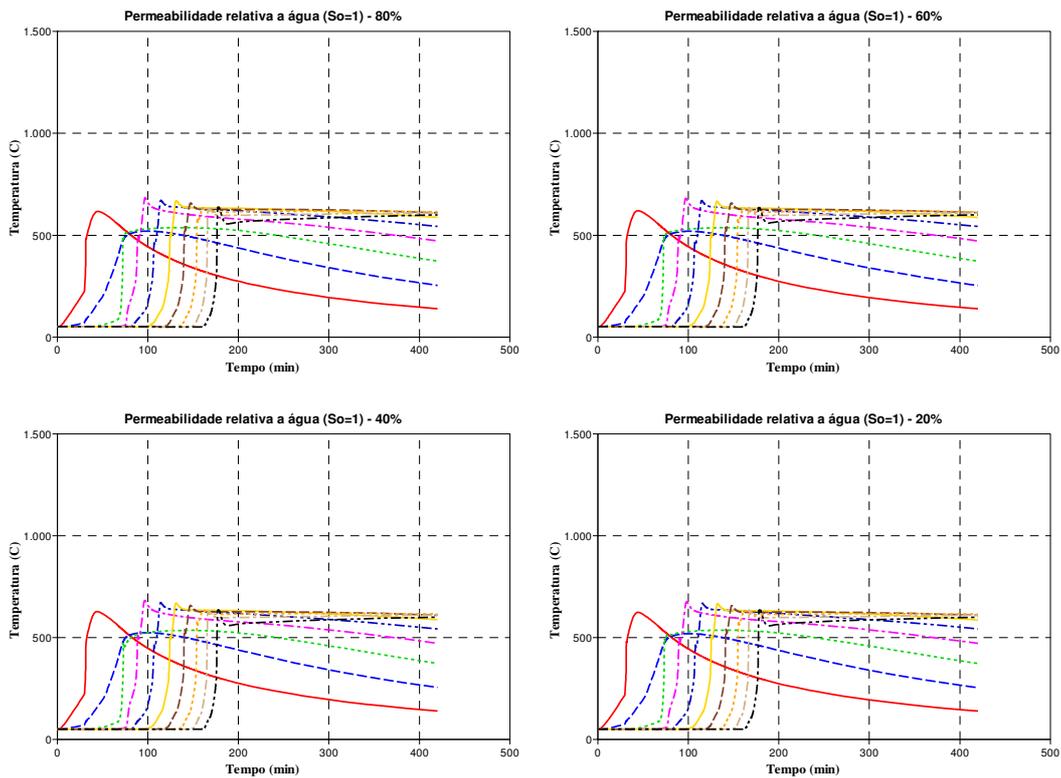


Figura 4.9 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para valores de 80%, 60%, 40% e 20% de permeabilidade relativa à água.

Neste caso, a contribuição da permeabilidade relativa à água pode ser considerada nula, como podemos concluir através da Figura 4.9. Não há alterações nos perfis de temperatura, eles se mantêm praticamente idênticos com a variação dos valores de K_{rw} , tanto em termos de temperatura média da frente de combustão como em velocidade de deslocamento da frente.

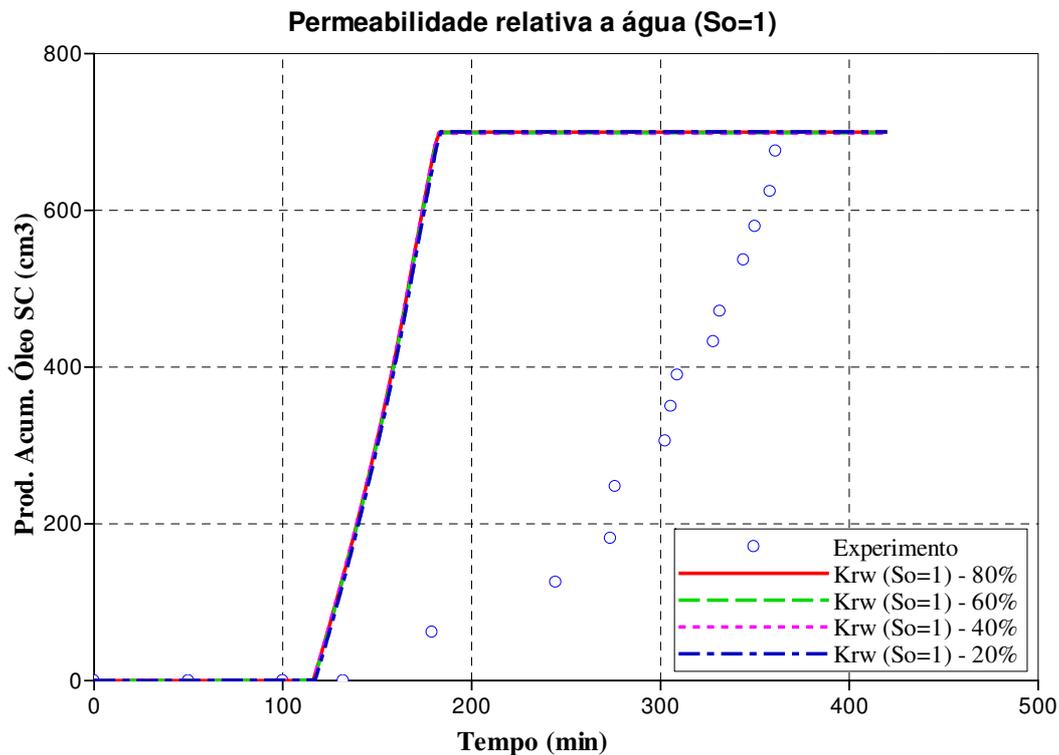


Figura 4.10 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para valores de 80%, 60%, 40% e 20% de permeabilidade relativa à água.

A Figura 4.10 confirma a influência nula da permeabilidade relativa à água neste estudo uma vez que as curvas de histórico de produção de óleo se sobrepõem. Não é possível distinguir uma curva da outra.

Essa influência inexpressiva das curvas de permeabilidade relativa, exceto pelo S_{or} , pode ser explicada pela dinâmica de escoamento de fluidos em processos CIS. Neste método térmico de recuperação, o escoamento de fluidos fica restrito somente a poucos centímetros além da frente de combustão, onde está presente o deslocamento de vapor de água e das frações leves, ambos gerados pelas reações de oxidação da frente e que são transportados pelos gases até a zona de óleo frio, local o qual a baixa temperatura implica em uma alta viscosidade, impedindo o óleo de escoar. Por isso que as curvas de permeabilidade relativa ao óleo apresentam tão pouca influência no processo global, visto que elas atuam unicamente neste pequeno intervalo.

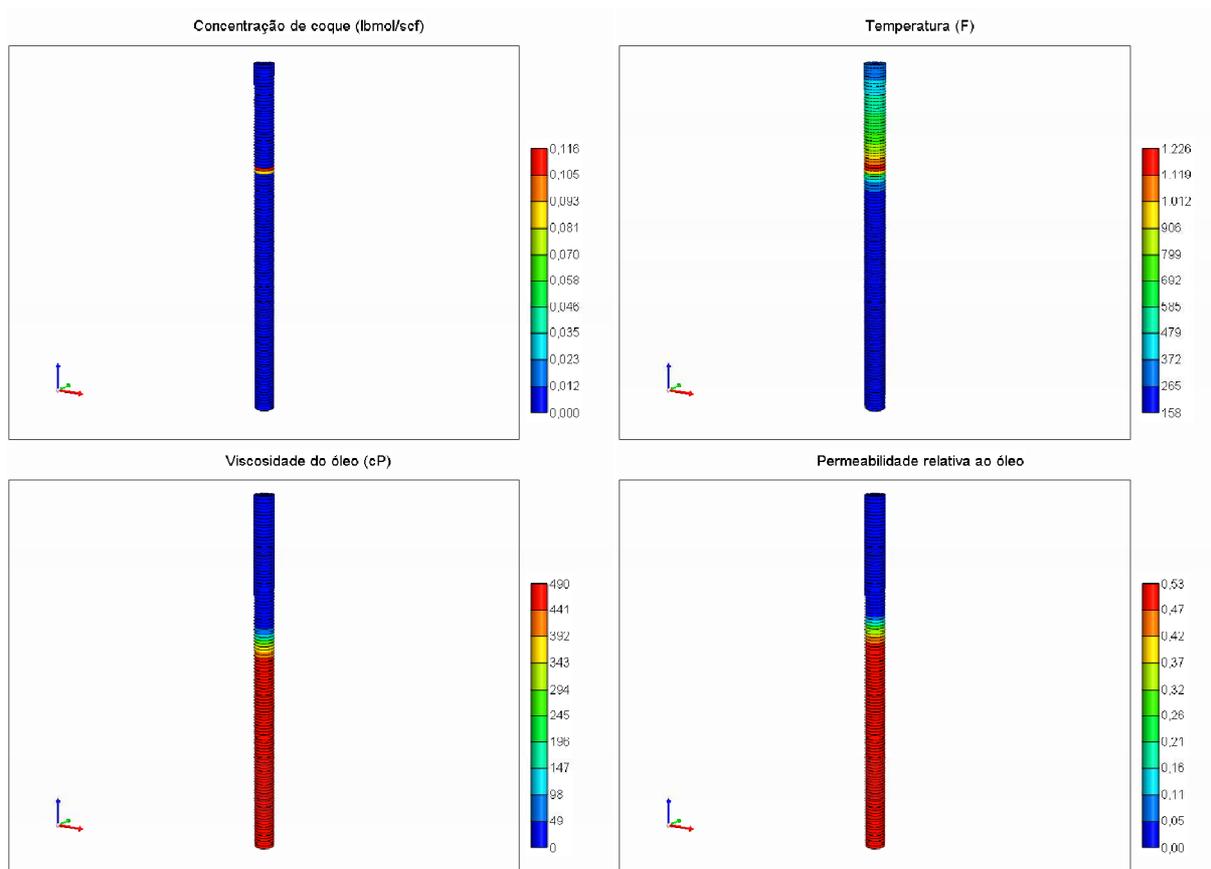


Figura 4.11 – Concentração de coque, temperatura, viscosidade e permeabilidade relativa ao óleo, para o instante de 2 horas.

A Figura 4.11 ilustra o que acontece na célula de combustão após duas horas de experimento quando a frente se encontra a aproximadamente 30 cm do tubo injetor, como podemos ver no gráfico de concentração de coque. Neste momento, mais de 90% do interior do tubo consiste em ou área já queimada (região azul no gráfico de viscosidade da Figura 4.11) ou em óleo com uma alta viscosidade (região vermelha no gráfico de viscosidade da Figura 4.11) aonde o escoamento de hidrocarbonetos é praticamente nulo. Por isso que o escoamento de óleo fica restrito a região da zona de combustão e alguns centímetros além da frente, confirmando o que já foi dito anteriormente.

Assim sendo, podemos afirmar que conforme a frente de combustão se move ela leva consigo o escoamento de óleo. Observando o histórico de produção obtido por Chicuta (2009),

vemos que a produção de óleo ocorre somente após 100 minutos do início do ensaio. Era necessário que a frente se deslocasse por certo tempo para que a zona de deslocamento de óleo alcançasse o poço produtor. Deste modo, concluímos que o deslocamento de óleo em processos de CIS é comandado pelo deslocamento da frente de combustão.

4.1.4 Energia de ativação

Foi avaliada a variação global dos valores da energia de ativação, alterando-os em proporções iguais para todas as quatro reações. Uma vez que o parâmetro EA se refere à energia necessária para a reação ocorrer, ela deve apresentar forte influência sob a frente de combustão, em com isso interferir de forma direta na dinâmica do processo CIS.

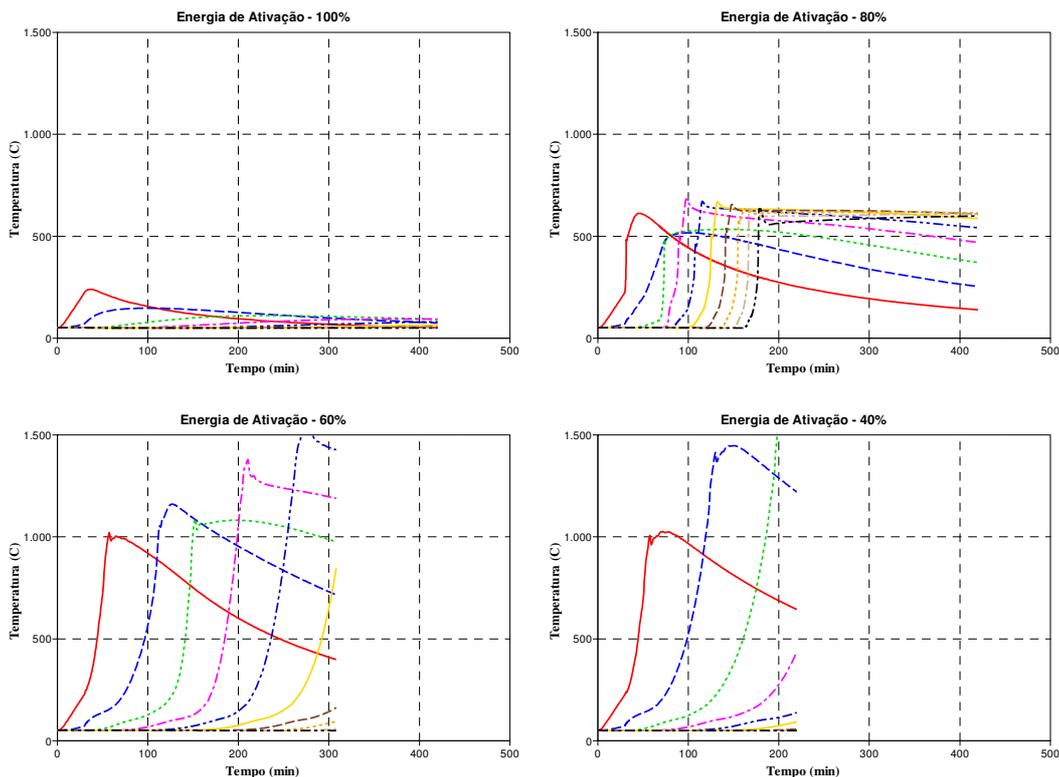


Figura 4.12 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para 100%, 80%, 60% e 40% dos valores referentes à energia de ativação das quatro reações propostas pelo STARS.

Atendendo as expectativas, a análise de sensibilidade ao parâmetro EA revelou-o como um dos parâmetros chaves no ajuste do modelo, devido sua elevada influência na dinâmica da frente de combustão, que por sua vez influencia a curva de produção de óleo. Para valores idênticos ao proposto pelo modelo do STARS (100%), o processo CIS não foi possível, fato já evidenciado por Ribeiro Junior (2008) e ilustrado novamente na Figura 4.12. Conforme imposta a diminuição na EA nas quatro reações, as curvas de temperatura tendem a ter os seus picos elevados. Nos dois últimos casos, a simulação foi encerrada devido a rodada incorrer em temperaturas muito elevadas.

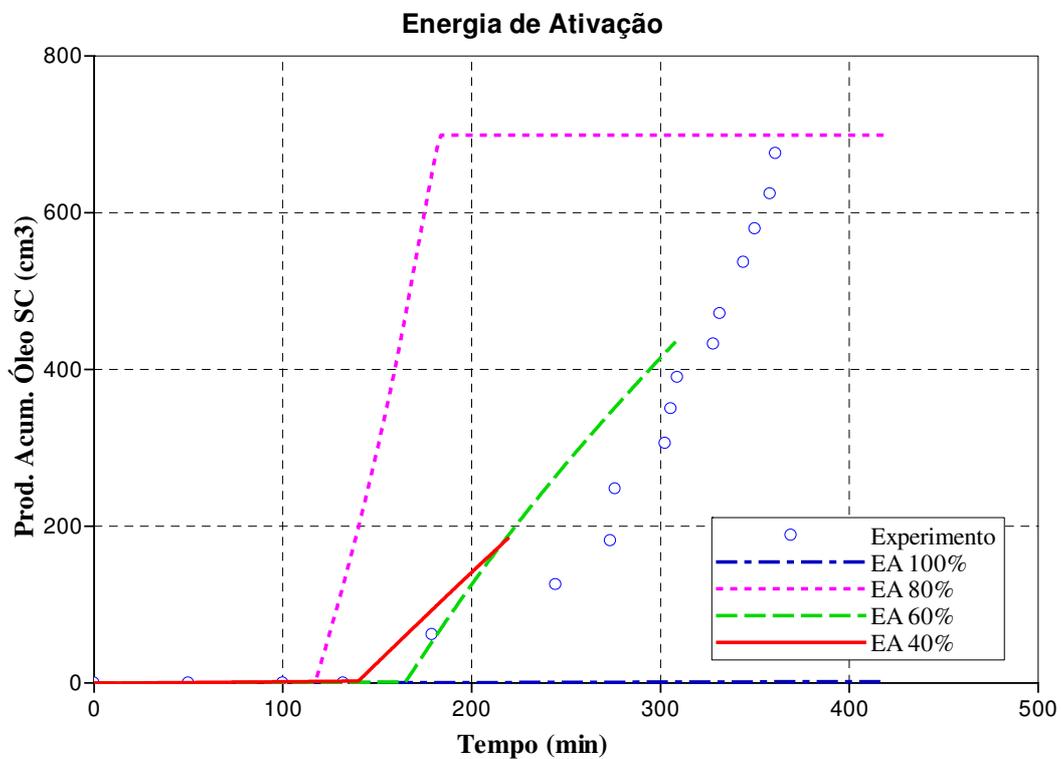


Figura 4.13 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para 100%, 80%, 60% e 40% dos valores referentes à energia de ativação das quatro reações propostas pelo STARS.

