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

Análise Numérica Dimensional Aplicada à Combustão *in-situ* (CIS)

Autor: Rui Rodrigo Cabral e Silva Orientador: Osvair Vidal Trevisan

Este exemplar corresponde à redação final
da tese defendida por <u>Rui Rednige</u>
<u>Cobral e Silva</u> aprovada
pela comissão julgadora/em <u>20,103130</u>
L-H-L
- PQ +
Orientador

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

Análise Numérica Dimensional Aplicada à Combustão *in-situ* (CIS)

Autor: Rui Rodrigo Cabral e Silva Orientador: Prof. Osvair Vidal Trevisan

Curso: Ciências e Engenharia de Petróleo Área de concentração: Engenharia de Reservatório

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, 2010 S.P. - Brasil

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

Si38a	Silva, Rui Rodrigo Cabral e Análise numérica dimensional aplicada à combustão "in-situ" (CIS) / Rui Rodrigo Cabral e SilvaCampinas, SP: [s.n.], 2010.
	Orientador: Osvair Vidal Trevisan. Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências.
	 Combustão . 2. Recuperação térmica do petróleo. Análise numérica. I. Trevisan, Osvair Vidal. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica e Instituto de Geociências. III. Título.

٦

Título em Inglês: Numerical and dimensional analysis applied to "in-situ" combustion (ISC) Palavras-chave em Inglês: Combustion, Thermal oil recovery, Numerical analysis Área de concentração: Reservatórios e Gestão Titulação: Mestre em Ciência e Engenharia de Petróleo Banca examinadora: Rosangela Barros Zanoni Lopes Moreno, Luiz Eraldo Araújo Ferreira Data da defesa: 22/03/2010 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

Análise Numérica Dimensional Aplicada à Combustão *in-situ* (CIS)

Autor: Rui Rodrigo Cabral e Silva

Orientador: Osvair Vidal Trevisan

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:

Prof. Dr. Osvair Vidal Trevisan, Presidente Instituição (Exemplo: DEP/FEM/UNICAMP)

Prof. Dr. Rosangela Barros Zanoni Lopes Moreno Instituição (Exemplo: DEP/FEM/UNICAMP)

Prof. Dr. Luiz Eraldo Araújo Ferreira Instituição (Exemplo: UN-BA/PETROBRAS)

Campinas, 22 de março de 2010

Dedicatória

Dedico estes trabalhos aos meus pais, minha irmã e a minha esposa.

Agradecimentos

Gostaria de agradecer primeiramente aos meus pais por terem acreditado no meu potencial e foram durante todo este tempo o meu ponto de equilíbrio, sem eles a realização deste trabalho não seria possível.

À minha esposa, pela paciência, carinho e pelo apoio na finalização deste trabalho.

Aos professores do DEP, que colaboraram bastante para o meu desenvolvimento acadêmico na área de Engenharia de Petróleo.

Ao professor Trevisan, por sua orientação e motivação ao longo deste trabalho, por ter acreditado em mim e ter me dado esta oportunidade.

Aos amigos de república que me proporcionaram uma boa estadia em Campinas fazendo com que eu realmente me sentisse em casa, obrigado Alexandre, Marquinhos, Serginho, Babu, Serjão, Alex, Zé Nairo, Zanão e Galeno.

Aos colegas de mestrado, que sempre foram solidários e me ajudaram bastante neste curso, além de me proporcionar bons momentos de descontração que ajudaram aliviar a tensão.

Aos funcionários do DEP, que sempre se mostraram prestativos e amigos, obrigado Delcio, Fátima, Giselle, Bruno, Igor e Alice.

Um sonho que se sonha só é apenas um sonho. Um sonho que se sonha junto é realidade

(Raul Seixas)

Resumo

SILVA, R. R. C., Análise numérica dimensional aplicada à combustão in-situ (CIS). Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2010. 113p. Dissertação de (Mestrado).

Este trabalho apresenta uma metodologia de trabalho aplicável ao desenvolvimento de projetos de CIS utilizando dados de ensaios laboratoriais, simulação numérica e análise dimensional. A CIS envolve uma variedade de fenômenos que ocorrem simultaneamente, como a transferência de massa, calor, reações químicas entre outros. A utilização dos resultados obtidos em ensaios laboratoriais está muito sujeita à erros de escala e com a metodologia desenvolvida neste trabalho espera-se contornar este problema.

Primeiramente é apresentado nosso modelo físico utilizado neste trabalho, que é o tubo de combustão desenvolvido na Unicamp. Através da análise dimensional, desenvolvem-se três modelos de simulação sobre nosso modelo físico em escalas diferente, sendo que o modelo menor possui as dimensões do tubo de combustão, o modelo maior possui as dimensões de um campo de petróleo e o modelo intermediário possui suas dimensões dez vezes maiores que o modelo menor e cinco vezes menores que o modelo de campo. Foram utilizados dados sintéticos da composição de óleo e propriedades permoporosas.

Os resultados obtidos foram coerentes e mostram que existem correlações entre as variações geométricas dos modelos e os fenômenos de transferência de massa, transferência de energia e reações químicas. Sendo assim, com uma boa análise dimensional é possível criar um comportamento equivalente em todos os modelos dos fenômenos citados.

Palavras chave:

- Combustão *in-situ*, recuperação avançada de petróleo, métodos térmicos, análise de escala.

Abstract

SILVA, R. R. C., Numerical and dimensional analysis applied to in-situ combustion (ISC). Campinas: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2010. 113p. Master Thesis

This paper presents a methodology of work applicable to the development of ISC projects using data from laboratory tests, numerical simulation and dimensional analysis. The ISC includes a variety of phenomena that occur simultaneously, such as mass transfer, heat transfer, chemical reactions among others. The use of data from laboratory tests is very subject to scale errors, which are minored with the methodology developed in the present work.

First is presented our physical model used in this work, which is the combustion tube developed at Unicamp. By dimensional analysis, were developed three simulation models based on our physical model on different scales, the smaller model has the characteristics of the combustion tube, the bigger model has the dimensions of an oilfield, and the intermediate model has dimensions ten times greater than the combustion tube and five times smaller than the field model. We used synthetic data for oil composition, permeability and porosity.

The results were consistent and show that there are correlations between the variations of geometric models and the phenomena of mass transfer, energy transfer and chemical reactions. Thus with a good dimensional analysis it's possible create an equivalent behavior of these effects in all models.

Key Word

- Combustion *in-situ*, enhancement oil recovery, thermal methods, scale analysis.

Índice

Lista de Fig	urasxix
Lista de Tab	pelasxxiii
Nomenclatu	ıraxxv
Capítulo 1 Introdução	
1.1 Méto	dos térmicos1
1.1.1	Injeção de água quente
1.1.2	Injeção de Vapor
1.1.3	Combustão "in-situ"
1.2 Objet	ivo11
1.3 Estru	tura da dissertação11
Capítulo 2	
2 Revisão B	ibliográfica13
2.1 Histó	rico da CIS13
2.2 Princ	ipais projetos de campo de CIS pelo mundo15
2.3 Deser	nvolvimento da CIS17
2.3.1	Uso de poços horizontais18
2.3.2	Injeção de ar enriquecido21
2.4 Estud	os experimentais21
Capítulo 3	
3 Metodolog	gia e análise de escala27
3.1 Proce	esso de escalonamento
3.2 Análi	se dimensional
3.3 Mode	elo físico (tubo de combustão)
3.3.1	Sistema de injeção

3.3.2	Célula de combustão	
3.3.3	Sistema de produção de fluidos	
3.3.4	Cromatografia Gasosa e Gasômetro	
3.4 Mod	elo de simulação (escala de laboratório)	
3.5 Mod	elo de simulação (escala de campo e protótipo)	
3.6 Efeit	os de escala	
3.7 Equi	pamento de simulação	
Capítulo 4		
4 Resultado	DS	
4.1 Resu	ltados iniciais	49
4.1.1	Influência da grade	
4.1.2	Comparação entre os modelos	64
4.1.3	Análise em perfil	71
4.2 Efeit	o de escala	76
4.2.1	Vazões de injeção diferentes	76
4.2.2	Modelo de reações	
4.2.3	Permeabilidade absoluta	
Capítulo 5		97
5 Conclusõ	es e sugestões	
5.1 Conc	clusões	97
5.2 Suge	estões	
Referências	s Bibliográficas	
Apêndices		
Apêndice A	ł	
5.3 A.1 I	Modelo de Arrhenius	
Apêndice E	3	

B.1 Desenvolvimento da análise de escala	109
B.2 Equações de balanço de massa	109
B.3 Equação do balanço de energia	111
B.4 Reações químicas	112
B.5 Taxa de transferência de massa	114
B.6 Teoria da dupla película	114
B.7 Termos de dispersão e difusão	115

Lista de Figuras

Figura 1.1 Viscosidade versus temperatura de óleos, Prats (1982)	2
Figura 1.2 Perfil de temperatura durante o processo de CIS, Rosa (2006)	6
Figura 1.3 Componentes formados em cada zona durante a CIS, Rosa (2006)	7
Figura 1.4 Perfil de temperatura na CIS molhada incompleta, Prats (1982)	9
Figura 1.5 Perfil de temperatura da CIS molhada completa, Prats (1982)	10
Figura 1.6 Perfil de temperatura da CIS supermolhada, Prats (1982)	10
Figura 2.1 Esquema do processo THAI, Turta (2005).	19
Figura 2.2 Esquema do processo de TD-ISC, Turta(2005).	20
Figura 3.1 Esquema geral do Aparato, Chicuta (2009).	33
Figura 3.2 Tubo de combustão, Chicuta (2009).	34
Figura 3.3 Jaqueta de vácuo, Chicuta (2009)	35
Figura 3.4 Tubo de combustão modelo de simulação, escala de laboratório	38
Figura 3.5 Permeabilidade relativa óleo-água.	41
Figura 3.6 Permeabilidade relativa gás-óleo.	41
Figura 3.7 Modelo de simulação em escala de protótipo	44
Figura 4.1 Resultados iniciais da simulação em escala de laboratório	50
Figura 4.2 Resultados iniciais da simulação em escala de protótipo	50
Figura 4.3 Resultados iniciais da simulação em escala de campo	51
Figura 4.4 Volume depositado de coque no modelo de laboratório	52
Figura 4.5 Volume depositado de coque no modelo protótipo	53
Figura 4.6 Volume de coque depositado no modelo de campo	53
Figura 4.7 Resultados do ajuste do modelo de Laboratório através dos parâmetros cinéticos	55
Figura 4.8 Ajuste da produção de água através dos parâmetros cinéticos	56
Figura 4.9 Ajuste do volume de coque através dos parâmetros cinéticos.	57
Figura 4.10 Resultados da simulação em escala de laboratório (grades dinâmica e convenciona	l)
	59
Figura 4.11 Resultados da simulação em escala de protótipo (grades dinâmica e convencional).	. 60
Figura 4.12 Resultados da simulação em escala de campo (grades dinâmica e convencional)	61

Figura 4.13 Dados de produção em escala de laboratório (grades dinâmica e convencional)	62
Figura 4.14 Dados de produção em escala de protótipo (grades dinâmica e convencional)	63
Figura 4.15 Dados de produção em escala de campo (grades dinâmica e convencional)	63
Figura 4.16 Histórico de temperatura média de cada modelos	65
Figura 4.17 Evolução do fator de recuperação para cada modelo	66
Figura 4.18 Histórico da pressão média de cada modelo	67
Figura 4.19 Histórico de ROAR de cada modelo	68
Figura 4.20 Detalhe da ROAR	68
Figura 4.21 Histórico de RGAR de cada modelo	69
Figura 4.22 Detalhe da RGAR.	70
Figura 4.23 Histórico de RAAR de cada modelo	71
Figura 4.24 Perfis de saturações nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
laboratório	72
Figura 4.25 Perfis de saturações nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
protótipo	72
Figura 4.26 Perfis de saturações nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de camp	20.
	73
Figura 4.27 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
laboratório	73
Figura 4.28 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
protótipo	74
Figura 4.29 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
campo	74
Figura 4.30 Perfis de pressões nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
laboratório	75
Figura 4.31 Perfis de pressões nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de	
protótipo	75
Figura 4.32 Perfis de pressões nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de campo	•
	76
Figura 4.33 Evolução do FR para cotas de injeção diferentes	77
Figura 4.34 Histórico de temperatura média para cotas de injeção diferentes	78

Figura 4.35	Histórico de pressão média para cotas de injeção diferentes	78
Figura 4.36	Detalhe, pressão média para cotas de injeção diferentes	79
Figura 4.37	Histórico de ROAR para cotas de injeção diferentes	80
Figura 4.38	Detalhe de ROAR para vazões de injeção diferentes	80
Figura 4.39	Histórico de RGAR para cotas de injeção diferentes	81
Figura 4.40	Detalhe da RGAR para cotas de injeção diferentes.	82
Figura 4.41	Histórico de RAAR para cotas de injeção diferentes	82
Figura 4.42	Evolução do FR para modelos de reações diferentes	84
Figura 4.43	Evolução da temperatura média para modelos de reações diferentes	85
Figura 4.44	Evolução da pressão media para modelos de reações diferentes	85
Figura 4.45	Detalhe, pressão média para modelos de reações diferentes	86
Figura 4.46	Histórico de ROAR para modelos de reações diferentes	87
Figura 4.47	Detalhe de ROAR para modelos de reações diferentes.	87
Figura 4.48	Histórico de RGAR para modelos de reações diferentes	88
Figura 4.49	Detalhe da RGAR para modelos de reações diferentes.	88
Figura 4.50	Histórico de RAAR para modelos de reações diferentes	89
Figura 4.51	Evolução do FR para permeabilidades absolutas diferentes	90
Figura 4.52	Histórico de temperaturas para permeabilidades absolutas diferentes	90
Figura 4.53	Histórico de pressão para permeabilidades absolutas diferentes	91
Figura 4.54	Detalhe da pressão média para permeabilidades absolutas diferentes	92
Figura 4.55	Histórico de ROAR para permeabilidades diferentes	92
Figura 4.56	Detalhe da ROAR para permeabilidades diferentes	93
Figura 4.57	Histórico da RGAR para permeabilidades absolutas diferentes	94
Figura 4.58	Detalhe da RGAR para permeabilidades diferentes	95
Figura 4.59	Histórico da RAAR para permeabilidades absolutas diferentes.	95

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 Propriedades dos projetos comerciais de CIS, Turta (2005)	
Tabela 2.2 Resultados dos projetos comerciais de CIS, Turta (2005)	17
Tabela 3.1 Parâmetros de escala utilizados.	
Tabela 3.2 Variáveis de escalonamento, Farouk Ali (1989)	
Tabela 3.3 Dados de entrada no STARS.	
Tabela 3.4 Modelo de equações.	40
Tabela 3.5 Dados cinéticos das reações	40
Tabela 3.6 Dados de laboratório e valores escalonados para o protótipo	47
Tabela 3.7 Dados de laboratório e valores escalonados para o campo	47
Tabela 3.8 Dados utilizados na análise de sensibilidade	48
Tabela 4.1 Resultados das simulações	
Tabela 4.2 Variáveis utilizadas	65
Tabela 4.3 Modelo de reações de Coats (1964)	83
Tabela 4.4 Dados cinéticos das reações	83
Tabela 4.5 Resumo dos efeitos de escala no Laboratório e Protótipo	
Tabela B.1 Condições de contorno e iniciais	116
Tabela B.2 Relações constitutivas	117
Tabela B.3 Parâmetros adimensionais	118

Nomenclatura

Letras Latinas

а	Fator de escala	
a_{ik}	Área interfacial específica entre fase $i \in k$	cm ²
A_{LH}	Constante de Arrhenius para o componente hidrocarboneto	s^{-1}
	leve	
$A_{_{HH}}$	Constante de Arrhenius para o componente hidrocarboneto	s^{-1}
	pesado	
A_{cf}	Constante de Arrhenius para a equação de formação de coque	s^{-1}
A_{co}	Constante de Arrhenius para equação de oxidação do coque	s^{-1}
A_{inj}	Área aberta ao fluxo em um poço injetor	cm^2
C_{ij}	Concentração do componente j na fase i	
D^*_{ij}	Difusão molecular do componente <i>j</i> na fase <i>i</i>	
$D_{\scriptscriptstyle Lij}$	Coeficiente longitudinal hidrodinâmico do componente j na	
	fase <i>i</i>	
D_{Tij}	Coeficiente transversal hidrodinâmico do componente j na fase	
	i	
\overline{D}_i^*	Coeficiente convectivo de dispersão para a fase <i>i</i>	
\overline{D}_{ij}	Coeficiente hidrodinâmico de dispersão do componente j na	
	fase <i>i</i>	
E_{LH}	Energia de ativação para reação de oxidação do pseudo-	J/gmole
	componente hidrocarboneto leve	
$E_{_{HH}}$	Energia de ativação para reação de oxidação do pseudo-	J/gmole
	componente hidrocarboneto pesado	
E_{cf}	Energia de ativação para reação de formação do coque	J/gmole
E_{co}	Energia de ativação para reação de oxidação do coque	J/gmole
F	Fator de formação de resistividade elétrica	

G	Aceleração da gravidade	cm/s ²
h_i	Entalpia da fase <i>i</i>	J/gmole
Н	Espessura do reservatório	cm
H_{LH}	Calor de reação para oxidação do pseudo-componente hidrocarboneto leve	J/gmole
H _{HH}	Calor de reação para oxidação do pseudo-componente hidrocarboneto pesado	J/gmole
${H}_{cf}$	Calor de reação para formação do componente coque	J/gmole
H_{co}	Calor de reação para oxidação do componente coque	J/gmole
\overline{k}	Tensor de permeabilidade absoluta	md
\overline{k}_i	Tensor efetivo de permeabilidade da fase <i>i</i>	md
k_{j}^{ik}	Coeficiente local de transferência de massa do componente j	
	na fase <i>i</i> através da interface <i>ik</i>	
$k_{_{hi}}$	Condutividade térmica da fase <i>i</i> .	$J/(\min.cm.^{\circ}C)$
$k_{_{ijk}}$	Coeficiente de equilíbrio do componente j nas fases i e k	, 、 ,
L	Comprimento do reservatório	cm
n_c	Concentração de coque	gmole/cm ³
$N_{_{ijk}}$	Transferência de massa do componente <i>j</i> da fase <i>i</i> para <i>k</i>	
p_i	Pressão na fase i	kPa
p _{cik}	Pressão capilar entre as fases $i \in k$	kPa
q_i	Vazão de produção na fase <i>i</i>	cm ³ /min
r _{LH}	Taxa de reação de oxidação do pseudo-componente hidrocarboneto leve	gmole/s
r _{HH}	Taxa de reação de oxidação do pseudo-componente hidrocarboneto pesado	gmoles/s
r _{cf}	Taxa de reação da formação do componente coque	gmoles/s
S _i	Razão estequiométrica	