A diminuição de EA também faz diminuir a velocidade com que a frente percorre o tubo. A inclinação da reta de produção observada na Figura 4.13 diminui conforme o decréscimo no valor de EA. Isso revela que, para alcançar o ajuste da curva de produção de óleo, o modelo necessita de valores menores de EA do que aqueles propostos pelo STARS.

4.1.5 Entalpia de reação

Tal qual para o parâmetro EA, devido sua influência na energia liberada nas reações, a entalpia de reação também tem um papel fundamental no ajuste.

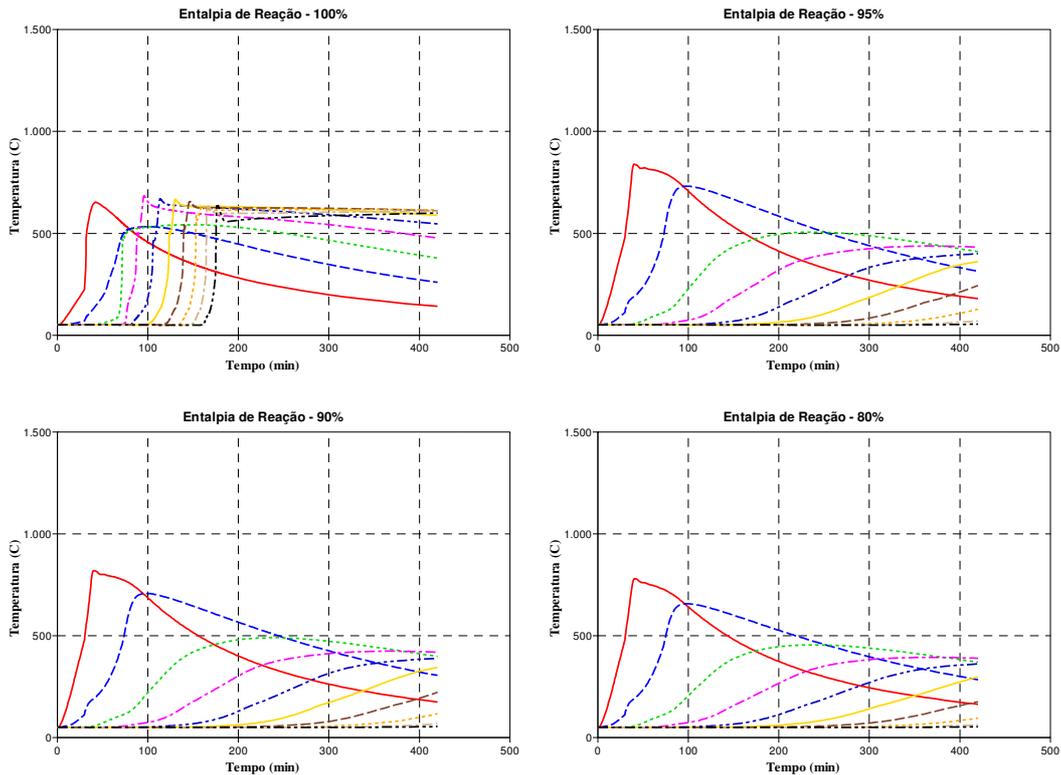


Figura 4.14 – Perfis de temperatura obtidos em diversas posições da análise de sensibilidade para 100%, 95%, 90% e 80% dos valores referentes à entalpia de reação das quatro reações propostas pelo STARS.

Conforme imposta a diminuição nos valores de entalpia de reação, a temperatura da frente diminui, pois menos energia era liberada no sistema de acordo com a Figura 4.14. Mas, somente o caso com 100% do valor de entalpia do modelo proposto pelo STARS permitiu que a frente de combustão se desenvolvesse. Valores de entalpia abaixo deste não liberaram energia suficiente para o processo de CIS evoluir sob estas condições.

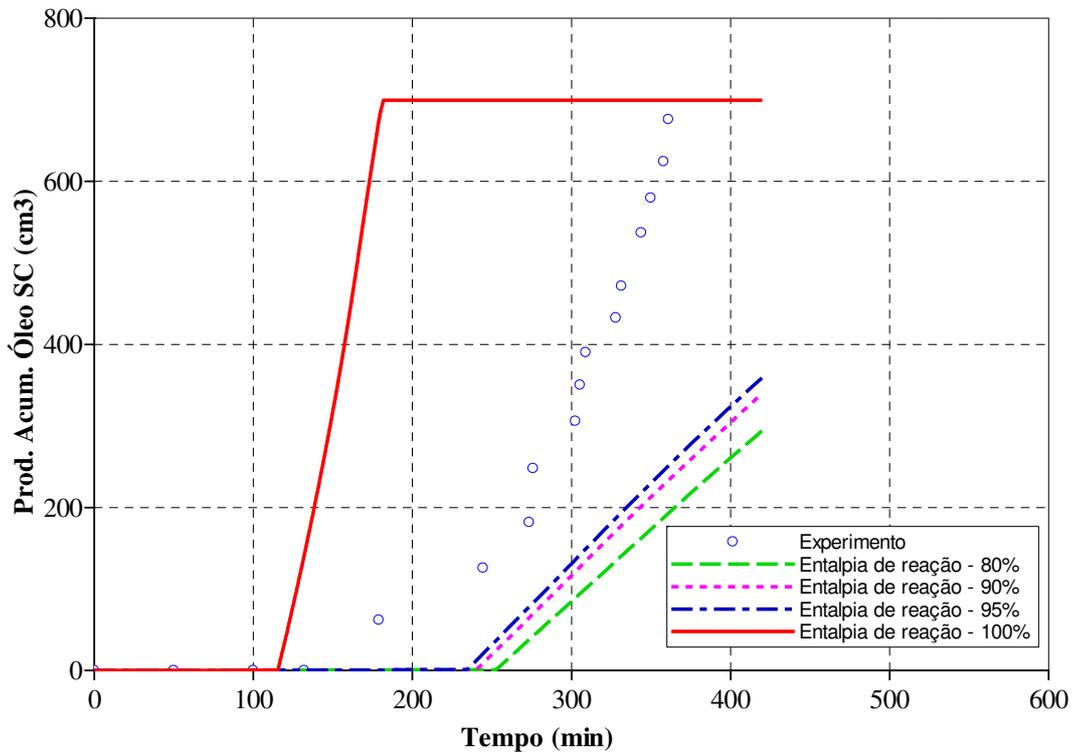


Figura 4.15 – Histórico de produção de óleo da análise de sensibilidade para 100%, 95%, 90% e 80% dos valores referentes à entalpia de reação das quatro reações propostas pelo STARS.

O histórico de produção apresentado pela Figura 4.15 teve sua análise comprometida uma vez que somente o caso de 100% proporcionou que o processo de CIS se desenvolvesse. No entanto, foi possível concluir que a produção de óleo se torna mais lenta conforme o decréscimo dos valores de entalpia de reação.

Finalizando a análise de sensibilidade é possível resumir os resultados obtidos e quantificar as influências dos parâmetros estudados. A Tabela 4.2 apresenta as tendências para a recuperação de óleo, o tempo para o primeiro sinal de produção de óleo, a velocidade da frente de combustão e a temperatura média da frente conforme a variação dos parâmetros. Esses dados serviram como ponto de partida para o ajuste da célula de combustão virtual referentes ao estudo de Chicuta (2009) e ao do relatório da PETROBRAS.

Tabela 4.2 – Resultados da análise de sensibilidade.

	Fator de recuperação	Tempo para produção de óleo	Velocidade da frente combustão	Temperatura da frente combustão
↑ ϕ	↑↑↑	↑↑	↓	↑↑
↑ K	↓	↓↓↓	↑	↓↓↓
KI*	-**	-	-	-
↑ S_{or}	-	↑↑↑	↓	↑
↑ K_{rw}	-	-	-	-
↑ ΔH^{***}	-	↓	↓↓↓	↑↑↑
↑ EA***	-	↓↓↓	↑↑↑	↓↓↓

*Foram variados os perfis de curva de permeabilidade relativa: quadrática, cúbica, meio inconsolidado e meio cimentado

**Não apresentou mudanças significativas ou não foi possível avaliar o parâmetro.

***Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

4.2 Ajuste Caso I com o modelo do STARS

Após as análises de sensibilidade e de posse dos resultados experimentais, foi possível ajustar o modelo numérico com base nos principais parâmetros da CIS. A Tabela 4.3 ilustra os valores ajustados.

Tabela 4.3 - Valores dos parâmetros ajustados.

Parâmetro	Valor Base	Valor Ajustado
Porosidade (ϕ)	36%	39%
Permeabilidade (K)	10.000 mD	9.000 mD
Permeabilidade relativa	Retas	Meio Inconsolidado
S_{or}	0%	40%
K_{rw} ($S_w=100\%$)	1	1
ΔH^*	100%	60%
AE*	80%	70%

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

Apesar dos valores obtidos com a análise de sensibilidade se mostrarem indiferentes para o perfil das curvas de permeabilidade relativa e para K_{rw} ($S_o=1$), o modelo baseado em uma matriz inconsolidada com granulometria de baixa seleção foi o adotado, devido o experimento empregar arenito de granulometria restrita a 60-80 *mesh*.

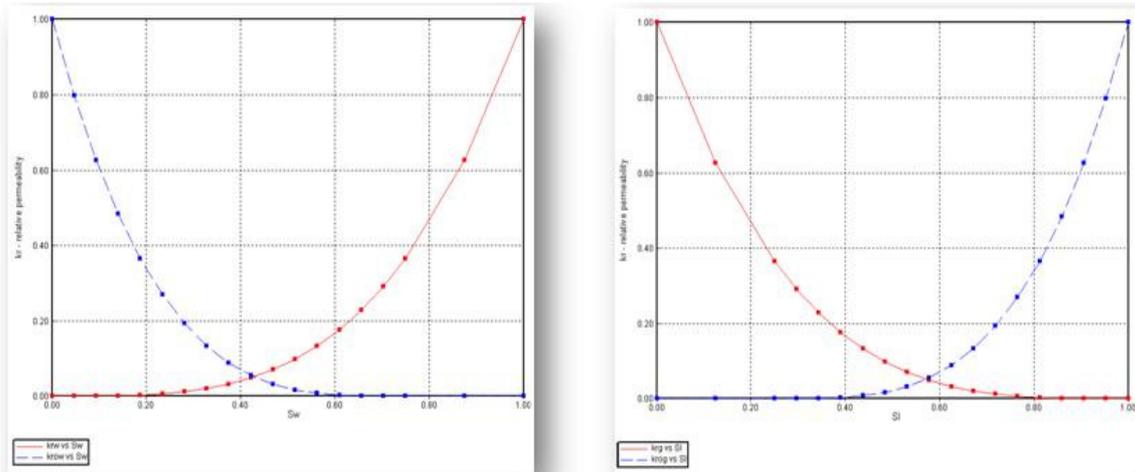


Figura 4.16 – Curvas de permeabilidade relativa ajustadas do caso I.

Ao final, o ajuste de EA e da entalpia de reação se mostraram determinantes para a obtenção de um perfil de temperatura e de uma curva de produção mais próximas daquelas obtidas em laboratório. No entanto, há uma interdependência entre a temperatura da frente de combustão e a velocidade da frente que já foi ressaltada durante a análise de sensibilidade. Quanto maior é a temperatura, menor é a velocidade de deslocamento da frente. Como o que dita a velocidade é a quantidade de combustível depositado, quanto mais combustível depositado, mais tempo será necessário para queimá-lo e mais energia é liberada, elevando-se mais a temperatura média do sistema.

As Figuras 4.17 e 4.19 reportam os resultados obtidos depois do ajuste. Para auxiliar na análise, os perfis obtidos experimentalmente por Chicuta (2009) estão presentes na Figura 4.18. Na curva de produção de óleo acumulado da Figura 4.20 estão presentes também os resultados do modelo de Ribeiro Junior (2008), considerado aqui como base, e os experimentais.

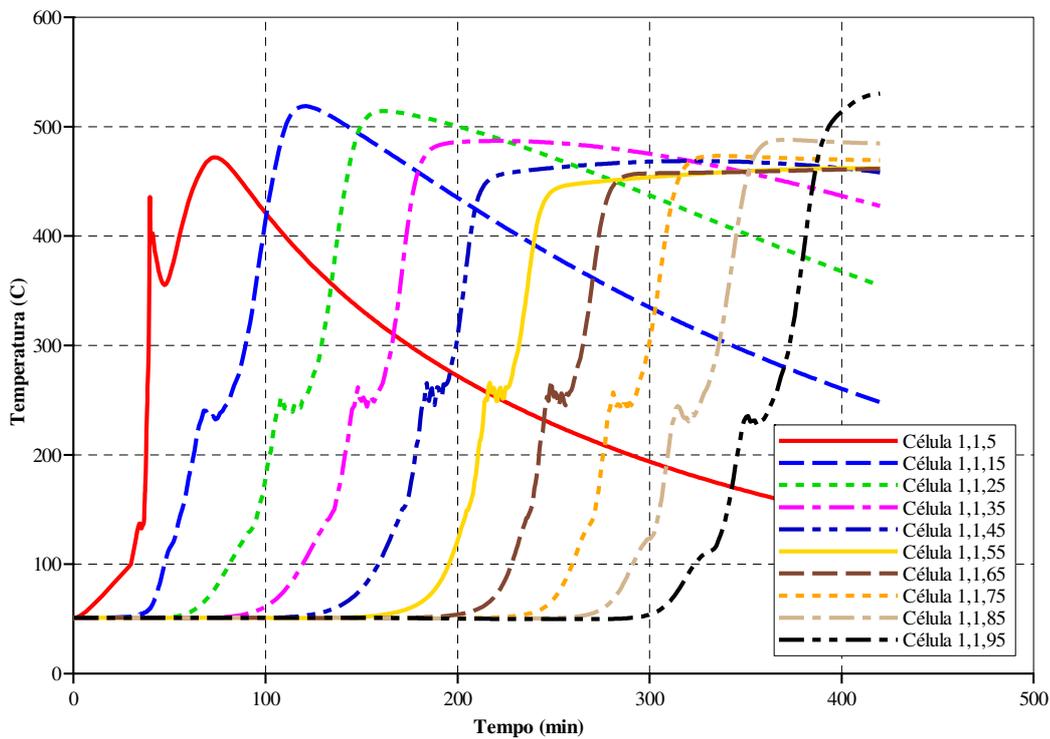


Figura 4.17 – Histórico de temperatura para distintas posições – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS.