${S}_i$	Saturação da fase <i>i</i>	
Т	Tempo	min
Т	Temperatura	°C
${U}_{c}$	Energia interna do coque	J
U_r	Energia interna da rocha	J
${U}_i$	Energia interna da fase <i>i</i>	J
W	Largura do reservatório ou modelo	cm
W_{j}	Vazão de injeção do componente j	cm ³ /min
x_1, x_2, x_3	Coordenadas cartesianas (dimensões)	cm
Ζ	Elevação do reservatório acima do datum	cm
Letras Gregas		
α	Difusividade térmica	cm/s ²
Ν	Gás inerte	
Λ	Coque	
$\mu_{_i}$	Viscosidade da fase <i>i</i>	ср
$oldsymbol{ ho}_i$	Densidade da fase i	kg/cm ³
ϕ	Porosidade	
χ	Fator de heterogeneidade	
Siglas		
VOOIP	Volume original de óleo in place	
CIS	Combustão "in-situ"	
OAT	Oxidação em alta temperatura	
ROV	Razão óleo vapor	
ROC	Razão oxigênio combustível	
RAC	Razão ar combustível	
ROA	Razão oxigênio areia	
ROAR	Razão óleo ar	
RAAR	Razão água ar	
RGAR	Razão gás ar	

Х	Oxidação em alta temperatura
OBT	Oxidação em baixa temperatura
THAI	"Toe to heel air injection"
TD-ISC	"Top-down in-situ combustion"
Subscritos	

CO_2	Componente dióxido de carbono
G	Fase gás
Ι	Inicial
Inj	Injeção
Ν	Normal à borda
Ν	Componente nitrogênio (gás inerte)
0	Fase óleo
Prod	Referente ao poço produtor
R	Quantidade referente
r	Rocha reservatório
W	Fase água

Capítulo 1

1 Introdução

Neste capítulo são descritos os métodos térmicos utilizados na recuperação secundária de reservatórios de petróleo pelo mundo, sendo dada atenção especial à combustão "in-situ", que é o objeto principal deste trabalho. Ainda neste capítulo, é descrita a metodologia empregada para o desenvolvimento do trabalho, assim como os principais objetivos do estudo.

1.1 Métodos térmicos

Os métodos de recuperação térmica são métodos que utilizam basicamente energia em forma de calor para recuperação do óleo no reservatório.

A energia térmica proporciona várias alterações dentro do reservatório e ativa mecanismos que auxiliam a recuperação do óleo. Entre esses mecanismos temos como principais, a redução da viscosidade com o aumento da temperatura, favorecendo a mobilidade do óleo, a dilatação da formação ocasionando a expulsão dos fluidos de dentro da mesma, além da expansão e destilação do óleo e a extração das frações leves pelos solventes gerados pelo aquecimento. Para cada método térmico existem mecanismos específicos que, dependendo da aplicação, podem se mostrar vantajosos ou não.

Dos mecanismos ativados pelos métodos térmicos, o mais comumente presente é a redução da viscosidade. Quanto mais viscoso for o óleo nas suas condições iniciais, maior será o declínio da sua viscosidade para um aumento definido de temperatura, como pode ser visto no gráfico da Figura 1.1.



Figura 1.1 Viscosidade versus temperatura de óleos, Prats (1982).

De acordo com Rosa (2006), os métodos térmicos podem ser classificados como métodos de injeção de fluidos quentes (água ou vapor d'água) e de geração de calor "in-situ" (CIS e suas variações). Nos métodos de injeção de fluidos, a energia térmica é gerada na superfície e injetada no reservatório, nos métodos de geração "in-situ" o calor é gerado no próprio reservatório.

Os métodos de geração de calor "in-situ" são vistos como uma boa alternativa futura para a recuperação do óleo pesado em reservatórios "offshore", visto que os métodos em que a geração de calor é externa ao reservatório incorrem em uma grande perda de energia térmica, antes que esta alcance o reservatório.

Entre os métodos de recuperação térmica, os principais são: o aquecimento por corrente elétrica, a injeção de água quente, a injeção de vapor contínua, a injeção de vapor cíclica e a combustão "in-situ".

Os equipamentos utilizados para a geração de calor, a completação dos poços para produção, a quantidade de calor gerada e uma série de outros fatores variam para os diferentes métodos térmicos.

1.1.1 Injeção de água quente

A injeção de água quente é um dos métodos mais simples de recuperação térmica e foi superada pela injeção de vapor, já que a quantidade de energia carregada pela água quente é apenas na forma de calor sensível. Já, na forma de vapor, a água carrega energia também na forma de calor latente. Para se ter uma idéia, 1 g de água convertida em vapor de qualidade correspondente a 80% carrega 5,4 vezes mais de calor do que carrega esta mesma quantidade de água no estado líquido, à mesma temperatura.

Em alguns casos, a injeção de água quente apresenta vantagens em relação à injeção de vapor, como no caso das formações ricas em argilas minerais que são sensíveis à água doce. Essas formações incham na presença de água doce, reduzindo os vazios na rocha por onde ocorre o escoamento dos fluidos. Outra situação vantajosa para a injeção de água quente ocorre nas formações com pressões muito altas: com o aumento de pressão, diminui a capacidade da água carregar energia térmica, mais especificamente, de portar calor na forma latente. Assim, o vapor se torna água mais rapidamente, limitando a quantidade de energia térmica distribuída. O esforço operacional e o custo da geração de vapor podem não ser compensados, e neste caso, é melhor injetar água quente.

1.1.2 Injeção de Vapor

A injeção de vapor pode ser classificada basicamente como cíclica ou contínua. Na injeção cíclica, o vapor é injetado por um determinado período, após o qual os poços ficam fechados durante um intervalo de tempo, para a distribuição do calor dentro do reservatório. Este intervalo é denominado de período de encharcamento ("soaking"). Em seguida, o poço é recompletado para atuar como produtor por outro determinado período, completando-se o ciclo injeção-encharcamento-produção, que pode ser repetido várias vezes dependendo especificamente das

condições de reservatório onde o poço está localizado.

Na injeção contínua, o vapor é injetado continuamente, de forma que uma grande zona de vapor é formada dentro do reservatório. Nesta zona, a saturação do óleo se reduz, formando compostos destilados que se deslocam mais à frente do reservatório, misturando-se com o banco de óleo e formando um banco miscível, favorecendo a mobilidade e a recuperação do óleo.

Para que a injeção contínua ocorra com sucesso, além de parâmetros adequados de reservatórios, como permeabilidade, porosidade, saturação de óleo e viscosidades, é muito importante que o campo possua uma malha de poços densa, visto que o vapor tem uma limitação física de transferência térmica. Malhas com tamanhos excessivos implicam em maior tempo para injetar um volume poroso de vapor, ou seja, em maior perda de calor e conseqüentemente menor rendimento. Em uma situação limite, pode acontecer que os poços produtores nunca cheguem a aquecer e permaneçam indefinidamente produzindo água fria (CLEODON, 2008).

Na prática de campo, realiza-se uma combinação destas duas técnicas. Utiliza-se a injeção cíclica no início do projeto e em seguida a injeção contínua. Tal prática é justificada visto que no desenvolvimento inicial de um campo dispõe-se de poucos poços, e geralmente estes estão muito distantes entre si, dificultando a comunicação entre os poços na utilização da injeção contínua no primeiro momento. Na seqüência da operação, cada vez que se opera um novo ciclo de injeção-encharcamento-produção, a eficiência de recuperação diminui, pois a área de influência de cada ciclo tem sua saturação de óleo reduzida pelo ciclo que a precedeu. Esta eficiência pode ser contabilizada através da razão entre o óleo produzido e o vapor injetado (ROV), que diminui à medida que um novo ciclo é realizado. Chega-se a um momento em que há a necessidade de se adotar uma nova alternativa para recuperar o óleo fora da área de influência da injeção cíclica, caso esta área ainda seja economicamente atrativa. Para esta situação, a injeção contínua ainda é a melhor alternativa, visto que à esta altura já se tem um certo conhecimento da resposta do campo para a injeção cíclica e já se tem instaladas algumas das facilidades de produção necessárias para a implantação de um projeto de injeção contínua.

1.1.3 Combustão "in-situ"

A técnica consiste em se injetar ar seco, encontrado na natureza em uma proporção aproximada de 79% em massa de nitrogênio e 21 % de oxigênio, no reservatório. Inicialmente, o oxigênio entra em contato com o óleo e este começa a ter sua temperatura elevada. Neste momento, começam as reações de oxidação de baixa temperatura (OBT), também conhecidas como de craqueamento do óleo. Com estas reações, as grandes cadeias de hidrocarbonetos se quebram, formando um composto denominado coque e um hidrocarboneto mais leve. A temperatura resultante do calor gerado pelas reações, da ordem de 200 graus Celsius, é suficiente para as frações mais leves de hidrocarboneto se transformem em gás. Estas frações são empurradas pelo gás inerte para o banco de óleo, formando com este um banco miscível e melhorando a sua qualidade e mobilidade.

O coque formado nas reações de OBT, por ter uma viscosidade muito alta, permanece quase imóvel e continua se oxidando e elevando a sua temperatura, até que em determinado momento ele queima, dando o início das reações de oxidação de alta temperatura (OAT). Nestas reações, que são também conhecidas como pirólise do óleo, a temperatura do óleo pode atingir valores da ordem de 600 graus Celsius.

Com a queima do coque, forma-se a frente de combustão, que se propaga subseqüentemente através do reservatório, uma vez mantida contínua a injeção de ar. O início da queima marca a ignição do processo e é importante frisar que a natureza e a composição do óleo influenciam bastante sobre as condições de ignição e de desenvolvimento da combustão. Em alguns casos é necessário utilizar-se de alguma fonte de calor externa, pois só o calor das reações de oxidação não é suficiente para que se dê à ignição do óleo. Pode-se também utilizar do enriquecimento do ar com oxigênio ou mesmo algum agente oxidante.

Com o deslocamento da frente de queima através do reservatório, várias zonas são desenvolvidas entre o poço injetor e o poço produtor devido aos processos de transporte de energia, de massa e às reações químicas que ocorrem. A Figura 1.2 mostra uma representação ilustrativa do processo e das zonas formadas no reservatório e ilustra o perfil de temperatura

desenvolvido durante o processo CIS. A Figura 1.3 confere um maior detalhamento sobre os componentes presentes nas diferentes zonas.



Figura 1.2 Perfil de temperatura durante o processo de CIS, Rosa (2006).



Figura 1.3 Componentes formados em cada zona durante a CIS, Rosa (2006).

A zona queimada é a região onde o volume de coque já foi queimado. Esta zona é preenchida com o ar que está sendo injetado e podemos encontrar ainda uma pequena quantidade de coque que não foi queimado. Esta zona apresenta uma quantidade de energia térmica remanescente considerável, que foi deixada para trás e que pode ser eventualmente aproveitada, como veremos mais adiante.

A zona da frente de combustão é a zona de maior temperatura, e de menor espessura. É nesta região que ocorrem as reações de oxidação em alta temperatura (OAT), ou as reações de pirólise do óleo. O combustível é queimado, formando-se água e óxidos de carbono. É de suma importância determinar a quantidade de combustível queimado. Com isso podemos determinar a quantidade de ar que deve ser injetada para queimar um determinado volume do reservatório.

Na zona de vaporização ocorrem as reações de OBT do óleo, ou reações de craqueamento do óleo. Através destas, as cadeias maiores de hidrocarbonetos se quebram formando o coque e os hidrocarbonetos leves, que evoluem para a forma de gás. O gás formado por hidrocarbonetos leves e vapor d'água avança para regiões mais à frente, onde a temperatura é menor. Estas

regiões são chamadas de zonas de condensação, onde, como o próprio nome diz, ocorre a condensação do vapor d'água e dos gases de hidrocarboneto, que se misturam com o óleo original, melhorando suas propriedades de mobilidade no meio poroso.

Mais à frente está o banco de óleo, que contém grande parte do óleo deslocado, inclusive o óleo proveniente das reações de craqueamento. Em verdade, temos ai uma zona com um banco de óleo cru miscível com os gases liquefeitos de petróleo.

E finalmente encontra-se a região que não foi afetada ainda pelo processo, que é a região de óleo original. Devido à grande mobilidade dos gases produzidos, a saturação dos gases cresce discretamente nesta região.

O processo como um todo depende bastante das reações de OBT e OAT, visto que são estas reações que geram a energia térmica que vai auxiliar na recuperação do óleo. Devido a esta importância, faz-se necessário compreender bem a cinética destas reações. A cinética das reações de combustão define o quão rápido as reações ocorrem e quanto de óleo está envolvido no processo de reações químicas. O estudo cinético é de extrema importância, pois é através dele que são obtidas informações preciosas para o projeto de CIS, tais como: a caracterização da reatividade do óleo, a determinação das condições de ignição, a percepção da natureza do combustível e suas características de queima e a obtenção de parâmetros cinéticos, que são dados de entrada para uma simulação numérica do processo. A cinética das reações da CIS está descrita detalhadamente no Apêndice A.

O processo de CIS pode se apresentar de três formas que são: a combustão direta, a combustão úmida e a combustão reversa.

A combustão direta é o processo convencional, mais utilizado nos projetos de campo. Nele, a frente de combustão se desloca na mesma direção que o gás injetado, ou seja, do injetor para o produtor.

A combustão úmida é uma variação da combustão direta, onde podemos injetar água ao mesmo tempo em que injetamos ar, ou injetamos os dois alternadamente. Desta maneira,

conseguimos aproveitar o calor remanescente que fica na zona queimada atrás da frente de combustão. O calor remanescente na zona queimada é resultado da pequena capacidade térmica do ar, que não é capaz de transportar o calor até as regiões mais à frente. O calor fica então armazenado na rocha reservatório, que possui boa capacidade térmica para armazenar esta energia, mas não possui propriedades condutivas suficientes para transferi-las para as zonas menos aquecidas. A quantidade de calor retida é suficiente para que uma massa de água então injetada se torne vapor. O processo poderia até ser chamado de geração de vapor "in-situ", visto que o vapor leva grande parte da energia térmica absorvida da zona queimada para as zonas de menor temperatura. O resultado é uma distribuição mais rápida e uniforme da energia térmica gerada no reservatório, acelerando o processo de aquecimento do óleo e sua produção.

A combustão úmida pode ser classificada de acordo com a quantidade de calor absorvido pela água injetada. Dizemos que ela é incompleta quando a água se converte em vapor superaquecido. Neste caso, a quantidade de água injetada foi suficiente apenas para recuperar parte do calor remanescente da zona queimada. Dizemos que ela é completa quando todo calor da zona queimada é recuperado, ou super-molhada, quando a quantidade de água é demasiada, suficiente para absorver além do calor da zona queimada, o calor gerado na frente de combustão como pode ser observado nas Figuras 1.4, 1.5 e 1.6.



Figura 1.4 Perfil de temperatura na CIS molhada incompleta, Prats (1982).



Figura 1.5 Perfil de temperatura da CIS molhada completa, Prats (1982).



Figura 1.6 Perfil de temperatura da CIS supermolhada, Prats (1982).

Correia (1986), em seu trabalho feito sobre a avaliação do projeto de CIS em Carmópolis, após a análise dos resultados, tomou uma posição muito favorável em relação à combustão molhada aplicada aos projetos de campo, afirmando que a combustão molhada deveria ser uma prática imprescindível em qualquer projeto de campo, devido ao grande ganho de produção e à diminuição da quantidade de combustível necessário no processo, tudo isso gera economia e mais lucro associado ao projeto. Porém, o autor faz a ressalva de que a técnica só é interessante quando o processo de queima é completo (todo calor da zona queimada é absorvido pela água), que é uma posição totalmente justificável, visto que no processo de combustão supermolhada corre-se o risco de apagar totalmente a frente de combustão, ocasionando a necessidade de se reiniciar todo o processo. A grande dificuldade técnica nesse momento é a reignição, visto que agora entre o

poço injetor e óleo existe uma grande zona queimada.

Por último, temos a técnica da combustão reversa, que se trata de um processo estudado em laboratório. Na combustão reversa a frente de combustão caminha no sentido contrário ao fluxo de ar injetado. A idéia poderia ser muito útil para produzir óleos muito pesados e com grande viscosidade. O problema é que na prática, a maioria dos projetos de campo não obteve o sucesso esperado. A combustão se inicia perto do produtor, resultando na produção de fluidos quentes contendo uma grande quantidade de oxigênio que não reagiu. Nestas condições, é necessário utilizar tubos especiais resistentes à alta temperatura e à corrosão, tubos estes bastante caros. Nesta técnica utiliza-se uma quantidade maior de oxigênio para a propagação da frente de combustão, em comparação à combustão direta, o que acarreta maiores custos operacionais. Grande quantidade de coque formado permanece na porção queimada do reservatório, e a todo o momento corre-se o risco desse coque queimar e o processo se reverter para combustão direta.

Em resumo, a combustão reversa é considerada uma técnica difícil de aplicar e economicamente pouco atrativa.

1.2 Objetivo

Neste trabalho é desenvolvida uma metodologia para desenvolvimento de projetos de CIS, que auxiliará a interpretação dos ensaios laboratoriais realizados no tubo de combustão da Unicamp, através da analise dimensional e simulação numérica.

1.3 Estrutura da dissertação

A dissertação está estruturada em cinco capítulos. No segundo capítulo, é apresentada uma revisão bibliográfica, que tem o intuito de passar o embasamento teórico mínimo do tema abordado, de maneira que o leitor menos familiarizado com o tema possa desenvolver a leitura dos demais capítulos aproveitando toda informação disponível da melhor maneira possível.

O terceiro capítulo apresenta a metodologia empregada no estudo de escala. Nele é

apresentado primeiramente nosso modelo físico, que é o tubo de combustão desenvolvido na Unicamp utilizado para ensaios laboratoriais. A partir dele, são desenvolvidos três modelos de simulação: o primeiro, baseado nas características do tubo de combustão, e os outros dois modelos são desenvolvidos em escalas apropriadas, um modelo com dimensões intermediárias e outro modelo com dimensões de um campo de petróleo.

No quarto capítulo são apresentados os resultados obtidos do trabalho, e no quinto capítulo as conclusões e as sugestões para o desenvolvimento de trabalhos posteriores, que possam vir a ser desenvolvidos sobre o mesmo tema.

Capítulo 2

2 Revisão Bibliográfica

Neste capítulo de revisão bibliográfica é apresentado um breve histórico do surgimento da técnica, além do seu desenvolvimento ao longo dos anos. O desenvolvimento da técnica foi muito beneficiado pelas pesquisas de laboratório que ocorreram e ocorrem em paralelo com o desenvolvimento de novas tecnologias, como a utilização de poços horizontais e o enriquecimento do ar com oxigênio. São também apresentados os dados dos principais projetos de combustão pelo mundo.