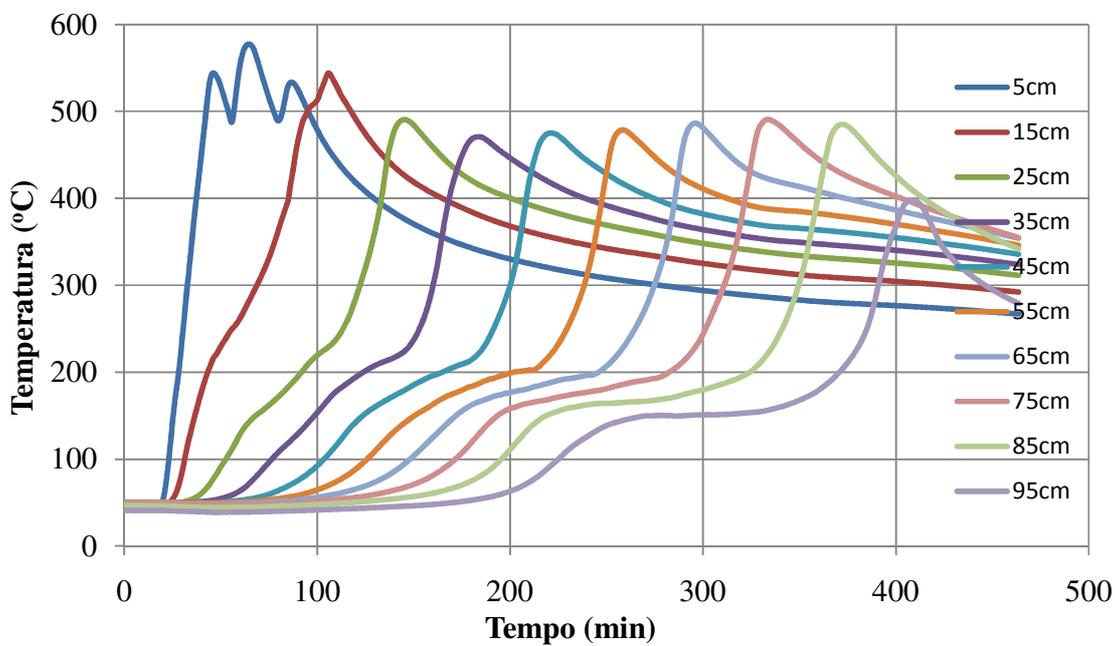


Figura 4.18 – Histórico de temperatura para diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).

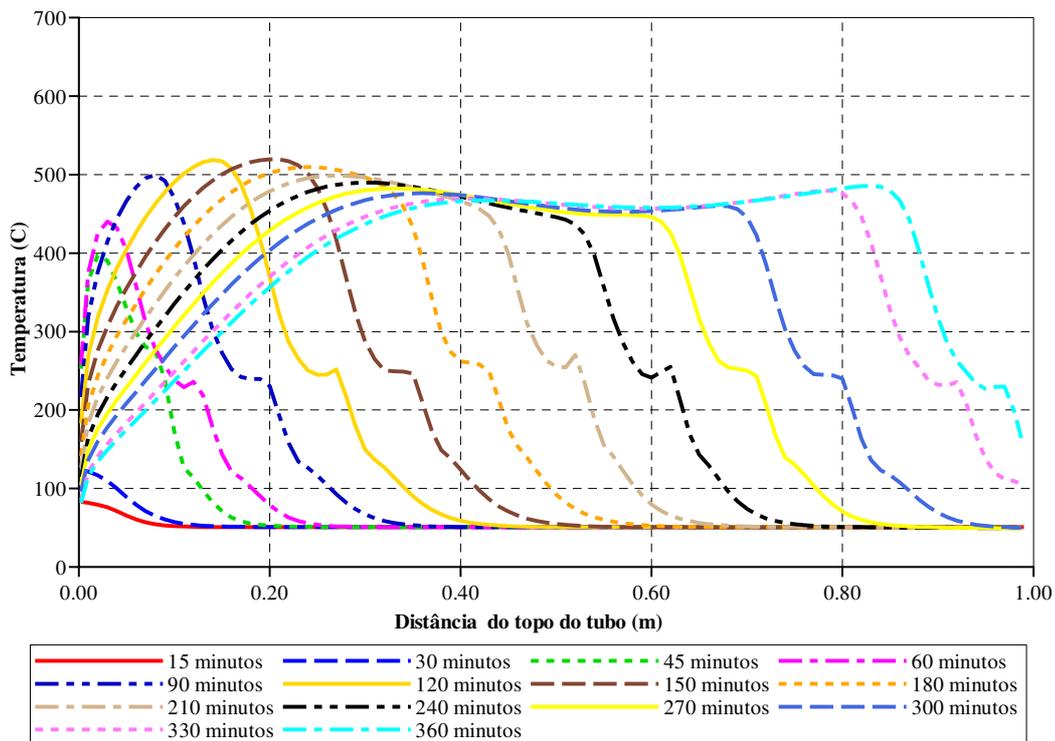


Figura 4.19 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS.

As Figuras 4.17 e 4.19 mostram os perfis de temperatura obtidos depois do ajuste. Os perfis reportam valores muito próximos aos experimentais, principalmente quando olhamos a posição da frente de combustão e sua temperatura média, que são ditadas pelas reações de OAT. Ambas são identificadas por meio dos picos de temperatura em cada curva do gráfico, que representam a passagem da frente de combustão. Em contrapartida, a região entre 200°C e 300°C não foi bem representada. Isso pode sugerir que o modelo não está simulando bem o deslocamento do banco de vapor, tendo em vista que nestas condições a temperatura de saturação da água está próxima a 180°C. De fato, uma vez que o modelo do STARS não admite reações de OBT, que ocorrem torno de 200°C, em todo o processo a temperatura média está sempre acima de 200°C, para a qual a água se vaporiza.

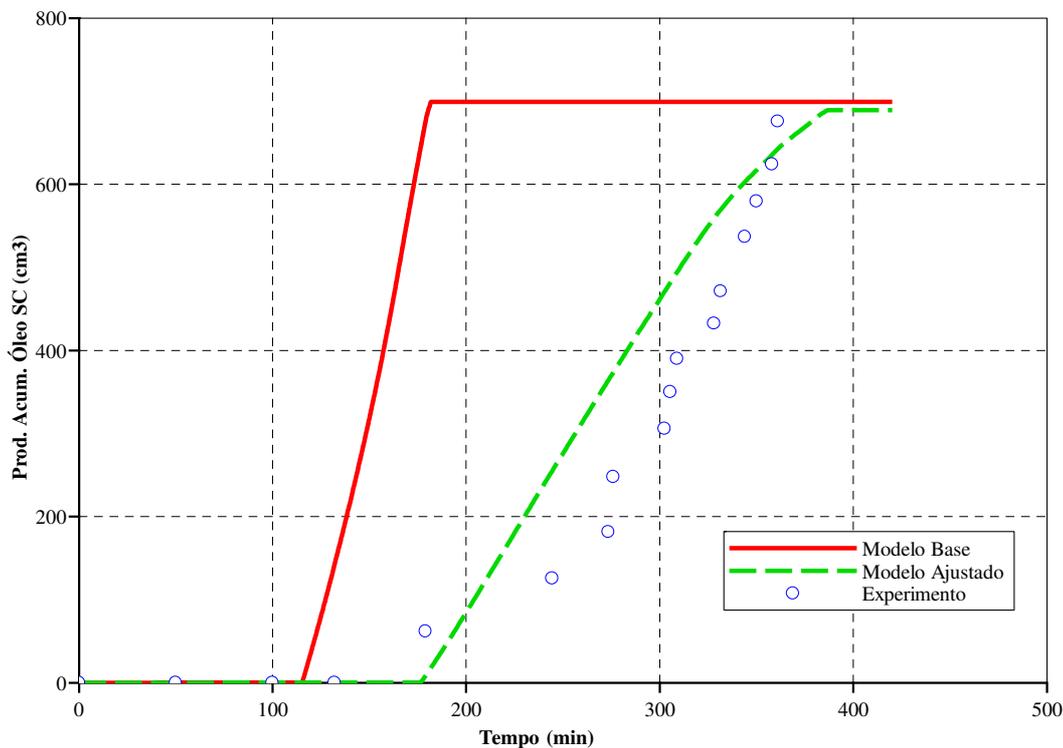


Figura 4.20 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS com o experimento de Chicuta (2009).

Os resultados do histórico de produção foram satisfatórios como se pode ver na Figura 4.20. Houve um atraso na produção de óleo e o perfil da curva se inclinou um pouco no sentido horário.

4.3 Ajuste caso I com o modelo de Marín (2007)

Após os ajuste do modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações do STARS e tendo como base os resultados obtidos por Chicuta (2009) e por Ribeiro Junior (2008), um novo modelo de reações foi investigado, visando verificar qual modelo de reações é o mais indicado para representar os processos de CIS nestas condições. O segundo modelo de reações, proposto por Marín (2007), tem a característica de incluir as reações de OBT, as quais o modelo do STARS omite.

Como ponto de partida no ajuste do experimento de Chicuta (2009) com o modelo baseado nas frações SARA, foram utilizados novamente os dados de Ribeiro Junior (2008) como base, pois ele apresenta um cenário mais genérico. Os dados do modelo antes e depois do ajuste se encontram na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Valores dos parâmetros antes e depois do ajuste do Caso I utilizando o modelo de reações proposto por Marín (2007).

Parâmetro	Valor Base	Valor Ajustado
Porosidade	0.39	0.39
Permeabilidade (mD)	9.000	9.000
Permeabilidade relativa	Meio Inconsolidado	Meio Inconsolidado
S_{or}	40%	40%
K_{rw} ($S_w=100\%$)	1	1
ΔH^*	80%**	60%***
AE^*	100%**	70%***

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do Marín 2007 ou do STARS.

**Modelo de reações do STARS.

***Modelo de reações descrito por Marín 2007.

O melhor ajuste para este modelo de reações foi bem similar ao obtido para o modelo do STARS, apesar das reações e de seus parâmetros serem totalmente diferentes. Abaixo são relatados os resultados obtidos no melhor ajuste com o modelo de reações baseado em frações SARA.

As Figuras 4.21 e 4.23 ilustram os perfis de temperatura obtidos depois do ajuste. Novamente como auxílio para a análise, os dados experimentais referentes à temperatura estão presentes na Figura 4.22. A curva de produção de óleo acumulado se encontra na Figura 4.24, a qual inclui os resultados do modelo base de Ribeiro Junior (2008) e os experimentais de Chicuta (2009).

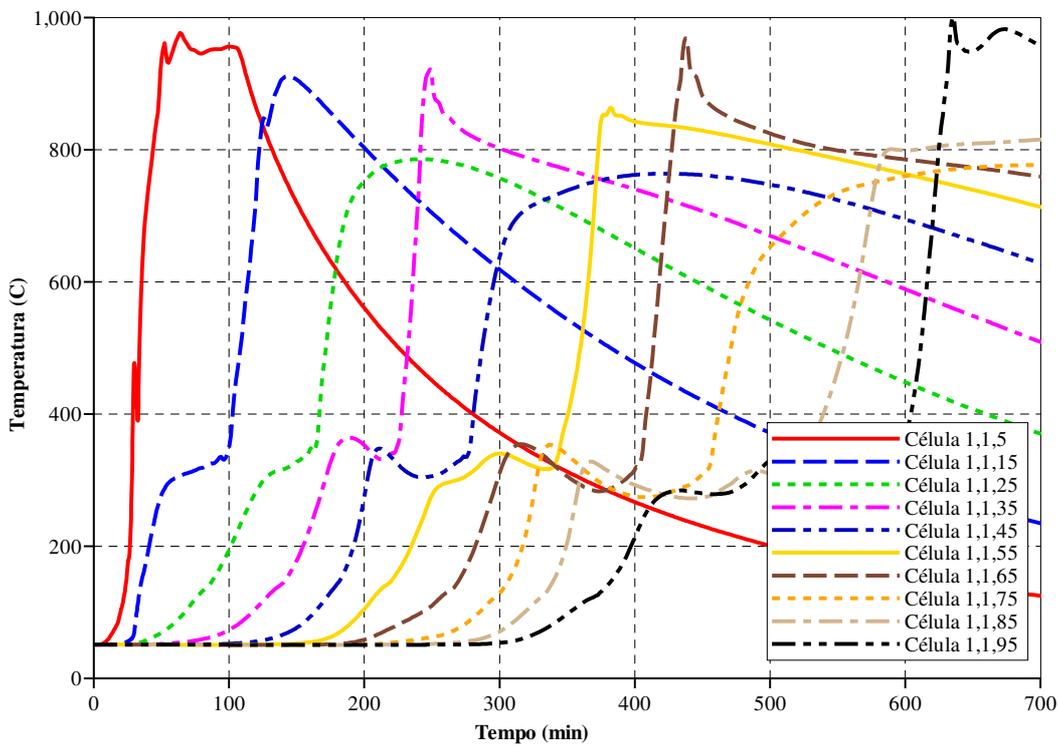


Figura 4.21 – Histórico de temperatura para diversas posições – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações de Marín (2007).

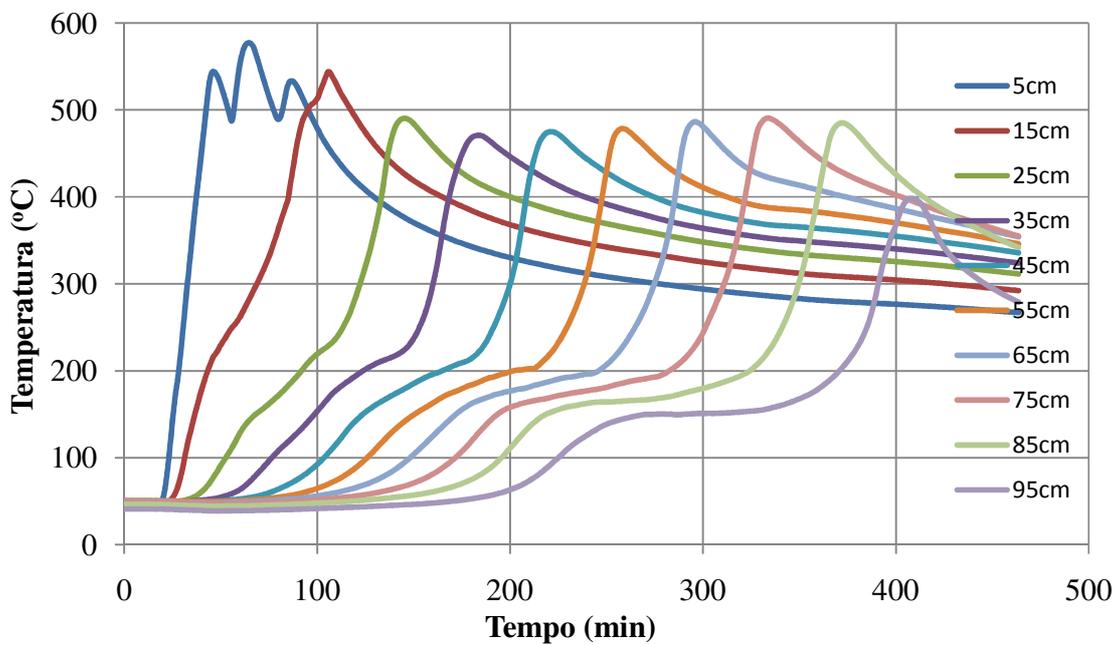


Figura 4.22 – Histórico de temperatura para diversas posições – Caso I (CHICUTA, 2009).

Apesar dos esforços no ajuste dos parâmetros das reações, não foi possível atingir resultados satisfatórios com o modelo de reações proposto por Marín (2007). Talvez o maior problema seja que este conjunto de reações foi somente modelado para simular as reações de OBT. De fato, a região intermediária nas curvas de temperatura está similar àsquelas observadas nos resultados experimentais como podemos verificar na Figura 4.21 e 4.22.

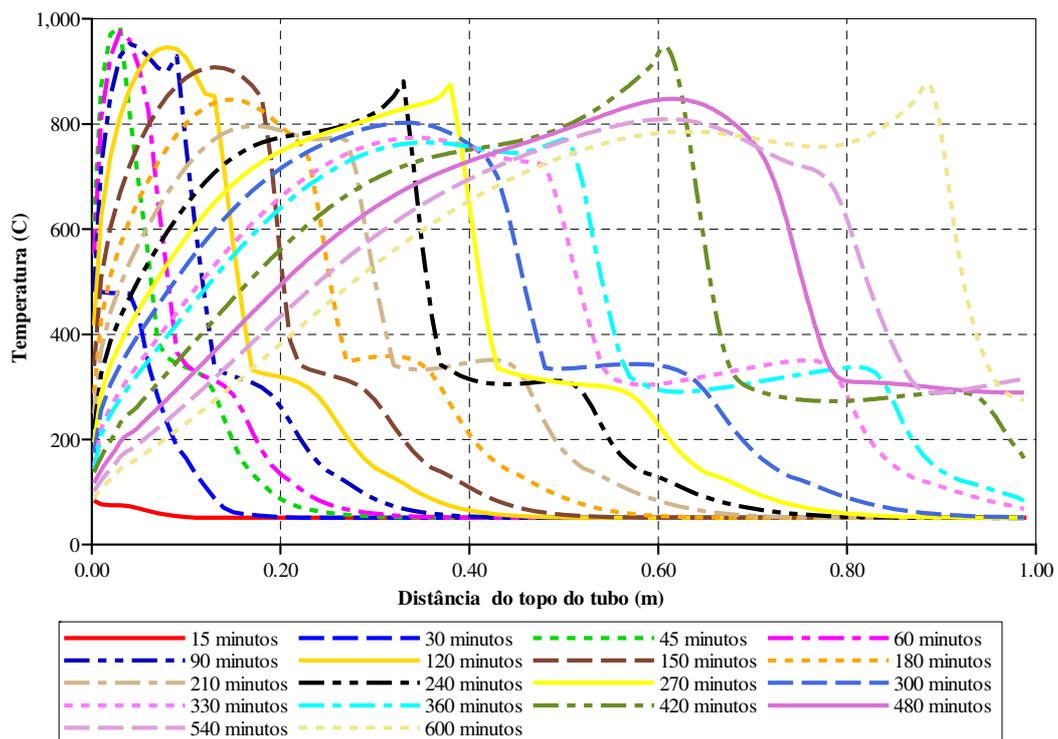


Figura 4.23 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico do Caso I utilizando o modelo de reações de Marín (2007).

Entretanto, quem dita toda a dinâmica do processo de CIS é a frente de combustão, a qual é composta majoritariamente por reações de OAT e de craqueamento (deposição de combustível). Apesar da reação da queima do coque ser introduzida em conjunto com o modelo de Marín (2007), ela não foi suficiente para reproduzir o deslocamento da frente de combustão, a qual apresentou temperaturas próximas a 1.000°C para o início da simulação de acordo com a Figura 4.23.

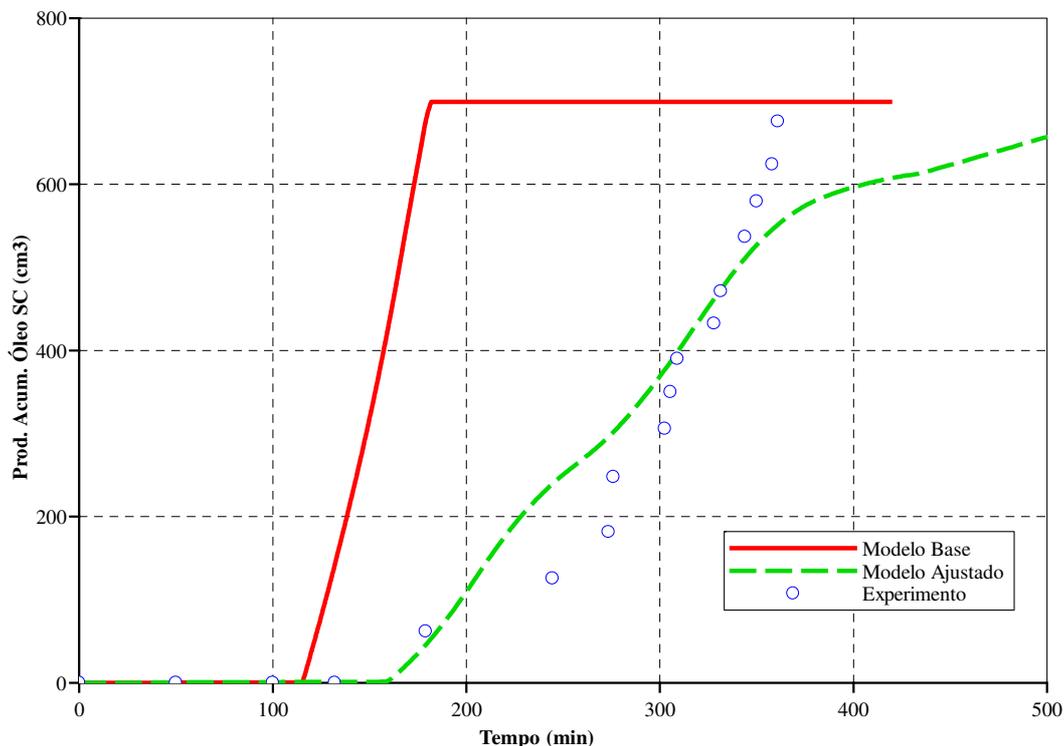


Figura 4.24 – Comparação do histórico de produção de óleo do modelo numérico do Caso I, modelo de Marín (2007), com experimental, Chicuta (2009).

Outro fator reside nas considerações do modelo de fluidos, o qual não foi exatamente composto por frações SARA. Apesar das similaridades, as propriedades de cada fração SARA diferem dos apresentados pelos pseudo-componentes do modelo de fluidos das reações do STARS. Essas diferenças prejudicam o comportamento das reações, na deposição de combustível e no deslocamento da frente, parâmetros chave no perfil de temperatura e no histórico de produção de fluido que só apresentou resultados plausíveis até o instante em torno de 350 minutos, como podemos observar na Figura 4.24.

4.4 Ajuste do caso II com o modelo STARS

Após os ajustes feitos com a célula de combustão de Chicuta (2009), o modelo de reações proposto pelo STARS, apesar de ser mais simplificado, foi selecionado para simular o processo

de CIS descrito no relatório da PETROBRAS, por ter mostrado os melhores resultados e também por apresentar menores incertezas no modelo de fluidos. A princípio, os parâmetros obtidos no modelo ajustado do caso I serviram como base para o ajuste do caso II. A Tabela 4.5 ilustra os valores tidos como base.

Tabela 4.5 - Valores base no modelo de ajuste da célula PETROBRAS.

Parâmetro	Valor Inicial
Porosidade	0,457
Permeabilidade (mD)	13.100
Permeabilidade relativa	Meio Inconsolidado
S _{or}	40%
K _{rw} (S _w =100%)	1
ΔH	100%
AE	80%

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

Novamente, o modelo baseado em uma matriz inconsolidada com granulometria de baixa seleção foi o adotado, devido o experimento da PETROBRAS empregar arenito de granulometria restrita a 150 *mesh*.

4.4.1 Ajuste do caso II com o modelo do STARS – Com ignição

Esta abordagem do caso II inclui o procedimento de ignição do tubo de combustão e o de pressurização. Para tanto, aquecedores externos fornecerem uma potência de 20 Btu/h na primeira célula que circunda o topo do tubo por 2.66 horas e gás inerte foi injetado para elevar a pressão do tubo até 103 Bar, de acordo com o experimento.

Os dados mensurados em laboratório, como porosidade e permeabilidade, não entraram no ajuste, assim como a permeabilidade relativa da água que não mostrou influência no ajuste anterior. Ao final, restou apenas o ajuste do parâmetro EA e da entalpia de reação, que deveriam ser alterados de acordo com os resultados obtidos no experimento. A Tabela 4.6 apresenta os

valores iniciais e os obtidos após o ajuste.

Tabela 4.6 - Valores antes e depois do ajuste com ignição da célula de CIS da PETROBRAS.

Parâmetro	Valor Inicial	Valor Ajustado
Porosidade	0,457	0,457
Permeabilidade (mD)	13.100	13.100
Permeabilidade relativa	Meio Inconsolidado	Meio Inconsolidado
S_{or}	40%	40%
$K_{rw} (S_w=100\%)$	1	1
ΔH^*	60%	100%
AE^*	70%	100%**

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

**Exceto a reação de craqueamento que teve o valor final de 120% da EA do modelo do STARS.

De acordo com a análise de sensibilidade, o parâmetro chave para o ajuste da velocidade da frente é a EA. Conforme o aumento do valor da mesma, menos reações ocorrem, menos energia é liberada, menos coque é depositado e mais rápido é o deslocamento da frente. Para reduzir a velocidade da frente, o parâmetro EA foi elevado até se igualar aos mesmos valores propostos pelo STARS. Somente a reação de craqueamento teve o valor mais alto, equivalente a 120% do proposto. Como a EA também interfere na temperatura, a entalpia de reação teve de ser aumentada para a temperatura média da frente de combustão se manter no patamar dos 600°C.

A Figura 4.25 apresenta o perfil de temperatura obtido no ajuste numérico com ignição do caso II. Vale lembrar que o simulador partiu do instante 0 hora, o qual representa o instante -2,67 horas do experimento. Assim como foi feito no caso I, o gráfico com os resultados experimentais será posicionado logo abaixo, na Figura 4.26.

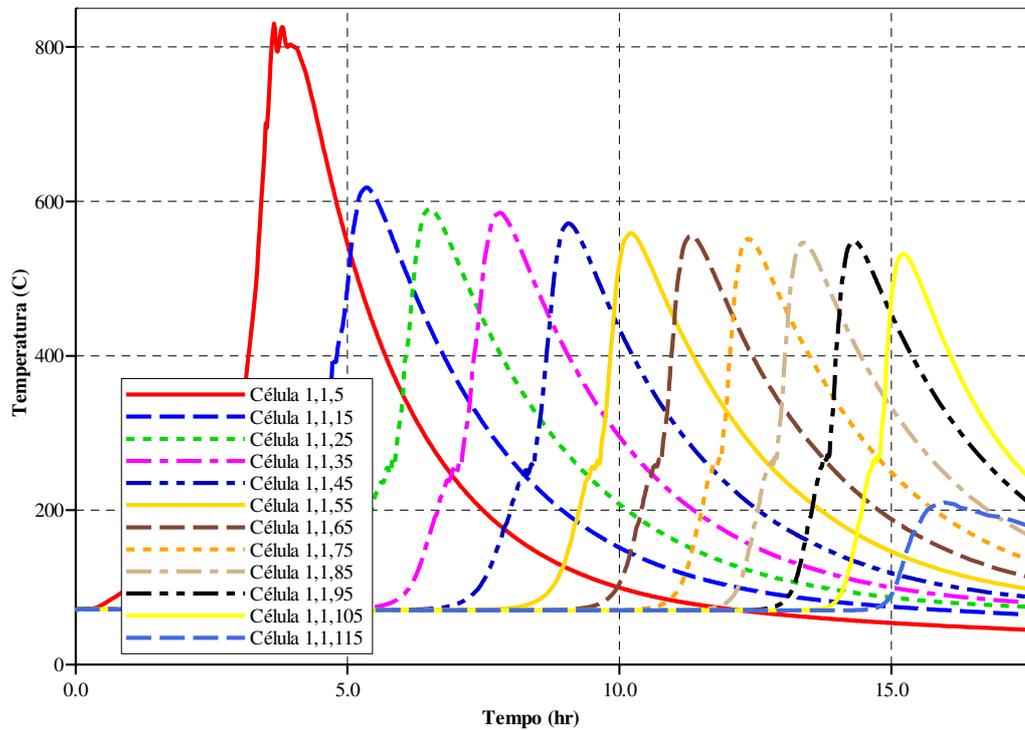


Figura 4.25 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – modelo numérico ajustado do Caso II com ignição.

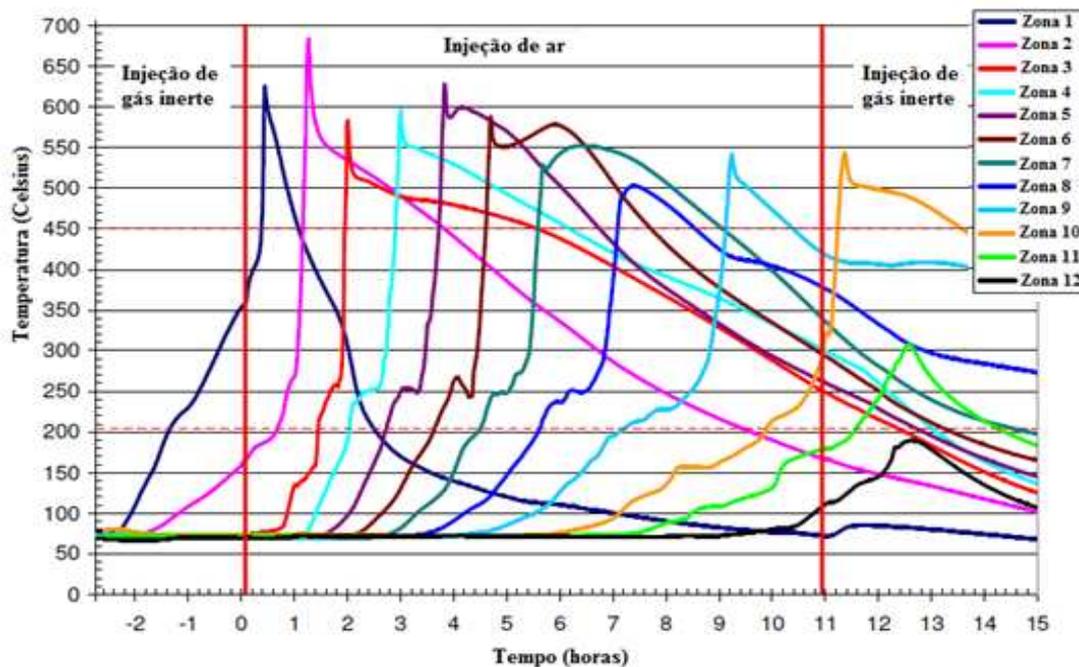


Figura 4.26 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – Caso II (PETROBRAS).

De acordo com a Figura 4.25, os resultados com modelo de reações descrito pelo STARS não conseguem, de maneira satisfatória, simular o experimento relatado pelo relatório interno da PETROBRAS. Apesar da temperatura média da frente de combustão estar condizente com o experimental, assim como sua velocidade de deslocamento, as curvas de temperatura não apresentam o mesmo perfil dos obtidos em laboratório, caracterizadas por serem irregulares e assimétricas. Ao contrário disso, o simulador fornece resultados bem comportados e cíclicos como podemos ver na Figura 4.27.

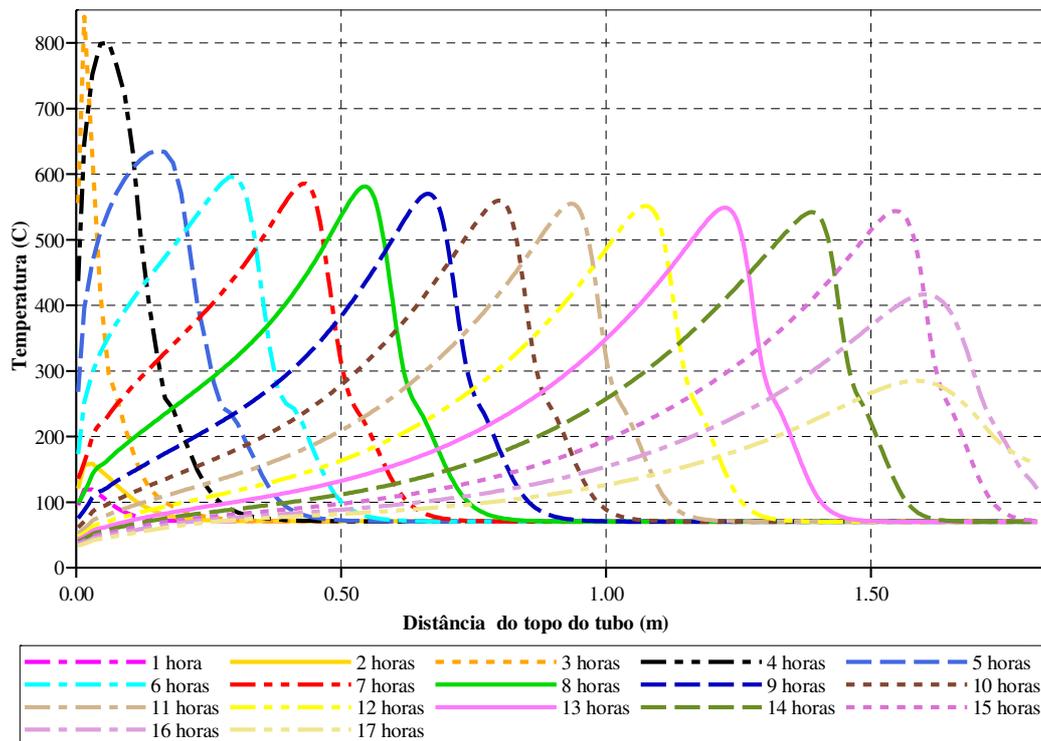


Figura 4.27 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico ajustado do Caso II com ignição.