2.1 Histórico da CIS

A CIS é um dos processos mais antigos de recuperação térmica de petróleo. Sua origem é bastante controversa e não se tem muita certeza onde e como a técnica foi aplicada pela primeira vez. Talvez a primeira ocorrência do fenômeno tenha acontecido involuntariamente nos projeto de injeção de ar no sudeste do estado de Ohio nos EUA em meados de 1911. Sarathi (1999), em um documento interno não publicado, contemplava o fenômeno da CIS em projetos onde o ar quente era injetado na formação para combater os problemas de formação de parafina.

De acordo com este documento injetou-se inicialmente 4,25 m³/dia de ar quente à temperatura de 71°C com uma pressão de 2,81 kgf/cm² durante 40 dias. Após analisar as amostras do gás produzido constatou-se a presença do CO2 e oxigênio, sendo que o oxigênio se apresentava em porcentagens bastante pequenas. Sendo assim, Lewis (1917) atribuiu a presença de CO2 e a baixa quantidade de oxigênio no gás produzido à reação entre o oxigênio do ar injetado com o petróleo do reservatório.

Nessa época apareceram ainda outras empresas nos EUA afirmando ter conseguido a CIS através da injeção do ar quente na formação, para combater a formação das parafinas. O processo

parecia ser bastante comum naquela época para se tratar este tipo de problema. Em junho de 1923, foi emitida a primeira patente que definia o processo de CIS por E.R Walcott.

Porém, o primeiro experimento de campo, que tem o maior reconhecimento da literatura de como e onde realmente a CIS aconteceu com sucesso, ocorreu na Rússia em 1935. A partir daí, empresas do mundo todo passaram a olhar com mais atenção este novo método de recuperação avançada de óleo. Nos EUA chegaram a se desenvolver mais de 225 projetos de combustão. Um bom número destes projetos teve sucesso econômico, enquanto outros falharam por várias razões, incluindo características desfavoráveis de reservatório, de fluidos e problemas operacionais.

No Brasil tivemos dois projetos piloto, sendo que apenas um deles teve sucesso técnico, que foi o projeto do campo de Carmópolis, documentado no trabalho de mestrado de Correia (1986).

Correia (1986), após acompanhar todo o projeto, desde os ensaios de laboratório, a instalação dos equipamentos e o acompanhamento da produção, chegou à conclusão de que o coque disponível era superior ao projetado, questionando os modelos utilizados para o dimensionamento da quantidade de ar injetada. Anos depois, após uma nova análise do modelo geológico do campo, constatou-se que a zona onde se aplicou a CIS não tinha uma camada selante espessa o bastante para resistir à temperatura da frente de combustão. Acabou ocorrendo comunicação entre duas zonas e, a partir daí, um volume maior de óleo entrou em contato com o ar injetado, formando uma quantidade maior de coque. Quantidade esta que, conseqüentemente, demandava uma quantidade maior de oxigênio para ser queimada e manter a frente de combustão acesa. Infelizmente ocorreu uma série de problemas operacionais que obrigou o abandono do projeto.

2.2 Principais projetos de campo de CIS pelo mundo

No cenário atual mundial, Turta (2005) destaca quatro projetos de CIS, um na Romênia, no campo de Suplacu de Barcau, que produz há mais de 34 anos, dois na Índia, nos campos Balol e Santhal, que operam há mais de sete anos e um nos EUA, no campo de Bellevue.

O campo de Suplacu de Barcau é o maior projeto de combustão do mundo, e se trata de um reservatório raso, de cerca de 180 m de profundidade. Seus poços estão bastante próximos (50-100 m de distância entre si) e o processo é conduzido à baixa pressão (menos que 14 kgf/cm²), por combustão seca. A viscosidade do óleo é alta, de cerca de 2000 cp, e seu reservatório apresenta uma inclinação que favorece o esquema de produção através de uma malha dinâmica de poços injetores. Neste esquema, a injeção de ar começa na parte mais alta do reservatório e à medida que a frente de combustão avança, e os poços injetores começam a ficar longe da frente de combustão, estes são fechados e novos poços são completados para injetar ar no reservatório. A linha de injeção muda de acordo com o movimento da frente de combustão, que vai avançando para as regiões mais profundas do reservatório.

Os campos de Balol e Santhal têm características semelhantes. Ambos operam em altas pressões (valores maiores que 105,46 kgf/cm²) e no processo de combustão úmida. Seus reservatórios são profundos (aproximadamente 1000 m de profundidade). A viscosidade do óleo varia entre 50 e 200 cp em Santhal e entre 200 e 1000 cp em Balol. Ambos os reservatórios contém carvão e material carbonático e utilizam a malha dinâmica de injetores, sendo que neste caso a malha se movimenta perifericamente e o processo é beneficiado por um forte aqüífero radial, que transmite energia mecânica para o reservatório, mantendo a pressão estática constante.

No campo de Bellevue é conduzido um projeto de combustão seca. Utiliza-se uma pressão bastante baixa (de menos de 4,22 kgf/cm²) em um reservatório bastante raso (150 m aproximadamente) e bastante heterogêneo. A combustão ocorre em duas camadas, que são operadas separadamente com sucesso. O esquema de poços adotado é o do padrão de 7-spot invertido, que é um esquema que possui 7 poços, sendo que um deles é injetor e esta localizado no centro da malha, os demais estão dispostos ao redor do injetor formando a figura de um

hexágono. O projeto hoje está operando com 15 poços injetores de ar e 90 poços produtores.

As principais propriedades destes projetos estão apresentadas na Tabela 2.1 e os principais resultados na Tabela 2.2.

Campo, País Prof. (m)	Suplacu de Barcau, Romênia 35-219	Balol, Índia 1000	Santhal, Índia 1000	Belleuve, EUA 122
Temp. res. Tr (°C)	18	70	70	23
Espessura/ net pay (m)	8-88/ 6-27	3-29/ 3-15	5-59/ 3-15	21; 9/
$\phi(\%)$	32	28	28	32
$S_o(\%)$	<85	70	70	73
S_{wc} (%)	15	30	30	27
<i>k</i> (mD)	5000-7000	3000-8000	3000-5000	650
Visc. do óleo na <i>Tr</i> (cp)	2000	100-450	50-200	676
°API	16	16	18	19
Pressão inicial res./ Pressão do res. no Início da CIS (kPa)	964.6/551.2	9990.5/9990.5	9990.5/9990.5	275.6
VOOIP (m ³ x 10 ⁶)	50	20	48	1.7

Tabela 2.1 Propriedades dos projetos comerciais de CIS, Turta (2005).
Campo, País	Suplacu de Barcau, Romênia	Balol, Índia	Santhal, Índia	Bellevue, EUA
Ano inicial da operação	1971	1997	1997	1970
Pres. de inj. (kPa)	1033- 1378	8957-11024	8268-10335	413
N° de poços injetores	111	30	30	15
N° de poços produtores	736	75	105	90
Produção diária por CIS (m³/d)	1430	700	700	50
Corte de água (%)	82	60	60	90
Utilização de O ₂ (%)	95	>95	>95	80
Razão Ar/Óleo (M ³ /M ³)	2492	997	997	2670
Recup. Esperada (%)	52	38	36	60

Tabela 2.2 Resultados dos projetos comerciais de CIS, Turta (2005).

2.3 Desenvolvimento da CIS

A CIS ao longo dos anos se beneficiou bastante com os avanços tecnológicos nas áreas de poço, elevação e reservatórios, com isso várias inovações puderam ser colocadas em prática, tais como o uso de poços horizontais, injeção de ar enriquecido com oxigênio, combustão cíclica, entre outras.

Um problema comum nos projetos de CIS de campo é o controle do varrido da frente de combustão e dos seus gases produzidos. Na verdade, este é um problema bastante freqüente na maioria dos projetos de CIS que utilizam poços verticais. Suplacu de Barcau é um grande exemplo disso, com seu histórico de erupções de ar quente e explosões na formação. Com a

incorporação dos poços horizontais aos projetos de CIS, espera-se obter um melhor controle da frente de queima contornando este tipo de problema.

2.3.1 Uso de poços horizontais

Em 1990, com o advento da tecnologia de poços horizontais, começou-se a pensar em como utilizar esta nova tecnologia para melhorar o processo de CIS. Contudo, a utilização de poços horizontais como injetores foi descartada, pois implicava num grande risco de erupções. No entanto, não se configurou este tipo de risco quando os poços horizontais eram utilizados como produtores, e a partir daí foram desenvolvidas algumas técnicas para se utilizar esta nova tecnologia.

No mundo existem algumas abordagens, para a aplicação da CIS com poços horizontais como produtores, sendo que as duas mais comuns são:

- "Toe-to-heel air injection" (THAI)
- "Top-down '*in-situ*' combustion" (TD-ISC)

Sendo que o último método foi desenvolvido para ser aplicado em reservatórios com aqüíferos de fundo.

O esquema do processo THAI consiste em um poço vertical injetor, situado próximo às extremidades finais ("toe") dos poços produtores horizontais. Uma das vantagens deste método é a de que à medida que a frente de combustão se move em direção ao poço produtor, as zonas de óleo móvel, que são formadas, são produzidas pelo poço horizontal (Figura 2.1). Nos poços verticais, esse processo levaria mais tempo para ocorrer. A produção de petróleo da zona de óleo móvel proporciona também ganhos na qualidade do óleo produzido, em relação aos processos de combustão convencionais. No processo THAI, a produção do banco de óleo frio não ocorre, desta forma o processo pode ser aplicado em óleos de altíssima viscosidade.



Figura 2.1 Esquema do processo THAI, Turta (2005).