Como o preenchimento do tubo de combustão do relatório interno da PETROBRAS foi feito primeiramente pela introdução de arenito proveniente do campo piloto, seguido da injeção de água, óleo e por último gás inerte, a célula de combustão ao final não apresentava um meio homogêneo e isotrópico, hipóteses estas consideradas no simulador. Por isso, a saturação de fluidos varia de acordo com a região do tubo, assim com a porosidade e permeabilidades. Essa heterogeneidade favorece a assimetria nas curvas de temperatura, pois como foi visto na análise

de sensibilidade, a variação de cada parâmetro tem grande influência na dinâmica do processo CIS. Maior quantidade de óleo significa mais combustível depositado e, portanto mais energia liberada. Aliado à diversidade de permeabilidade, que favorece o escoamento de oxigênio em algumas regiões, nas quais o processo de combustão terá melhor êxito, enquanto que outras têm pouco acesso ao comburente e ficam restritas apenas às reações de craqueamento.

Já a célula de combustão de Chicuta (2009) foi toda preparada a se obter um meio homogêneo e isotrópico. Por isso, os resultados experimentais foram muito bem comportados e o simulador pôde reproduzi-lo satisfatoriamente. Além do que, enquanto Chicuta (2009) efetuou a injeção de gás por ambos os lados durante o estágio de pressurização, o experimento da PETROBRAS efetuou somente pelo injetor. Isso pode acarretar na origem de caminhos preferenciais para o gás. Uma vez feitos, os gases provenientes da frente de combustão terão uma maior tendência a ser produzidos antes de encontrar a zona de óleo original, carregando com si a energia proveniente da frente de combustão e as frações leves.

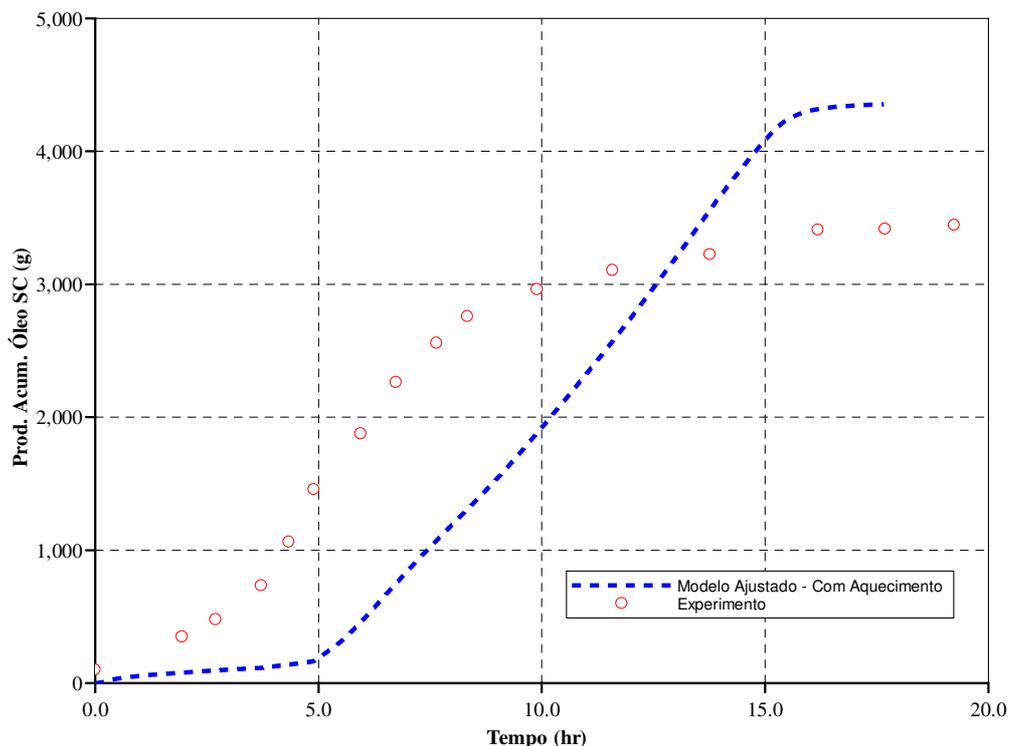


Figura 4.28 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso II ajustado com ignição com o experimento descrito pelo relatório da PETROBRAS.

A curva de produção de óleo ilustrada na Figura 4.28 não foi bem representada na região entre o início da simulação até 5 horas, onde o mecanismo de produção dominante era o do deslocamento do óleo por gás inerte. Entre 5 e 12 horas a curva do histórico de produção de óleo foi ligeiramente ajustada, mantendo-se paralela aos pontos experimentais. Supondo que o intervalo anterior apresentasse um bom ajuste, ou seja, se para o instante 5 horas a produção acumulada de óleo apresentasse um valor próximo a 1.500 g, a curva simulada iria coincidir com os dados experimentais. Neste último caso, o mecanismo dominante de produção era o próprio processo de CIS, foco do estudo. A partir de 12 horas até o final, novamente o óleo foi produzido por injeção de gás. Neste intervalo a curva de produção de óleo não se reproduz com bom ajuste.

O fator de recuperação encontrado ao final da simulação foi maior do que o obtido em laboratório. Como os parâmetros chaves neste ajuste são a porosidade e permeabilidade absoluta, e como os mesmos foram mensurados em laboratório, pouco se pode fazer para atenuar o erro. O problema deve residir novamente no meio heterogêneo obtido em laboratório e as hipóteses de homogeneidade do simulador.

4.4.2 Ajuste do caso II com o modelo do STARS – Sem ignição

Como o relatório descreve o período da ignição de forma complexa, este modelo visou atenuar os erros devido às incertezas da distribuição de fluidos ao longo do tubo antes do início da injeção de ar. Neste caso o processo de ignição e pressurização não é inserido. Em vez disso, o modelo utiliza um mapa de saturação e temperatura para simular os efeitos do sistema de ignição e pressurização imediatamente antes da injeção de ar. Como no caso anterior, o ajuste envolveu somente os parâmetros energia de ativação e a entalpia de reação. A Tabela 4.7 reporta os valores iniciais e ajustados para os respectivos parâmetros.

Tabela 4.7 - Valores antes e depois do ajuste sem ignição da célula de CIS da PETROBRAS.

Parâmetro	Valor Base	Valor Ajustado
Porosidade	0,457	0,457
Permeabilidade (mD)	13.100	13.100
Permeabilidade relativa	Meio Inconsolidado	Meio Inconsolidado
S_{or}	40%	40%
K_{rw} ($S_w=100\%$)	1	1
ΔH^*	60%	100%
AE^*	70%	100%

*Relativos ao valor inicial descrito no modelo do STARS.

Como obtido para o caso com ignição, os valores dos parâmetros referentes à energia de ativação e entalpia de reação após o ajuste se igualaram aos mesmos valores propostos pelo modelo de reações do STARS. A única diferença reside na reação de craqueamento que neste caso foi mantida em 100%, contrastando com os 120% obtidos no modelo anterior.

Os resultados obtidos após o ajuste estão ilustrados a seguir. A Figura 4.29 apresenta o perfil de temperatura obtido no ajuste numérico sem ignição do caso II. A curva de temperatura obtido do relatório da PETROBRAS se encontra logo abaixo, na Figura 4.30. Para este caso o início da simulação parte do instante zero do ensaio efetuado em laboratório, referente ao desligamento da ignição e início da injeção de ar.

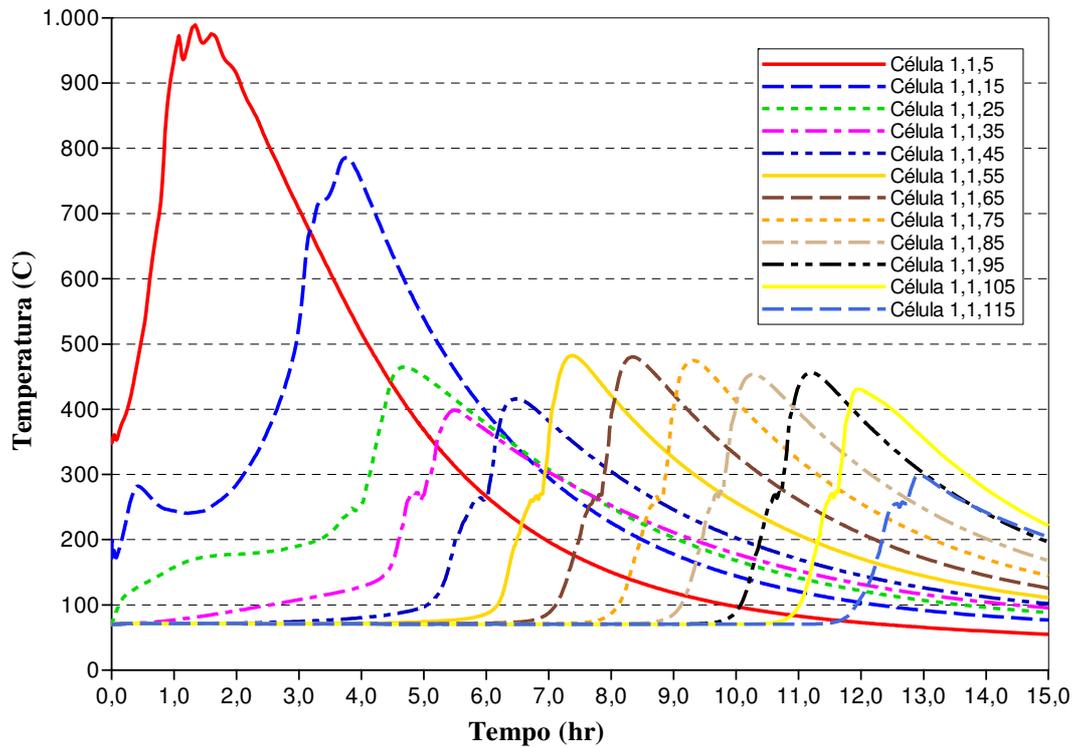


Figura 4.29 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – modelo numérico ajustado do Caso II sem ignição.

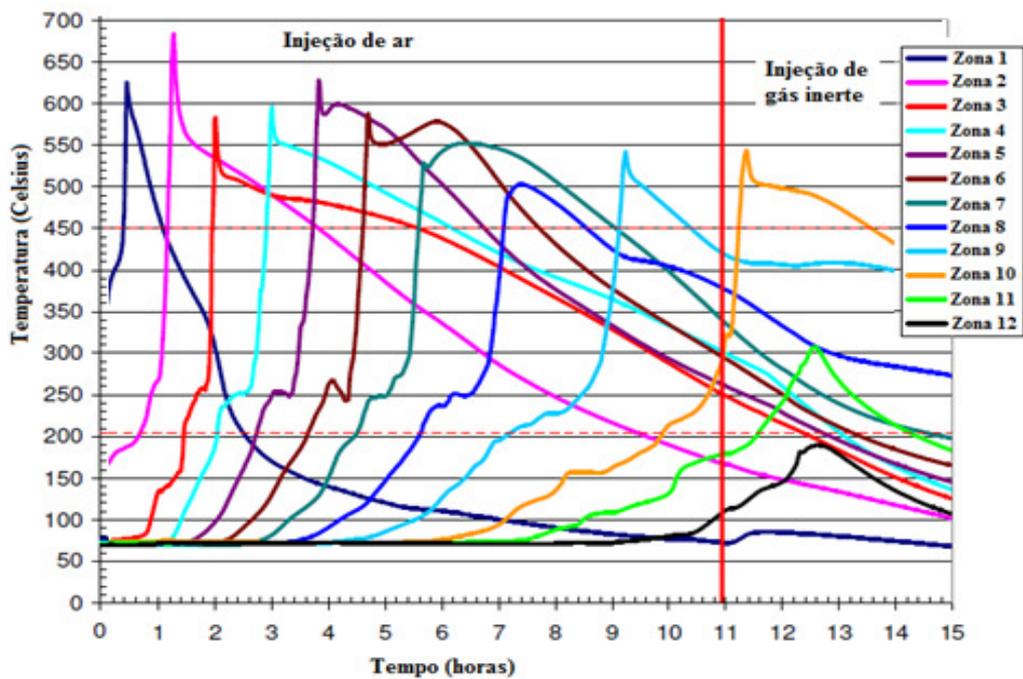


Figura 4.30 – Histórico de temperatura obtido para distintas posições – Caso II (PETROBRAS).

Após o ajuste da velocidade da frente, a temperatura no início da simulação nos dois primeiros termopares alcançou valores muito elevados, como vemos na Figura 4.29. O problema residiu em uma alta deposição de coque no início da simulação em virtude da alta temperatura das primeiras células. Mas independente disso, novamente as curvas de temperatura apresentam um perfil bem-comportado, semelhante ao do caso com ignição, diferente do padrão obtido em laboratório que se caracteriza pela assimetria e irregularidades.

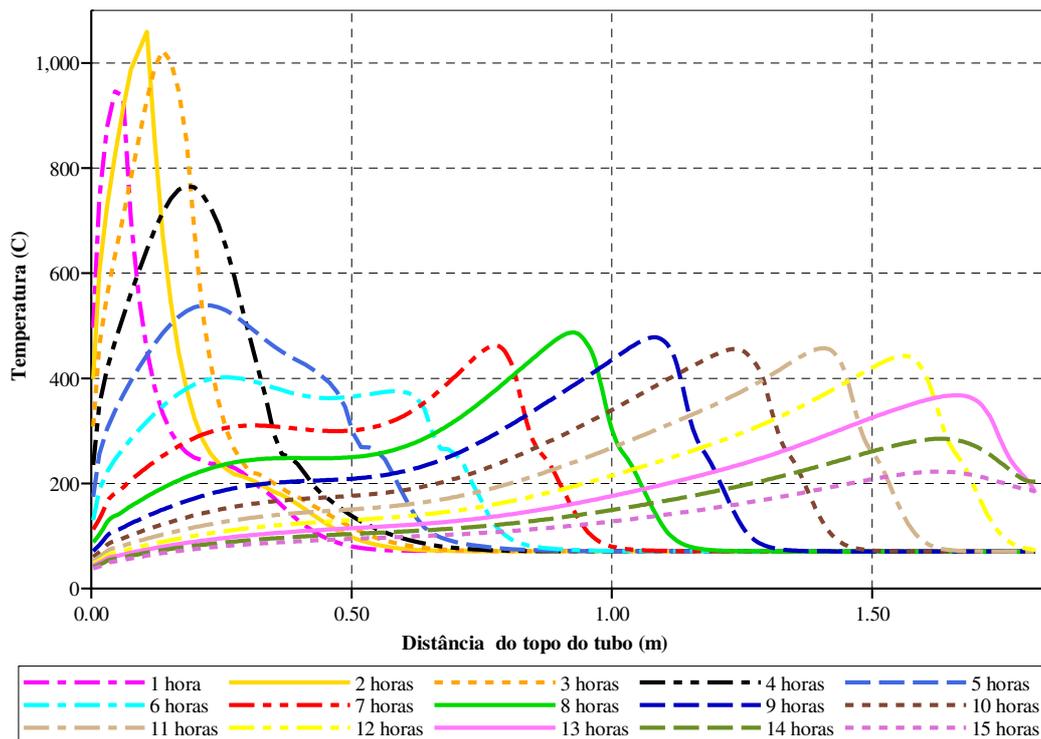


Figura 4.31 – Histórico de temperatura obtido para diferentes tempos – modelo numérico ajustado do Caso II sem ignição.

Como somente o valor de temperatura das células onde se encontrava os termopares era conhecido, o restante das células que as circundavam teve seus valores extrapolados para a mesma temperatura. O mapa de temperatura sugerido por Belgrave (1995) indica a temperatura em somente 12 pontos ao longo do tubo de combustão. Como neste modelo a malha empregada apresenta 120 células, 108 células tiveram seus valores de temperatura extrapolados de acordo com o vizinho mais próximo.

Este evento resultou em muita energia disponível nas células próximas ao injetor, acarretando em uma alta deposição de combustível. Com a injeção de ar, a queima do combustível elevou muito a temperatura do tubo de combustão no início da simulação como podemos ver na Figura 4.31 a qual indica valores de temperatura acima de 1.000°C durante as três horas iniciais.