A geometria proposta pelo esquema de produção do processo THAI proporciona um melhor controle do movimento da frente de combustão, já que esta fica submetida ao gradiente de pressão criado pelo poço horizontal produtor. Desta forma, os gases fluem com maiores vazões, favorecendo as reações de oxidação à alta temperatura (OAT) e induzindo uma eficiência maior em relação aos processos de combustão tradicionais.

No processo de TD-ISC são colocados vários poços injetores completados no topo da formação produtora e acima de um poço produtor horizontal, localizado no fundo da zona de óleo. A combustão se inicia nos poços injetores e se propaga para baixo com o óleo móvel drenado por gravidade aos poços horizontais de produção. O esquema do processo de TD-ISC está representado na Figura 2.2.



Figura 2.2 Esquema do processo de TD-ISC, Turta(2005).

Apesar de todo desenvolvimento de pesquisas para a aplicação de poços horizontais no processo de CIS, o histórico de aplicações em campo ainda é pequeno. No Canadá aplicou-se a técnica em dois projetos de CIS, nos campos de Eyehill e Battrum, onde já havia produção de óleo por CIS através de poços verticais. Os resultados foram bastante variáveis, com alguns poços tendo ótimo desempenho, enquanto outros apresentaram desempenho medíocre. Como a técnica foi aplicada em conjunto com poços verticais já existentes nestes campos, e com a grande discrepância entre os resultados obtidos, quaisquer conclusões definitivas sobre o processo tornaram-se inviáveis.

Atualmente existe um projeto piloto no campo de Whitesands, em Alberta, Canadá. A empresa operadora é a Petrobank. Este piloto consiste de três pares de poços injetores verticais e um poço produtor horizontal com extensão de 500m. Os espaçamentos entre os pares de poços são de cerca de 100m. A ignição do processo foi projetada para ser de forma espontânea com a injeção de ar, visto que o óleo de Whitesands é de altíssima viscosidade. Foi prevista também uma injeção de vapor inicial para estimular o campo e estabelecer uma comunicação entre os

poços injetores e produtores (MOCZYDLOWER e TEIXEIRA, 2006).

2.3.2 Injeção de ar enriquecido

Outra nova estratégia relacionada com o processo de CIS é a injeção de ar enriquecido com o oxigênio ou mesmo a injeção de oxigênio puro. A técnica implica em maiores vazões de oxigênio com volumes proporcionalmente menores de ar e possui algumas vantagens:

- Diminuição da canalização;
- Aumento na eficiência da queima, com aumento da velocidade da frente de combustão e antecipação da produção;
- Aumento na produção de CO₂ e implicitamente aumento de todos os efeitos que este composto solvente do óleo ocasiona.

As desvantagens da técnica estão correlacionadas com os procedimentos operacionais que implicam na utilização do oxigênio puro ou em grandes concentrações:

• O custo de liquefação para separação do oxigênio em relação ao custo de compressão é alto, porém o gasto de energia é menor já que os volumes comprimidos são menores;

• Os equipamentos de superfície devem ser resistentes à corrosão, assim como os equipamentos do poço.

Rodriguez (2004), em sua tese de doutorado, utilizou um tubo de combustão e realizou várias rodadas injetando ar com oxigênio enriquecido nas taxas de 20%, 30% e 41% em massa. O autor chegou a estas mesmas conclusões relacionadas com as vantagens da técnica citadas, além de desenvolver um modelo analítico simplificado que representava muito bem o escoamento no meio poroso junto com os demais fenômenos da CIS no tubo de combustão.

2.4 Estudos experimentais

Os estudos experimentais contribuíram em muito com o desenvolvimento da CIS. A grande

maioria destes estudos fez uso do tubo de combustão, que é um aparato experimental específico para realizar ensaios de CIS. Nestes ensaios, simula-se fisicamente uma porção muito pequena de um reservatório submetida ao processo de CIS.

Além do tubo de combustão, tem se utilizado muito o recurso da simulação numérica de reservatórios, recurso este que até há pouco tempo era de utilidade limitada pela demanda de computadores potentes, capazes de processamento numérico em tempo viável para se desenvolver um projeto. Ao mesmo tempo, desenvolveram-se diversos modelos analíticos para a CIS, e ao longo dos anos percebeu-se que estes modelos são limitados para representar todos os fenômenos da CIS que ocorrem em campo. Porém, estes modelos representam muito bem os fenômenos em aparatos de laboratório (tubos de combustão), onde mais facilmente se consegue impor as restrições inerentes a estes modelos.

Alguns simuladores numéricos hoje possuem o recurso da malha dinâmica. Com este recurso é possível programar para que a malha se refine em uma determinada zona do reservatório, após a variação de alguma propriedade, determinada pelo usuário (temperatura, por exemplo). Desta forma, consegue-se induzir o simulador a fazer suas iterações com uma malha mais refinada na região onde a frente de combustão se propaga, enquanto nas demais regiões mantém-se a malha normal, reduzindo bastante o tempo da simulação.

Outras ferramentas bastante importantes para o estudo da CIS são as células cinéticas, que são utilizadas na modelagem cinética das reações químicas envolvidas no processo da CIS. Existe uma ampla variedade destas células cinéticas, cada uma adequada a um tipo de ensaio. Alguns ensaios apresentam vantagens técnicas e de custos em relação a outros, mas os fatores determinantes na escolha da técnica a ser aplicada são o tipo de óleo e as condições de reservatório nas quais este óleo se encontra. No trabalho de Pereira (2008), estas técnicas estão muito bem descritas com suas aplicabilidades, vantagens e desvantagens comparativas.

As técnicas utilizadas no estudo cinético do óleo são classificadas como quantitativas e qualitativas. Nas primeiras, os parâmetros cinéticos são obtidos a partir da medida direta da concentração com o tempo, através da análise química da amostra utilizada e dos gases liberados,

à medida que ocorrem as reações. Os instrumentos utilizados são as células cinéticas (mini tubos de combustão), além de cromatógrafos e espectroscópios. Nas técnicas qualitativas, os parâmetros cinéticos são obtidos através da medida indireta das concentrações da amostra a partir da medida de outras propriedades físicas, como por exemplo, a variação de massa e de entalpia. Neste tipo de célula cinética são empregados instrumentos de análise térmica, como a análise térmica diferencial (DTA), a termogravimetria (TG), a termogravimetria derivada (DTG), a calorimetria exploratória diferencial (DSC), a DSC pressurizada (PDSC) e o calorímetro adiabático (ARC).

Com a utilização destes recursos, vários trabalhos foram desenvolvidos sobre os mais diversos aspectos que envolvem a CIS.

Penberthy (1966) utilizou um modelo analítico para validar os resultados obtidos no seu trabalho com tubo de combustão. Após nove rodadas de experimentos, o autor conseguiu determinar as perdas de calor do tubo para o meio externo, a difusividade efetiva e a condutividade, indiretamente. Verificou que o tempo necessário para se atingir o regime permanente de temperatura determinada pelo modelo matemático aproximava-se bastante do tempo obtido no tubo. O autor concluiu que existe um limite mínimo operacional para o fluxo de ar injetado para cada comprimento de tubo. Observou também que o pré-aquecimento beneficia o processo como um todo.

Garon (1982) utilizou a análise dimensional para desenvolver um modelo tridimensional físico, capaz de realizar ensaios de CIS representando malhas de injeção variadas em reservatórios de areias asfaltênicas pré-aquecidas. Seu objetivo era investigar o comportamento destes reservatórios submetidos à CIS em diversas condições, disponibilizando dados para a validação de modelos numéricos. Garon (1986) realizou o que seria o complemento do trabalho anterior, utilizando a mesma metodologia, mas desta vez, direcionando sua pesquisa para reservatórios de óleo pesado de pequena espessura. O autor incluiu uma variedade maior de ensaios variando o enriquecimento do ar com oxigênio, razão água/ar na combustão úmida, além da variação de taxas de injeção de ar e a utilização de diferentes amostras de óleo com viscosidades diferentes. O autor chegou à conclusão de que os resultados do seu trabalho

23

demonstravam que através do seu aparato era possível modelar e prever o desempenho da CIS em um reservatório de óleo pesado.

Farouk Ali (1989) pesquisou diversos trabalhos que se utilizaram da análise dimensional aplicada a CIS e concluiu que existem seis metodologias disponíveis para se trabalhar com a CIS. De acordo com o autor, para cada metodologia existe um determinado grupo de dados que proporciona um escalonamento perfeito, com destaque para as metodologias utilizadas para escalonar a deposição de coque e as taxas de reação. Para o perfeito escalonamento destas variáveis adota-se um fator de escala n para o gradiente de pressões, enquanto os demais parâmetros são escalonados através de um fator de escala *a*.

Kumar (1991) fez sua pesquisa em torno da zona da frente de combustão, utilizando um óleo pesado de 11°API, de Alberta, Canadá, em dois diferentes tipos de areia (um arenito Berea e um arenito de Otawa). Após algumas rodadas experimentais concluiu que a espessura da zona de combustão é da ordem de 2,5 cm. Sugeriu que a malha de simulação numérica deveria ter dimensões desta mesma ordem, para se obter resultados confiáveis. Uma malha deste tamanho implica em um trabalho computacional enorme mesmo para os computadores modernos e potentes disponíveis na indústria hoje. O autor concluiu também que a área superficial da matriz da areia tem influencia na espessura da frente de queima. No arenito Berea, a área superficial era maior, visto que ele possuía uma constituição rica em finos. Pode-se constatar uma frente de combustão com uma espessura menor nas rodadas dos experimentos utilizando este arenito.