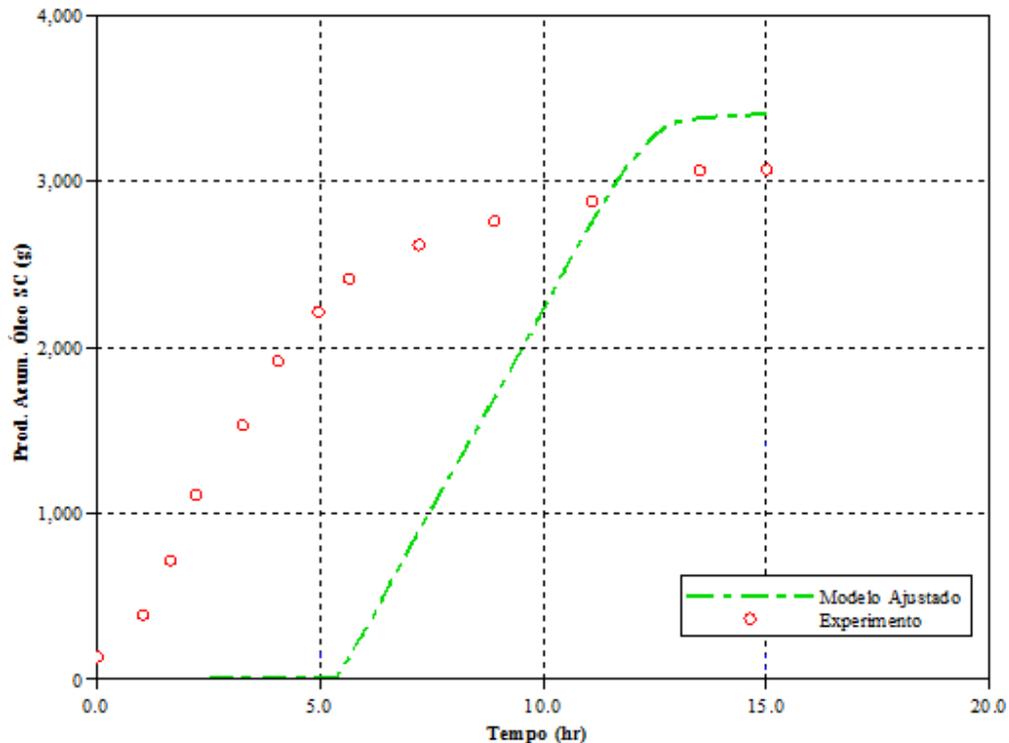


Figura 4.32 – Comparação do histórico de produção de óleo obtido do modelo numérico do Caso II ajustado sem ignição com o experimento.

O histórico de produção presente na Figura 4.32 novamente não foi bem representado. Existe um atraso de aproximadamente 5 horas até que se inicie a produção de óleo o que faz com que a curva de produção simulada fique transladada em relação à experimental. Neste modelo sem ignição, a justificativa anterior pode ser novamente aplicada.

Este atraso para o início de produção de óleo que o simulador apresenta é similar ao observado no caso I, tanto no experimento como na simulação, em virtude de ser necessário certo tempo para que a zona de deslocamento de óleo alcance o poço produtor. Por zona de deslocamento de

óleo entende-se a região na qual a mobilidade de óleo é factível, a qual esta localizada próxima a frente de combustão.

O mecanismo de produção responsável pela produção de óleo no início do experimento, o qual o simulador falha ao representar, é o de deslocamento do óleo por gás inerte, favorecido pelo processo de preenchimento do tubo. Como o modelo admite um meio homogêneo este mecanismo não esta presente na célula virtual, a qual representa somente o deslocamento de óleo por mecanismos intrínsecos da CIS.

Independente do ajuste, os resultados obtidos tanto no caso com ignição como no caso sem, indicam que o simulador sempre apresentará este atraso inicial para a produção de óleo devido aos fatos já mencionados anteriormente. Isto sugere que para se obter um bom ajuste da célula de combustão do relatório da PETROBRAS faz-se necessário modelar o tubo incluindo o processo de preenchimento de fluidos. Deste modo, o modelo deverá incluir o procedimento de injeção de óleo antes da pressurização e ignição do sistema. Outra alternativa seria a de estudar as heterogeneidades geradas pelo procedimento de preenchimento do tubo e inseri-las no simulador.

Conclusões e Sugestões

Este capítulo apresenta as principais conclusões obtidas do trabalho e indica sugestões para trabalhos relacionados.

Conclusões

1. Com a análise de sensibilidade foi possível qualificar e quantificar o impacto dos principais parâmetros do processo de CIS, em termos do comportamento da frente de combustão e do histórico de produção de óleo.
2. A energia de ativação e a entalpia de reação foram os parâmetros chaves no processo do ajuste do modelo numérico, indicando que o modelo de reações e conseqüentemente o modelo de fluidos são fundamentais na modelagem computacional de processos de CIS.
3. O aumento nos valores do parâmetro energia de ativação ocasiona em uma queda acentuada da temperatura e uma maior rapidez no deslocamento da frente de combustão, em virtude da menor quantidade de reações ocorridas. Em contrapartida, o aumento no valor do parâmetro de entalpia de reação eleva significativamente a temperatura global do tubo e conseqüentemente atrasa o deslocamento da frente devido a maior quantidade de combustível (coque) depositado.

4. As curvas de permeabilidade relativa tiveram um papel secundário na dinâmica de escoamento de óleo. A frente de combustão foi que ditou todo o processo.
5. Foi concluído que o modelo de reações de combustão descrito pelo STARS apresenta resultados plausíveis no que tange às reações de OAT. O fato do modelo omitir as reações OBT incorre na desconsideração dos fenômenos que ocorrem dentro da faixa de temperatura entre 200 e 300°C, como por exemplo o deslocamento do banco de água.
6. O modelo do STARS se mostrou como um esquema de reações satisfatório na modelagem do tubo de combustão da UNICAMP, exceto para o patamar intermediário de temperaturas (200°C – 300°C). Como o tubo apresentava uma distribuição homogênea de fluidos, permeabilidades e porosidade, foram obtidos resultados satisfatórios com este modelo.
7. O modelo de reações proposto por Marín (2007) não é suficiente para modelar processos de CIS. Reações relativas à OAT devem ser implementadas em conjunto para alcançar resultados condizentes com a realidade, visto que a frente de combustão é composta majoritariamente por reações de combustão a alta temperatura e por reações de craqueamento.
8. Os resultados indicam que a célula de combustão da PETROBRAS necessita de mais esforços em sua modelagem numérica uma vez que o estágio de preenchimento do tubo real com arenitos e fluidos geram um meio heterogêneo. O mapa de saturação, assim como o de permeabilidade e porosidade, deve entrar como parâmetros de análise no processo de ajuste numérico para se obter melhores resultados.

Sugestões

1. Desenvolver um modelo de fluidos baseado em frações SARA ajustado com os dados termodinâmicos relativo do óleo pesado.
2. Investigar o aprimoramento de um modelo de reações baseado em frações SARA, com reações OAT, OBT e craqueamento.
3. Estudar a heterogeneidade do tubo de combustão da PETROBRAS, visando um melhor entendimento da interferência nos resultados. Como os reservatórios apresentam esse cenário, este estudo é fundamental antes de partir para a implementação de CIS em um campo piloto.

Referências Bibliográficas

ADEGBESAN, K. O. *Kinetic Study of Low Temperature Oxidation of Athabasca Bitumen*. Tese de doutorado, Universidade de Calgary, Alberta, 1982.

ADEGBESAN, K. O., DONNELLY, J. K., MOORE, R. G. AND BENNION, D. W. *Low Temperature Oxidation Kinetic Parameters for In-Situ Combustion Numerical Simulation*. SPE12004, SPE Res. Eng., v. 2, No 4, pp. 573-582, Novembro, 1987.

ALEXENDER, J. D., MARTIN, W. L. AND DEW, J. N. *Factors Affecting Fuel Availability and Compositional During In-Situ Combustion*. J. of Pet. Tech., AIME, v. 225, pp. 1154-1164, Outubro, 1962.

BEHBAHANINIA, A. R. *A Universal Set of Weight Factors for Tuning Peng-Robinson Equation of State*. Petroleum Society's Canadian International Petroleum Conference, 12-14 Junho 2001, Calgary, Alberta.

BELGRAVE, J. D. M., LAURESHEN, J. D. M., MOORE, R. G., URSENBACH, M. G., GEORGE, A. E. AND JHA, K. N. *A Comparison of the Laboratory In-Situ Combustion Behavior of Canadian Oils*. 6 UNITAR International Conference on Heavy Crude and Tar Sands, Houston, v. 1, pp. 419-432, Fevereiro, 1995.

BURGER, J. G. AND SAHUQUET, B. C. *Chemical Aspects of In-Situ Combustion – Heat of Combustion and Kinetics*. Soc. Pet. Eng. J., v. 12, No 5, pp. 410-422, Outubro, 1972.

CHICUTA, A. M. AND TREVISAN, O. V. *Experimental Study on In-Situ Combustion of a Brazilian Heavy Oil*. SPE 122036, SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, Junho 2009, Cartagena, Colombia.

COATS, K. H. *Simulation of Gas Condensate Reservoir Performance*. JPT, v. 40, pp. 1870-1886, 1988.

COATS, K.H. AND SMART, G.T. *Application of a Regression-Based EOS PVT Program to laboratory Data*. SPE Reservoir Engineering Journal, pp. 277-299, 1986.

COMPUTER MODELING GROUP “STARS” Versão 2008. *Thermal Templates*. Calgary Alberta, Canadá, 2008.

DANESH, A. *PVT and Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluid*. Elsevier Science B.V., Amsterdam, 1998.

MCCAIN, W. D. *The Properties of Petroleum Fluids*, PennWell Publishing Company. Tulsa, Oklahoma, 1990.

DONALDSON, E. C., CHILINGARIAN, G. V. AND YEN, T. F. *Microbial Enhanced Oil Recovery*. Elsevier, Nova Iorque, 1989.

DRICI, O. AND VOSSOUGH, S. *Study of the Surface Area Effect on Crude Oil Combustion by Thermal Analysis Techniques*. Journal of Petroleum Technology, Abril, 1985.

FASSIHI, M. R., BRINGHAM, W. E. AND RAMEY, H. J. *Reaction Kinetics of In-Situ Combustion: Part 2 – Modeling*. Soc. Pet. Eng. J., v. 24 (4), pp. 408-416, Agosto, 1984.

FREITAG, N. P. AND VERKOCZY, B. *Low-Temperature Oxidation of Oils in Terms of SARA Fractions: Why Simple Reaction Models Don't Work*. Journal of Canadian Petroleum Technology, v. 44, No 2, 2005.

GERRITSEN, M., KOVSCEK, A., CASTANIER, L., NILSSON, J., YOUNIS, R. AND HE, B. *Experimental Investigation and High Resolution Simulator of In-Situ Combustion Processes; 1. Simulator Design and Improved Combustion with Metallic Additives*. SPE 86962, SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium and Western Regional Meeting, 16-18 Março 2004, Bakersfield, California.

GOOSSENS, A.G. *Prediction of Molecular Weight of Petroleum Fractions*. Ind. Eng. Chem. Res., v. 35, pp. 985-988, 1996.

GRANT, B. F. AND SZASZ, S. E. *Development of an Underground Heat Wave for Oil Recovery*. Trans., AIME, v. 201, No 108, 1954.

HASIBA, H. H. AND WILSON, Jr., L. A. *The Potential Contribution of Enhanced Oil Recovery Technology to Domestic Crude Oil Reserves*. American Chemical Society, Petroleum Chemistry Division's Symposium on the Role of Technology in the Energy Crisis, pp. 487-494, Atlantic City NJ, Setembro 1974.

JIA, N., MOORE, R. G., MEHTA, S. A. AND URSENBACH, M. G. *Kinect Modelling of Thermal Cracking and Low Temperature Oxidation Reactions*. Journal of Canadian Petroleum Technology, v. 45, No 9, 2006.

KÖK, M. V. *Effect of clay on crude oil combustion by thermal analysis techniques*. Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, v. 84, pp. 361-366, 2006.

KÖK, M. V. AND KARACAN, C. O. *Behavior and Effect of SARA Fractions of Oil During Combustion*. SPE 37559, SPE International Thermal Operation Symp., 1997, Bakersfield, California.

KUHN, C. S. AND KOCH, R. L. *In situ Combustion – Newest Method of Increasing Oil Recovery*. Oil and Gas Journal, 1953.

LEWIS, J. O. *Methods for Increasing The Recovery From Oil Sands*. U.S. Bureau of Mines Bulletin Number 148, Petroleum Technology Publication No 37, Washington, Outubro, 1917.

MARÍN, B. M. *Numerical Simulation of Low Temperature Oxidation Reactions of Athabasca Bitumen Using SARA fractions*. Dissertação de Mestrado, Departamento de Eng. Química e Petróleo, Calgary, Alberta, Abril, 2007.

MILLS, R. Van A. *The Paraffin Problems in Oil Wells*. U.S. Bureau of Mines Report of Investigation, RI 2550, pp. 1-11, Washington, Dezembro, 1923.

MOORE, R. G. *New Strategies for In-Situ Combustion*. JCPT, v. 32, No 10, pp. 11-13, Dezembro, 1993.

PEDERSON, K.S., THOMASSEN, P. AND FREDENSLUND, A. *On the Dangers of Tuning Equation of State Parameters*. Chemical Engineering Science, v. 43, 269-278, 1988.

PEREIRA, A. N. *Estudo termoanalítico e cinético das reações de oxi-combustão de óleo pesado*. Dissertação de Mestrado, Dep. Eng. Petróleo, Unicamp, Campinas, 2008.

PENBERTHY, W.L. AND RAMEY, H. J. *Design and Operation of Laboratory Combustion Tubes*. SPE 1290, Annual Fall Meeting, 1966, Denver, Colorado.

RELATÓRIO INTERNO PETROBRAS, Rio de Janeiro, 2009.

RIAZI, M. R. AND DAUBERT, T. E. *Simplity Property Predictions, Hydrocarbon Process*. v. 59(3), pp. 115-116, 1980.

RIBEIRO JR., G. B. *Simulações computacionais de combustão in-situ em escala de laboratório*. Monografia, Unicamp, Campinas, 2008.

RODRIGUEZ, J.R. *Experimental and Analytical Study to Model Temperature Profiles and Stoichiometry in Oxygen-Enriched In-Situ Combustion*. Tese de doutorado, Texas A&M University, 2004.

ROSA, A. J., CARVALHO, R. S. E XAVIER, J, A. D. *Engenharia de Reservatórios de Petróleo*. Editora Interciência, 2006.

SARATHI, P. *In-Situ Combustion Handbook Principles and Practices*. Report DOE/PC/91008-0374, OSTI ID 3175, Janeiro, 1999.

SCARBOROUGH, R.M. AND CADY G.V. *The Design and Installation of an Oxygen - Supported In-Situ Combustion Project in Meyer*. The Future of Heavy Oil and Tar Sands, UNITAR International Conference on Heavy Oil and Tar Sands, Maracaibo, Venezuela, 1982.

SCHMIDT, G. AND WENZEL, H. *A modified van der Waals type equation of state*. Chem. Engng. Sci. 35, 1980.

SERHAT, A. AND MUSTAFA, K. V. *Oxidation of Heavy Oil and Their SARA Fractions: Its Role in Modeling In-Situ Combustion*. SPE 63230, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Outubro 2000, Dallas, Texas.

SMITH, D. B. AND SCHWEYER, H. E. *Hydrocarbon Process*. v. 46, No 1, pp. 167-171, 1967.

KOKAL, S., SAYEGH, S. G., RAO, D. N. AND NAJMAM, J. *Phase Behavior and Physical Properties of Lindbergh Heavy Oil/CO₂ mixtures*. JCPT, v. 29, No.6, Dezembro 1990.

TIANGUANGUE, F., JIANXIN, W. AND JILL, S. B. *Evaluating Crude Oils by SARA Analysis*. SPE 75228, SPE/DOE Improved Oil Recovery Symposium, Abril, 2002, Tulsa, Oklahoma.

VOSSOUGH S. *Study of the Clay Effect on Crude Oil Combustion by Thermogravimetry and Differential Scanning Calorimeter*. J. Thermal Anal., v. 27, No 17, 1983.