Mamora (1995) utilizou-se de uma célula cinética para pesquisar a influência da argila e areias finas na cinética do óleo. Ele observou que a presença dos finos favorece as reações de OAT, enquanto que em amostras de granulometria mais grossa as reações de OBT predominam. As reações de OBT mostraram-se ineficientes tanto para a geração de calor quanto para o consumo do oxigênio injetado. Também a viscosidade do óleo oxidado sob estas reações aumentou bastante e por isso o autor recomenda que no processo global deve-se favorecer as reações de OAT. A partir dos seus resultados, o autor desenvolveu um novo modelo cinético para as reações de oxidação, que considera a área superficial dos grãos influenciando as reações.

24

A influência da presença de argila e de finos é uma incógnita no processo de CIS. Sabe-se que sua presença ocasiona uma deposição maior de coque, mas não se sabe se isso ocorre devido às trapas formadas pela argila, ou devido a sua composição. Muitas argilas possuem matéria orgânica não maturada na sua composição e acredita-se que essa matéria orgânica pode funcionar como combustível para o processo de CIS, assim como o coque.

Chicuta (2009) realizou ensaios no tubo de combustão tomado como modelo físico neste trabalho e mostrou que o teor de argila tem uma grande influência sobre o desempenho do ensaio. Com o óleo e areia utilizados, no ensaio sem argila não ocorreu a reação de pirólise, enquanto que no ensaio onde foi utilizada a amostra de areia misturada com pequenos teores de argila a queima ocorreu perfeitamente. O fator de recuperação foi alto e a amostra de areia utilizada apresentou-se bastante limpa ao fim do ensaio. Entre os fatores ligados ao teor de argila que favorecem a CIS estão a formação de trapas que impedem que grande parte do óleo craqueado se mova, favorecendo a deposição do coque em maiores concentrações. A argila, por ser muito fina, tem uma superfície específica muito grande, o que favorece o contato do oxigênio com o óleo ligado às argilas. Esse efeito da litologia das rochas ainda é uma limitação dos simuladores numéricos e no futuro seria interessante analisar de qual forma poderia ser modelado tal efeito. Outra limitação do simulador é a modelagem do efeito miscível do CO2. É sabido que o CO2 tem propriedades solventes, que diminuem a viscosidade do óleo favorecendo seu deslocamento dentro do reservatório. No simulador STARS, o CO2 atua apenas como um gás inerte, que pressuriza o reservatório e transporta calor. A CMG possui o GEM que é o simulador de fluxo composicional que permite fazer este tipo de modelagem, mas em contrapartida não é um simulador térmico.

Capítulo 3

3 Metodologia e análise de escala

Neste capítulo é apresentada a análise de escala aplicada ao trabalho, assim como toda a descrição do processo de escalonamento e de como ele pode ser aplicado à técnica da CIS. Primeiramente é apresentado o modelo físico utilizado no trabalho, que no caso é o tubo de combustão desenvolvido na Unicamp. Posteriormente, são apresentados os modelos de simulação na escala de laboratório, na escala intermediária e na escala de campo, que foram desenvolvidos a partir do modelo físico, com o auxílio da análise dimensional. A simulação de fluxo foi realizada através de um simulador numérico comercial e todas as suas etapas de modelagem serão descritas detalhadamente.

O modelo de simulação na escala de laboratório tem por objetivo ajustar as melhores condições de trabalho, de forma que o ensaio no aparato ocorra com maiores chances de sucesso', economizando tempo de trabalho e recursos, além de disponibilizar uma prévia dos resultados que serão obtidos. O modelo na escala de campo é feito em cima do modelo de laboratório, após um trabalho de escalonamento. Esta etapa do trabalho é crucial, visto que um processo de escalonamento bem feito poderá ajudar na elaboração de um projeto de campo com grandes chances de sucesso técnico e econômico.

3.1 Processo de escalonamento

A técnica foi desenvolvida a partir da análise do conjunto das equações governantes, envolvendo o balanço de massa, o balanço da quantidade de movimento e o balanço de energia, e está descrita detalhadamente no Apêndice B. A análise considera também as condições de contorno e condições iniciais correspondentes. As equações são adimensionalizadas, colocandose todas variáveis em função de um valor de referência, como mostrado na Equação (1).

$$m_D = \frac{m}{m_R} \tag{1}$$

Onde m é uma variável qualquer e os subscritos D e R definem as variáveis como adimensionais e valores de referência, respectivamente. Com as equações adimensionalizadas, são gerados coeficientes adimensionais associados a cada termo das equações. Estes coeficientes ou seus derivados constituem os chamados parâmetros de escala. Os parâmetros de escala utilizados neste trabalho estão ilustrados na Tabela 3.1.

	Parâmetro	Nome	Unidades
1.	$\frac{\alpha_{R}t_{R}}{L_{R}^{2}}$	Número de Fourier	$\frac{\frac{cm^2}{s} \times s}{cm^2}$
2.	$\frac{\phi_R S_{oR} \mu_{oR} x_{1R}^2}{t_R k_{oR} P_{oR}}$	Número de Poiseuille ⁻¹	$\frac{cp \times m^2}{\min \times md \times kPa}$
3.	$\frac{x_{2R}}{x_{1R}}$	N3	$\frac{cm}{cm}$
4.	$rac{L_R}{x_{1R}}$	N4	$\frac{cm}{cm}$
5.	$\frac{\rho_{_{oR}}g_{_{R}}z_{_{R}}}{P_{_{oR}}}$	Número de Poiseuille dividido pelo número de Stokes	$\frac{\frac{kg}{cm^{3}} \times cm}{kPa} \times cm$
6.	$\frac{W_{xR}\mu_{gR}}{x_{2R}\rho_{gR}k_{gR}P_{gR}}$	Número de Poiseuille modificado	$\frac{\frac{cm^{3}/\min \times cp}{cm \times \frac{kg}{cm^{3}} \times md \times kPa}$

Tabela 3.1 Parâmetros de escala utilizados.

Os parâmetros de escala são parâmetros adimensionais nos quais se consegue fazer a correlação de um fenômeno em uma escala menor para uma maior e vice versa. A idéia principal do trabalho é conseguir correlacionar as transferências de energia térmica e o fator de recuperação de óleo do modelo de laboratório com aquelas do modelo de campo. Desta maneira, será possível elaborar um projeto de CIS partindo-se do ensaio em um tubo de combustão. Para

tanto, simplesmente iguala-se o parâmetro de escala de laboratório com o correspondente de campo, variando-se as condições operacionais como a injeção de ar e o enriquecimento do oxigênio. Tal procedimento deve ser feito de modo a compensar as propriedades do reservatório como permeabilidade e a pressão de trabalho, que eventualmente são diferentes das propriedades nas quais trabalhamos no laboratório, já que as condições de laboratório são restritas pela instrumentação e equipamento utilizados.

Dos resultados de experimentos com CIS obtidos em laboratório, apenas os dados relacionados com as reações químicas podem ser aplicados diretamente aos estudos de campo. As condições de pressão e temperatura de campo vão determinar a velocidade e a freqüência em que estas reações vão ocorrer. Os demais dados, como permeabilidade, que é limitada a valores altos devido às condições de ensaio, cotas de injeção de ar, que serão aumentadas devido ao aumento das dimensões geométricas do campo em relação ao aparato experimental, podem ser obtidos através de um processo de escalonamento.

Assim, a técnica torna-se fundamental quando se deseja elaborar um projeto em um campo de petróleo a partir de dados obtidos em ensaios de laboratório. Através dela pode-se analisar, por exemplo, o quanto uma taxa de injeção de ar precisar ser aumentada em relação à cota de laboratório, em função de uma redução da porosidade do modelo de campo para o de laboratório.

Esta prática mitiga os riscos oriundos do desconhecimento de forma relativamente barata, já que a construção deste tipo de aparato de laboratório representa menos que 0,5 % de um projeto piloto de combustão. A informação obtida no tubo de combustão, aliada a um estudo de escalonamento, ajuda bastante no gerenciamento do reservatório, dando uma idéia de como o fenômeno vai se desenvolver e, por isso, podendo render grande economia com as facilidades de produção.

Alguns projetos antigos utilizavam poços de monitoramento. Tais poços tinham como única função registrar as variações das propriedades do reservatório ocasionadas pela CIS, auxiliando no gerenciamento do projeto. Desta forma, além de monitorar a CIS no campo, podia-se prever o comportamento dela no reservatório. O problema é que, com o desenvolvimento do processo,

esses poços eram perdidos junto com a instrumentação utilizada. Outra maneira que seria viável tecnicamente para gerenciamento da CIS, seria a utilização da sísmica 4D que já foi usada em reservatórios sob injeção de vapor com sucesso, porém não existe nenhum registro da utilização da técnica para monitoramento da CIS.

3.2 Análise dimensional

Farouq Ali (1989) desenvolveu em seu trabalho um estudo sobre as técnicas de escalonamento. Constatou que existem seis metodologias diferentes para se utilizar a técnica de escalonamento na CIS, sendo que em cada uma delas se trabalha com condições diferentes, condições estas que determinam quais variáveis ficam dentro ou fora de escala. Em algumas delas são ainda necessárias a utilização de variáveis de escalonamento, definidas pelo autor e descritas na Tabela 3.2.