Anexos

Códigos dos algoritmos utilizados na modelagem CIS

Caso I – Modelo de reações STARS

INUNIT FIELD

EXCEPT 1 1

EXCEPT 11 1

GRID RADIAL 4 1 100 *RW 0

KDIR DOWN

DI IVAR 0.037893 0.037893 0.037893 0.0123

DJ JVAR 360

DK ALL

400*0.032808

DTOP

4*0

NULL CON 1

POR CON 0.39

PERMI CON 9000

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0 **\$ (Espessura da camada de aço)

1:3 1:1 2:99 = 9000 **\$ (Corpo do meio poroso)

1:3 1:1 1:1 = 10000000 **\$ (Layer de injeção)

```

1:3      1:1      100:100 = 10000000    **$ (Layer de produção)
PERMJ EQUALSI
PERMK EQUALSI
PINCHOUTARRAY CON      1
END-GRID
ROCKTYPE 1
ROCKCP 35.02 0
THCONR 1
THCONW 0.36
THCONO 0.077
THCONG 0.0833
THCONMIX SIMPLE
** =====
MODEL 7 6 3 1
COMPNAME 'H2O' 'C6-C29' 'C30-C44' 'CO2' 'N2' 'O2' 'COKE'
CMM
0 254.2 781.3 44.01 28.013 31.999 13.1
PCRIT
0 411.339 67.7030984 1069.8 492.258 731.86
TCRIT
0 1125.788 1272.83 87.89 -232.51 -181.39
KV1
0 698365.994 0
KV2
0 3.13E+00 0
KV3
0 1.72E+03 0
KV4
0 -11864.758 0
KV5
0 -469.588 0

```

PRSR 14.65
 TEMR 125.6
 PSURF 14.65
 TSURF 60
 SOLID_DEN 'COKE' 86 0 0
 SOLID_CP 'COKE' 4.06 0
 MOLDEN
 0 1.23E-01 1.14E-01
 CP
 0 3.79E-05 7.03E-08
 CT1
 0 4.1E-04 4.92E-04
 CT2
 0 0 0

** =====

VISCTABLE

**\$	Temp (°F)	Viscosidade (cP)	
68	0	1.97E+03	16362.06115
104	0	1.97E+03	16362.06115
122	0	7.76E+02	6177.457046
140	0	3.62E+02	2787.214963
176	0	1.08E+02	793.9481867
212	0	4.26E+01	299.7532386
248	0	1.98E+01	135.2460576
302	0	7.79E+00	51.06182552
392	0	2.34E+00	14.54514428
482	0	9.18E-01	5.491484428
572	0	4.28E-01	2.477710076
752	0	1.28E-01	0.705784609
932	0	5.04E-02	0.266467291
1112	0	2.35E-02	0.120227727

1292	0	1.23E-02	0.061343817
1472	0	7.04E-03	0.034247300
1500	0	7.04E-03	0.034247300
1550	0	7.04E-03	0.034247300
1600	0	7.04E-03	0.034247300
1700	0	7.04E-03	0.034247300
1800	0	7.04E-03	0.034247300
1900	0	7.04E-03	0.034247300
2000	0	7.04E-03	0.034247300
2500	0	7.04E-03	0.034247300

** =====

STOREAC

0 0 1.12 0 0 0 0

STOPROD

0 1.721 0 0 0 0 33.4

FREQFAC 4.17E+05

RENTH 0

EACT 1.89E+04

STOREAC

0 0 1 0 0 9.8 0

STOPROD

9.5 0 0 21 0 0 0

FREQFAC 3.02E+10

RENTH 7.5E6

EACT 4.165E+04

STOREAC

0 1 0 0 0 22.6 0

STOPROD
17.6 0 0 15 0 0 0
FREQFAC 3.02E+10
RENTH 1.75E6
EACT 4.165E+04

STOREAC
0 0 0 0 0 1.18 1
STOPROD
0.5 0 0 0 0.95 0 0 0
RORDER
0 0 0 0 0 1 1
FREQFAC 4.17E+02
RENTH 1.35E+05
EACT 1.764E+04

** =====

ROCKFLUID
RPT 1 WATWET
SWT

**\$ Sw	krw	krow
0.0000	0.0000000000	1.0000000000
0.0375	1.0212E-005	0.797810000
0.0750	0.000115535	0.626655000
0.1125	0.000477566	0.483484000
0.1500	0.001307130	0.365354000
0.1875	0.002854330	0.269435000
0.2250	0.005403050	0.193010000
0.2625	0.009267290	0.133484000

0.3000	0.014788500	0.088388300
0.3375	0.022333600	0.055389000
0.3750	0.032293100	0.032293100
0.4125	0.045080000	0.017059800
0.4500	0.061128500	0.007812500
0.4875	0.080893000	0.002854330
0.5250	0.104847000	0.000690534
0.5625	0.133484000	6.10352e-005
0.6000	0.167313000	0.000000000
0.8000	0.457947000	0.000000000
1.0000	1.000000000	0.000000000

SLT

**\$	SI	kg	krog
0.0000	1.000000000	0.000000000	
0.2000	0.457947000	0.000000000	
0.4000	0.167313000	0.000000000	
0.4375	0.133484000	6.10352E-05	
0.4750	0.104847000	0.000690534	
0.5125	0.080893000	0.002854330	
0.5500	0.061128500	0.007812500	
0.5875	0.045080000	0.017059800	
0.6250	0.032293100	0.032293100	
0.6625	0.022333600	0.055389000	
0.7000	0.014788500	0.088388300	
0.7375	0.009267290	0.133484000	
0.7750	0.005403050	0.193010000	
0.8125	0.002854330	0.269435000	
0.8500	0.001307130	0.365354000	
0.8875	0.000477566	0.483484000	
0.9250	0.000115535	0.626655000	

0.9625 1.0212E-005 0.797810000
1.0000 0.0000000000 1.0000000000

** =====

INITIAL

VERTICAL OFF

INITREGION 1

REFPRES 14.65

PRES CON 146.5

TEMP CON 123.8

SW CON 0.25

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.25

SO CON 0.5

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.5

SG CON 0.25

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.25

MFRAC_OIL 'C6-C29' CON 0.533

MFRAC_OIL 'C30-C44' CON 0.467

MFRAC_GAS 'N2' CON 1

** =====

NUMERICAL

NEWTONCYC 30

ITERMAX 70

DTMAX 1

CONVERGE PRESS 2

SATUR 0.0137

TEMP 2.482

RUN

** =====

DATE 2008 1 1

DTWELL 0.01

WELL 'Injetor'

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0.75 0.25

TINJW 70.

OPERATE MAX STG 0. CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Injetor'

1 1 1 1. OPEN FLOW-FROM 'SURFACE'

WELL 'Produtor'

PRODUCER 'Produtor'

OPERATE MIN BHP 145. CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Produtor'

1 1 100 1. OPEN FLOW-TO 'SURFACE'

*HEATR *IJK 4 1 1 20 ** Aquecedores externos para aumentar a temperatura ate 500°C

*MOD

4:4 1:1 01:05 = 20

DATE 2008 1 1.01042

DATE 2008 1 1.02083

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0.75 0.25

TINJW 70.

OPERATE MAX STG 6.36 CONT

*HEATR *CON 0 ** Aquecedores externos desligados

DATE 2008 1 1.03125

DATE 2008 1 1.04167

DATE 2008 1 1.06250

DATE 2008 1 1.08333

DATE 2008 1 1.10417

DATE 2008 1 1.12500

DATE 2008 1 1.14583

DATE 2008 1 1.16667

DATE 2008 1 1.18750

DATE 2008 1 1.20833

DATE 2008 1 1.25000

DATE 2008 1 1.29167

STOP

Caso I – Modelo de reações Marín (2007)

INUNIT FIELD

EXCEPT 1 1

EXCEPT 11 1

GRID RADIAL 4 1 100 *RW 0

KDIR DOWN

DI IVAR 0.037893 0.037893 0.037893 0.0123

DJ JVAR 360

DK ALL

400*0.032808

DTOP

4*0

NULL CON 1

POR CON 0.39

PERMI CON 9000

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0 **\$ (Espessura da camada de aço)

1:3 1:1 2:99 = 9000 **\$ (Corpo do meio poroso)

1:3 1:1 1:1 = 10000000 **\$ (Layer de injeção)

1:3 1:1 100:100 = 10000000 **\$ (Layer de produção)PERMJ EQUALSI

PERMK EQUALSI

PINCHOUTARRAY CON 1

END-GRID

ROCKTYPE 1

ROCKCP 35.02 0

THCONR 1

THCONW 0.36

THCONO 0.077

THCONG 0.0833

THCONMIX SIMPLE

** =====

MODEL 9 8 5 1

COMPNAME 'H2O' 'Satur' 'Resin' 'Arom' 'Asfal' 'CO2' 'N2' 'O2' 'COKE'

CMM

0 18.3 254.2 254.2 781.3 44.01 28.013 31.999 13.1

PCRIT

0 622.5 411.3 411.3 67.7 1069.8 492.258 731.86

TCRIT

0 -113.1 1125.7 1125.7 1272.8 87.89 -232.51 -181.39

KV1

0 698365.9 698365.9 698365.9 0

KV2

0 3.13E+00 3.13E+00 3.13E+00 0

KV3

0 1.72E+03 1.72E+03 1.72E+03 0

KV4

0 -11864.758 -11864.758 -11864.758 0

KV5

0 -469.588 -469.588 -469.588 0

PRSR 14.65

TEMR 125.6

PSURF 14.65

TSURF 60

SOLID_DEN 'COKE' 86 0 0

SOLID_CP 'COKE' 4.06 0

MOLDEN

0 0.8303 122.98308 122.98308 113.61889

CP

0 2.76E-04 3.79E-05 3.79E-05 7.03E-08

CT1

0 2.31E-03 4.10E-04 4.10E-04 4.92E-04

CT2

00000

** =====

VISCTABLE

**\$ temp

104	0	1.79E+02	1.97E+03	1.97E+03	16362.06115
122	0	8.31E+01	7.76E+02	7.76E+02	6177.457046
140	0	4.44E+01	3.62E+02	3.62E+02	2787.214963
176	0	1.65E+01	1.08E+02	1.08E+02	793.9481867
212	0	7.68E+00	4.26E+01	4.26E+01	299.7532386
248	0	4.11E+00	1.98E+01	1.98E+01	135.2460576
302	0	1.91E+00	7.79E+00	7.79E+00	51.06182552
392	0	7.10E-01	2.34E+00	2.34E+00	14.54514428
482	0	3.30E-01	9.18E-01	9.18E-01	5.491484428
572	0	1.76E-01	4.28E-01	4.28E-01	2.477710076
752	0	6.56E-02	1.28E-01	1.28E-01	0.705784609
932	0	3.05E-02	5.04E-02	5.04E-02	0.266467291
1112	0	1.63E-02	2.35E-02	2.35E-02	0.120227727
1292	0	9.59E-03	1.23E-02	1.23E-02	0.061343817
1472	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1500	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1550	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1600	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1700	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1800	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
1900	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
2000	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300
2500	0	6.06E-03	7.04E-03	7.04E-03	0.034247300

STOREAC
00010005.50
STOPROD
00000.550000
RORDER
00010001.1140
FREQFAC 4084
RENTH 9.32E+05
EACT 2.64E+04

STOREAC
00100006.010
STOPROD
00000.5720000
RORDER
00100000.2830
FREQFAC 3.6
RENTH 1.17E+06
EACT 1.38E+04

STOREAC
000010000
STOPROD
01.200000058
RORDER
00000.7320000
FREQFAC 768599
RENTH 0
EACT 3.24E+04

STOREAC
 0 1 0 0 0 0 0 38.34 0
 STOPROD
 20.2 0 0 0 0 20 0 0 0
 RORDER
 0 1 0 0 0 0 0 1.414 0
 FREQFAC 2218063
 RENTH 8.70E+06
 EACT 3.53E+04

STOREAC
 0 0 0 0 0 0 0 1 2.3
 STOPROD
 1 0 0 0 0 1 0 0 0
 RORDER
 0 0 0 0 0 0 0 1 1
 FREQFAC 4.17E+02
 RENTH 2.70E+05
 EACT 2.02E+04

** =====

ROCKFLUID
 RPT 1 WATWET
 SWT

**\$	Sw	krw	krow
	0.0000	0.0000000000	1.0000000000
	0.0375	1.0212E-005	0.797810000
	0.0750	0.000115535	0.626655000
	0.1125	0.000477566	0.483484000
	0.1500	0.001307130	0.365354000
	0.1875	0.002854330	0.269435000
	0.2250	0.005403050	0.193010000

0.2625	0.009267290	0.133484000
0.3000	0.014788500	0.088388300
0.3375	0.022333600	0.055389000
0.3750	0.032293100	0.032293100
0.4125	0.045080000	0.017059800
0.4500	0.061128500	0.007812500
0.4875	0.080893000	0.002854330
0.5250	0.104847000	0.000690534
0.5625	0.133484000	6.10352e-005
0.6000	0.167313000	0.000000000
0.8000	0.457947000	0.000000000
1.0000	1.000000000	0.000000000

SLT

**\$	SI	kg	krog
0.0000	1.000000000	0	
0.2000	0.457947000	0	
0.4000	0.167313000	0.000000000	
0.4375	0.133484000	6.10352E-05	
0.4750	0.104847000	0.000690534	
0.5125	0.080893000	0.002854330	
0.5500	0.061128500	0.007812500	
0.5875	0.045080000	0.017059800	
0.6250	0.032293100	0.032293100	
0.6625	0.022333600	0.055389000	
0.7000	0.014788500	0.088388300	
0.7375	0.009267290	0.133484000	
0.7750	0.005403050	0.193010000	
0.8125	0.002854330	0.269435000	
0.8500	0.001307130	0.365354000	
0.8875	0.000477566	0.483484000	

0.9250 0.000115535 0.626655000
0.9625 1.0212E-005 0.797810000
1.0000 0.000000000 1.000000000

** =====

INITIAL
VERTICAL OFF

INITREGION 1

REFPRES 14.65

PRES CON 146.5

TEMP CON 123.8

SW CON 0.25

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.25

SO CON 0.5

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.5

SG CON 0.25

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.25

MFRAC_OIL 'Resin' CON 0.391100

MFRAC_GAS 'N2' CON 1.000000

MFRAC_OIL 'Asfal' CON 0.100504

MFRAC_OIL 'Satur' CON 0.102796

MFRAC_OIL 'Arom' CON 0.405600

** =====

NUMERICAL
NEWTONCYC 30

ITERMAX 70

DTMAX 1

CONVERGE PRESS 2

SATUR 0.0137

TEMP 2.482

RUN

** =====

DATE 2008 1 1

DTWELL 0.01

WELL 'Injetor'

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0.79 0.21

TINJW 70.

OPERATE MAX STG 0. CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Injetor'

1 1 1 1. OPEN FLOW-FROM 'SURFACE'

WELL 'Produtor'

PRODUCER 'Produtor'

OPERATE MIN BHP 145. CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Produtor'

1 1 100 1. OPEN FLOW-TO 'SURFACE'

*HEATR *IJK 4 1 1 200 ** Aquecedores externos para aumentar a temperatura ate 500°C

*MOD

4:4 1:1 01:5 = 200

DATE 2008 1 1.01042

DATE 2008 1 1.02083

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'
INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0. 0.79 0.21
TINJW 70.
OPERATE MAX STG 6.36 CONT

*HEATR *CON 0 ** Aquecedores externos desligados

DATE 2008 1 1.03125
DATE 2008 1 1.04167
DATE 2008 1 1.06250
DATE 2008 1 1.08333
DATE 2008 1 1.10417
DATE 2008 1 1.12500
DATE 2008 1 1.14583
DATE 2008 1 1.16667
DATE 2008 1 1.18750
DATE 2008 1 1.20833
DATE 2008 1 1.25000
DATE 2008 1 1.29167
DATE 2008 1 1.34583
DATE 2008 1 1.36667
DATE 2008 1 1.38750
DATE 2008 1 1.40833
DATE 2008 1 1.45000
DATE 2008 1 1.49167
STOP

Caso II – Modelo de reações STARS – Com ignição

INUNIT FIELD

EXCEPT 1 1

EXCEPT 11 1

GRID RADIAL 4 1 120 *RW 0

KDIR DOWN

DI IVAR 0.054333 0.054333 0.054333 0.0123

DJ JVAR 360

DK ALL

480*0.05

DTOP

4*0

NULL CON 1

POR CON 0.457

PERMI CON 13100

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0 **\$ (Espessura da camada de aço)

1:3 1:1 2:99 = 13100 **\$ (Corpo do meio poroso)

1:3 1:1 1:1 = 10000000 **\$ (Layer de injeção)

1:3 1:1 100:100 = 10000000 **\$ (Layer de produção)PERMJ EQUALSI

PERMJ EQUALSI

PERMK EQUALSI

PINCHOUTARRAY CON 1

END-GRID

ROCKTYPE 1

ROCKCP 35.02 0

THCONR 1

THCONW 0.36

THCONO 0.077

THCONG 0.0833

THCONMIX SIMPLE

** =====

MODEL 7 6 3 1

COMPNAME 'H2O' 'C6-C29' 'C30-C44' 'CO2' 'N2' 'O2' 'COKE'

CMM

0 254.2 781.3 44.01 28.013 31.999 13.1

PCRIT

0 411.339 67.7030984 1069.8 492.258 731.86

TCRIT

0 1125.788 1272.83 87.89 -232.51 -181.39

KV1

0 698365.994 0

KV2

0 3.13E+00 0

KV3

0 1.72E+03 0

KV4

0 -11864.758 0

KV5

0 -469.588 0

PRSR 14.65

TEMR 125.6

PSURF 14.65

TSURF 60

SOLID_DEN 'COKE' 86 0 0

SOLID_CP 'COKE' 4.06 0

MOLDEN

0 1.23E-01 1.14E-01

CP

0 3.79E-05 7.03E-08

CT1

0 4.1E-04 4.92E-04

CT2

0 0 0

** =====

VISCTABLE

**\$	Temp (°F)	Viscosidade (cP)	
	68	1.97E+03	16362.06115
	104	1.97E+03	16362.06115
	122	7.76E+02	6177.457046
	140	3.62E+02	2787.214963
	176	1.08E+02	793.9481867
	212	4.26E+01	299.7532386
	248	1.98E+01	135.2460576
	302	7.79E+00	51.06182552
	392	2.34E+00	14.54514428
	482	9.18E-01	5.491484428
	572	4.28E-01	2.477710076
	752	1.28E-01	0.705784609
	932	5.04E-02	0.266467291
	1112	2.35E-02	0.120227727
	1292	1.23E-02	0.061343817
	1472	7.04E-03	0.034247300
	1500	7.04E-03	0.034247300
	1550	7.04E-03	0.034247300
	1600	7.04E-03	0.034247300
	1700	7.04E-03	0.034247300
	1800	7.04E-03	0.034247300
	1900	7.04E-03	0.034247300
	2000	7.04E-03	0.034247300
	2500	7.04E-03	0.034247300

** =====

STOREAC
00 1.12 0 0 0 0
STOPROD
0 1.721 0 0 0 0 33.4
FREQFAC 4.17E+05
RENTH 0
EACT 3.24E+04

STOREAC
00 1 0 0 9.8 0
STOPROD
9.5 0 0 21 0 0 0
FREQFAC 3.02E+10
RENTH 1.25E7
EACT 5.95E+04

STOREAC
0 1 0 0 0 22.6 0
STOPROD
17.6 0 0 15 0 0 0
FREQFAC 3.02E+10
RENTH 2.91E6
EACT 5.95E+04

STOREAC
0 0 0 0 0 1.18 1
STOPROD
0.5 0 0 0.95 0 0 0
RORDER

0 0 0 0 1 1

FREQFAC 4.17E+02

RENTH 2.25E+05

EACT 2.52E+04

** =====

ROCKFLUID

RPT 1 WATWET

SWT

**\$ Sw	krw	krow
0.0000	0.000000000	1.000000000
0.0375	1.0212E-005	0.797810000
0.0750	0.000115535	0.626655000
0.1125	0.000477566	0.483484000
0.1500	0.001307130	0.365354000
0.1875	0.002854330	0.269435000
0.2250	0.005403050	0.193010000
0.2625	0.009267290	0.133484000
0.3000	0.014788500	0.088388300
0.3375	0.022333600	0.055389000
0.3750	0.032293100	0.032293100
0.4125	0.045080000	0.017059800
0.4500	0.061128500	0.007812500
0.4875	0.080893000	0.002854330
0.5250	0.104847000	0.000690534
0.5625	0.133484000	6.10352e-005
0.6000	0.167313000	0.000000000
0.8000	0.457947000	0.000000000
1.0000	1.000000000	0.000000000

SLT

**\$	SI	krq	krog
	0.0000	1.000000000	0.000000000
	0.2000	0.457947000	0.000000000
	0.4000	0.167313000	0.000000000
	0.4375	0.133484000	6.10352E-05
	0.4750	0.104847000	0.000690534
	0.5125	0.080893000	0.002854330
	0.5500	0.061128500	0.007812500
	0.5875	0.045080000	0.017059800
	0.6250	0.032293100	0.032293100
	0.6625	0.022333600	0.055389000
	0.7000	0.014788500	0.088388300
	0.7375	0.009267290	0.133484000
	0.7750	0.005403050	0.193010000
	0.8125	0.002854330	0.269435000
	0.8500	0.001307130	0.365354000
	0.8875	0.000477566	0.483484000
	0.9250	0.000115535	0.626655000
	0.9625	1.0212E-005	0.797810000
	1.0000	0.000000000	1.000000000

** =====

INITIAL

VERTICAL OFF

INITREGION 1

REFPRES 146.5

PRES CON 146.5

TEMP CON 158

SW CON 0.215

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.215

SO CON 0.785

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.785

SG CON 0.0

*MOD

4:4 1:1 1:100 = 0

1:3 1:1 1:100 = 0.0

MFRAC_OIL 'C6-C29' CON 0.533

MFRAC_OIL 'C30-C44' CON 0.467

MFRAC_GAS 'N2' CON 1

** =====

NUMERICAL

NEWTONCYC 30

ITERMAX 70

DTMAX 1

CONVERGE PRESS 2

SATUR 0.0137

TEMP 2.482

RUN

** =====

DATE 2008 1 1 **\$ - 2.66 Pressurização He

DTWELL 0.01

** Perda de calor para o ambiente

UHTR IJK 4 1 2:119 -0.03

TMPSET IJK 4 1 2:119 158

** Relatorio diz que aquecedores toleram diferença de até 10°C

ADHEAT 4 1 1:120 1.0 50.0 ref 3 1 1:120

WELL 'Injetor'
INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'
INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 1 0
TINJW 68
OPERATE MAX STG 8.228 CONT
GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.
PERF TUBE-END 'Injetor'
1 1 1 1. OPEN FLOW-FROM 'SURFACE'

WELL 'Produtor'
PRODUCER 'Produtor'
OPERATE MIN BHP 1500 CONT
GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.
PERF TUBE-END 'Produtor'
1 1 120 1. OPEN FLOW-TO 'SURFACE'

DATE 2008 1 1.00333 **\$ -2.58 Ignição ligada
*HEATR *IJK 4 1 1 130 ** Aquecedores externos para aumentar a temperatura ate 350°C.
*MOD

4:4 1:1 01:01 = 130
DATE 2008 1 1.01042
DATE 2008 1 1.02083
DATE 2008 1 1.03125
DATE 2008 1 1.04167
DATE 2008 1 1.06250
DATE 2008 1 1.08333
DATE 2008 1 1.10417
DATE 2008 1 1.11083 **\$ 0 Hr Injecao de ar
INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'
INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0.7786 0.2214
TINJW 68

OPERATE MAX STG 8.228 CONT

*HEATR *CON 0 ** Aquecedores externos desligados

DATE 2008 1 1.11292

DATE 2008 1 1.11667

DATE 2008 1 1.12500

DATE 2008 1 1.14583

DATE 2008 1 1.16667

DATE 2008 1 1.18750

DATE 2008 1 1.20833

DATE 2008 1 1.22417

DATE 2008 1 1.25000

DATE 2008 1 1.29167

DATE 2008 1 1.33333

DATE 2008 1 1.37500

DATE 2008 1 1.41667

DATE 2008 1 1.45708

DATE 2008 1 1.50000

DATE 2008 1 1.54167

DATE 2008 1 1.56791 **\$ 10.97 Hr - Purga com gás inerte

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 1 0

TINJW 68

OPERATE MAX STG 8.228 CONT

OPERATE MAX BHP 1600 CONT

DATE 2008 1 1.62500

DATE 2008 1 1.68125

DATE 2008 1 1.73583

STOP

Caso II – Modelo de reações STARS – Sem ignição

INUNIT FIELD

EXCEPT 1 1

EXCEPT 11 1

GRID RADIAL 4 1 120 *RW 0

KDIR DOWN

DI IVAR 0.054333 0.054333 0.054333 0.0123

DJ JVAR 360

DK ALL

480*0.05

DTOP

4*0

NULL CON 1

POR CON 0.457

PERMI CON 13100

*MOD

4:4 1:1 1:120 = 0 **\$ (Espessura da camada de aço)

1:3 1:1 2:119 = 13100 **\$ (Corpo do meio poroso)

1:3 1:1 1:1 = 10000000 **\$ (Layer de injeção)

1:3 1:1 120:120 = 10000000 **\$ (Layer de produção)

PERMJ EQUALSI

PERMK EQUALSI

PINCHOUTARRAY CON 1

END-GRID

ROCKTYPE 1

ROCKCP 35.02 0

THCONR 1

THCONW 0.36

THCONO 0.077

THCONG 0.0833

THCONMIX SIMPLE

** =====

MODEL 7 6 3 1

COMPNAME 'H2O' 'C6-C29' 'C30-C44' 'CO2' 'N2' 'O2' 'COKE'

CMM

0 254.2 781.3 44.01 28.013 31.999 13.1

PCRIT

0 411.339 67.7030984 1069.8 492.258 731.86

TCRIT

0 1125.788 1272.83 87.89 -232.51 -181.39

KV1

0 698365.994 0

KV2

0 3.13E+00 0

KV3

0 1.72E+03 0

KV4

0 -11864.758 0

KV5

0 -469.588 0

PRSR 14.65

TEMR 125.6

PSURF 14.65

TSURF 60

SOLID_DEN 'COKE' 86 0 0

SOLID_CP 'COKE' 4.06 0

MOLDEN

0 1.23E-01 1.14E-01

CP

0 3.79E-05 7.03E-08

CT1

0 4.1E-04 4.92E-04

CT2

0 0 0

** =====

VISCTABLE

**\$	Temp (°F)	Viscosidade (cP)	
	68	1.97E+03	16362.06115
	104	1.97E+03	16362.06115
	122	7.76E+02	6177.457046
	140	3.62E+02	2787.214963
	176	1.08E+02	793.9481867
	212	4.26E+01	299.7532386
	248	1.98E+01	135.2460576
	302	7.79E+00	51.06182552
	392	2.34E+00	14.54514428
	482	9.18E-01	5.491484428
	572	4.28E-01	2.477710076
	752	1.28E-01	0.705784609
	932	5.04E-02	0.266467291
	1112	2.35E-02	0.120227727
	1292	1.23E-02	0.061343817
	1472	7.04E-03	0.034247300
	1500	7.04E-03	0.034247300
	1550	7.04E-03	0.034247300
	1600	7.04E-03	0.034247300
	1700	7.04E-03	0.034247300
	1800	7.04E-03	0.034247300
	1900	7.04E-03	0.034247300
	2000	7.04E-03	0.034247300
	2500	7.04E-03	0.034247300

** =====

STOREAC
0 0 1.12 0 0 0 0
STOPROD
0 1.721 0 0 0 0 33.4
FREQFAC 4.17E+05
RENTH 0
EACT 2.70E+04

STOREAC
0 0 1 0 0 9.8 0
STOPROD
9.5 0 0 21 0 0 0
FREQFAC 3.02E+10
RENTH 1.25E7
EACT 5.95E+04

STOREAC
0 1 0 0 0 22.6 0
STOPROD
17.6 0 0 15 0 0 0
FREQFAC 3.02E+10
RENTH 2.91E6
EACT 5.95E+04

STOREAC
0 0 0 0 0 1.18 1
STOPROD
0.5 0 0 0.95 0 0 0
RORDER
0 0 0 0 0 1 1

FREQFAC 4.17E+02

RENTH 2.25E+05

EACT 2.52E+04

** =====

ROCKFLUID

RPT 1 WATWET

SWT

**\$	Sw	krw	krow
	0.0000	0.000000000	1.000000000
	0.0375	1.0212E-005	0.797810000
	0.0750	0.000115535	0.626655000
	0.1125	0.000477566	0.483484000
	0.1500	0.001307130	0.365354000
	0.1875	0.002854330	0.269435000
	0.2250	0.005403050	0.193010000
	0.2625	0.009267290	0.133484000
	0.3000	0.014788500	0.088388300
	0.3375	0.022333600	0.055389000
	0.3750	0.032293100	0.032293100
	0.4125	0.045080000	0.017059800
	0.4500	0.061128500	0.007812500
	0.4875	0.080893000	0.002854330
	0.5250	0.104847000	0.000690534
	0.5625	0.133484000	6.10352e-005
	0.6000	0.167313000	0.000000000
	0.8000	0.457947000	0.000000000
	1.0000	1.000000000	0.000000000

SLT

**\$	SI	kg	krog
	0.0000	1.000000000	0.000000000
	0.2000	0.457947000	0.000000000
	0.4000	0.167313000	0.000000000
	0.4375	0.133484000	6.10352E-05
	0.4750	0.104847000	0.000690534
	0.5125	0.080893000	0.002854330
	0.5500	0.061128500	0.007812500
	0.5875	0.045080000	0.017059800
	0.6250	0.032293100	0.032293100
	0.6625	0.022333600	0.055389000
	0.7000	0.014788500	0.088388300
	0.7375	0.009267290	0.133484000
	0.7750	0.005403050	0.193010000
	0.8125	0.002854330	0.269435000
	0.8500	0.001307130	0.365354000
	0.8875	0.000477566	0.483484000
	0.9250	0.000115535	0.626655000
	0.9625	1.0212E-005	0.797810000
	1.0000	0.000000000	1.000000000

** =====

INITIAL

VERTICAL OFF

INITREGION 1

REFPRES 146.5

PRES CON 146.5

**\$ Mapa de saturacao

*sw *all

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

4*0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0

3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0

3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0

3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0

3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0

3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0
3*0.204 0.0

*so *all

3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0
3*0.811 0.0

3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0

3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0

3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0
3*0.607 0.0

SG CON 0.189

*MOD

4:4 1:1 1:120 = 0

1:3 1:1 1:120 = 0.189

**\$ Mapa de temperatura

662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0

662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0
662.0 662.0 662.0 752.0

338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0
338.0 338.0 338.0 266.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0
158.0 158.0 158.0 158.0

MFRAC_OIL 'C6-C29' CON 0.533

MFRAC_OIL 'C30-C44' CON 0.467

MFRAC_GAS 'N2' CON 1

** =====

NUMERICAL

NEWTONCYC 30

ITERMAX 70

DTMAX 1

CONVERGE PRESS 2

SATUR 0.0137

TEMP 2.482

RUN

** =====

DATE 2008 1 1 **\$ 0

DTWELL 0.01

** Perda de calor para o ambiente

UHTR IJK 4 1 2:119 -0.03

TMPSET IJK 4 1 2:119 158

** Relatorio diz que aquecedores toleram diferenca de até 10°C

ADHEAT 4 1 1:120 1.0 50.0 ref 3 1 1:120

WELL 'Injetor'

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 0.7786 0.2214

TINJW 68

OPERATE MAX STG 8.228 CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Injetor'

1 1 1 1. OPEN FLOW-FROM 'SURFACE'

WELL 'Produtor'

PRODUCER 'Produtor'

OPERATE MIN BHP 1500 CONT

GEOMETRY K 0.28 0.249 1. 0.

PERF TUBE-END 'Produtor'

1 1 120 1. OPEN FLOW-TO 'SURFACE'

DATE 2008 1 1.01042

DATE 2008 1 1.02083

DATE 2008 1 1.03125

DATE 2008 1 1.04167

DATE 2008 1 1.06250

DATE 2008 1 1.08333

DATE 2008 1 1.10417

DATE 2008 1 1.11083

DATE 2008 1 1.11292

DATE 2008 1 1.11667

DATE 2008 1 1.12500

DATE 2008 1 1.14583

DATE 2008 1 1.16667
DATE 2008 1 1.18750
DATE 2008 1 1.20833
DATE 2008 1 1.22417
DATE 2008 1 1.25000
DATE 2008 1 1.29167
DATE 2008 1 1.33333
DATE 2008 1 1.37500
DATE 2008 1 1.41667
DATE 2008 1 1.45708 **\$ 10.97 Hr - Purga com gás inerte

INJECTOR MOBWEIGHT EXPLICIT 'Injetor'

INCOMP GAS 0. 0. 0. 0. 1 0

TINJW 68

OPERATE MAX STG 8.228 CONT

OPERATE MAX BHP 1600 CONT

DATE 2008 1 1.50000

DATE 2008 1 1.54167

DATE 2008 1 1.56791

DATE 2008 1 1.62500

STOP