Metodologia	Variável de escalonamento	Unidades
3	$x_{2R} = \frac{\rho_{oR} g_R L^2}{P_{oR}}$	ст
4	$x_{2R} = (\phi_R S_{oR} \chi_R d_{pR} L)^{0.5}$	ст
5	$n = \ln(a)$	
6	$\frac{e^n}{n} = a^2$	

Tabela 3.2 Variáveis de escalonamento, Farouk Ali (1989)

Na primeira metodologia são feitas as seguintes considerações: mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesmo gradiente de pressão, mesma temperatura e geometria similar. Esta é a metodologia mais aplicada em modelos tridimensionais e foi utilizada nos trabalhos de Garon (1982), (1986) e também em estudos de escalonamento para injeção de vapor Pujol (1972).

Dentre os parâmetros que entram perfeitamente em escala estão as forças capilares e a razão entre a transferência de massa e as forças viscosas, enquanto os parâmetros de cinética de reações e seus parâmetros relacionados não escalonam perfeitamente.

Na segunda metodologia considera-se: mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesma queda de pressão, mesma temperatura e fluxo unidimensional de massa e energia. Esta metodologia vale somente para tubos de combustão com dimensões de largura e espessura insignificantes em relação ao comprimento, garantindo assim o fluxo de massa e energia apenas em uma direção. Os parâmetros que escalonam melhor são a razão transferência de massa sobre forças viscosas e a convecção, sendo que o escalonamento ocorre apenas em uma direção. Em contrapartida, os parâmetros de dispersão, difusão e cinéticos não entram em escala.

A terceira metodologia considera: mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesma temperatura, mesma queda de pressão e os parâmetros da geometria são escalonadas em função das forças gravitacionais. Sendo assim, para que as forças gravitacionais e forças viscosas entrem na escala corretamente, utiliza-se a variável de escalonamento correspondente com a metodologia, na Tabela 3.2 para definir a geometria. A condução de calor na direção vertical, as forças capilares e a dispersão não são escalonadas propriamente utilizando esta metodologia. Esta metodologia foi utilizada no trabalho de escalonamento com injeção de vapor de Stegemeier (1980).

A quarta metodologia utiliza-se do mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesma temperatura, mesma queda de pressão e a geometria é escalonada em função de parâmetros de dispersão. Esta é a única metodologia que escalona propriamente os efeitos de dispersão em altas taxas de fluxo. Para tanto, utiliza-se a variável de escalonamento correspondente na Tabela 3.2 para determinar a geometria do modelo.

Na quinta metodologia utiliza-se o mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesma temperatura, a concentração de coque é escalonada em função da queda de pressão, considerando que as quedas de pressões são diferentes entre os dados de protótipo e do modelo que se quer escalonar. Nenhuma das metodologias apresentadas acima consegue escalonar a deposição de

coque e sua concentração. Para isso considera-se a pressão capilar como sendo muito menor que a diferença de pressão no sistema e assim a taxa de deposição do coque no modelo é 'a' vezes mais rápida que no protótipo, e o acréscimo de pressão será dado por 'n=ln(a)', que é a variável de escalonamento definida para esta metodologia na Tabela 3.2. Apesar da deposição do coque e sua concentração serem parâmetros muito importantes em um processo de CIS, os parâmetros relacionados com a queda de pressão e o balanço de massa não são escalonados propriamente, utilizando-se esta metodologia.

Na sexta metodologia utiliza-se o mesmo meio poroso, mesmos fluidos, mesma temperatura, e os parâmetros cinéticos são escalonados a partir das quedas de pressões que são diferentes entre o modelo e o protótipo. Esta é a única metodologia na qual se consegue escalonar parâmetros relacionados com as taxas de reação da queima de coque e formação de hidrocarbonetos leves. Para isso, considera-se que as pressões capilares são muito menores que as pressões do sistema, e o acréscimo de pressão é dado por um fator 'n' como mostra, na Tabela 3.2, a variável de escalonamento correspondente. A conseqüência desta escolha para o escalonamento da pressão é que as taxas de reação são a² mais rápidas do que no protótipo, onde o a é o fator de escala. Assim, utilizando um fator de escala a, por exemplo, igual a 100, requer-se um acréscimo de pressão dado por 'n' igual à 11.67. Assim como na quinta metodologia, os parâmetros relacionados com a pressão e o balanço de massa não alcançam um bom escalonamento.

3.3 Modelo físico (tubo de combustão)

O tubo de combustão é um aparato experimental utilizado para realizar experimentos de CIS. Destes experimentos é obtida uma vasta variedade de parâmetros importantes para um projeto de CIS, entre eles: a razão atômica H/C do combustível queimado, a razão oxigênio-combustível (ROC), a razão ar-combustível (RAC), a razão oxigênio-areia (ROA), o excesso de ar, o consumo aparente de combustível, o volume de óleo recuperado da zona varrida, o efeito da água injetada no caso da combustão úmida e as características dos fluidos produzidos.

O tubo de combustão pode ser dividido em seis partes vitais, que são: sistema de injeção,

célula de combustão, sistema de produção de fluido, sistema de análise gasosa e gasômetro, sistema de aquisição e análise de dados sendo que todos eles executam tarefas importantes e qualquer falha pode comprometer os resultados obtidos do experimento. A Figura 3.1 mostra um esquema geral de todo o aparato.



Figura 3.1 Esquema geral do Aparato, Chicuta (2009).

3.3.1 Sistema de injeção

O sistema de injeção dispõe de dois cilindros de ar pressurizados, um controlador de vazão com estrangulador (choke). Neste sistema, à medida que a pressão cai, a abertura do estrangulador aumenta para compensar, mantendo uma vazão constante. O controlador é digital e pode ser ligado diretamente ao sistema de controle. O sistema ainda dispõe de dois medidores de vazão analógicos para auxiliar na medição e calibração do controlador de vazão. A tubulação do

sistema de injeção possui diâmetro externo de 4,76 milímetros.

3.3.2 Célula de combustão

A célula de combustão é composta pelo tubo de combustão e jaqueta de vácuo, sendo que o tubo de combustão (figura 3.2) possui 100 cm de altura, 76,80 mm de diâmetro externo e 69,30 mm de diâmetro interno, feito de aço inoxidável 321. No flange superior há uma conexão para a injeção de ar além do encaixe de dois tubos capilares onde são inseridas duas sondas termométricas.



Figura 3.2 Tubo de combustão, Chicuta (2009).

Os tubos capilares são de aço inoxidável tipo 321 com 6,35 mm de diâmetro externo, 2,3 mm de espessura, 1,26 m de comprimento e cada sonda termométrica possui 10 termopares.

Em uma das sondas termométricas, os termopares são fixos e distanciados de 10

centímetros um do outro. Na outra, os termopares são móveis e distanciados de 2,5 cm um do outro e ligados a um servomotor, que faz com que estes termopares se movam ao longo do capilar. O movimento é realizado conforme o avanço do pico de temperatura, determinado pela posição da frente de combustão.

O tubo ainda possui um aquecedor elétrico disposto na região superior, utilizado para um pré-aquecimento antes do início da injeção de ar quando necessário. Malhas de aço com mesh #200 e #10 são colocadas na região inferior do tubo para garantir que a areia não seja produzida.

O tubo é envolvido pela jaqueta de vácuo, que consta de outro tubo de maior diâmetro, disposto de modo a garantir condições adiabáticas no tubo de combustão e a segurança dos usuários contra vazamentos. A jaqueta de vácuo (figura 3.3) possui 1,12 m de comprimento, diâmetro externo de 16 cm e 7 mm de espessura. Oito resistores são fixados na superfície externa de forma manter as condições adiabáticas de operação do sistema, entre estes resistores são colocadas telas de amianto para evitar a transferência de calor entre as seções



Figura 3.3 Jaqueta de vácuo, Chicuta (2009)

O espaço anular pode ser evacuado através de uma bomba de vácuo, ou preenchido por qualquer outro material isolante. Alguns autores recomendam a utilização de gás hélio no espaço anular, devido ao mesmo possuir baixa massa específica, que implica em um gás de baixo potencial para a convecção natural. As vedações no tubo e na jaqueta são realizadas através de duas seções metálicas cônicas. Em torno da jaqueta de vácuo há uma caixa forrada com manta de isolante térmico para evitar a perda de calor para o ambiente externo.

Termopares fixos são dispostos na região externa do tubo correspondentes as posições dos resistores na jaqueta de vácuo, de modo a prover as informações de temperatura necessárias para garantir as condições operacionais adiabáticas.

Os resistores trabalham de duas maneiras durante o experimento, no início pode-se definir uma temperatura inicial do experimento e neste caso os resistores são acionados para atingir esta temperatura, no momento em que isto acontece o resistor desliga automaticamente e o experimento se inicia. A partir daí os resistores são acionados apenas quando a temperatura no centro do tubo de combustão se apresentar superior aos valores indicadas nos sensores, de modo que as mesmas se equalizem, garantindo as condições adiabáticas de operação.

3.3.3 Sistema de produção de fluidos

No sistema de produção, os fluidos escoam através de uma tubulação de diâmetro interno de 7,98 milímetros. O fluido produzido passa por um processo de separação de dois estágios, no primeiro estágio o fluido é separado por gravidade e separa-se gás do líquido. No segundo estágio o líquido sai pela parte inferior e segue para outro separador, onde se separa o óleo da água, também por gravidade.

O fluido gasoso que sai pela parte superior passa por um purgador conectado à um banho termostático que condensa os vapores. Uma válvula de contra-pressão localizada após o purgador mantém a pressão de produção constante. Finalmente o gás passa por uma coluna de permanganato de potássio para que sejam removidos os compostos de enxofre, e por um filtro para reter material particulado.

3.3.4 Cromatografia Gasosa e Gasômetro

A análise de amostras dos gases produzidos pode ser feita por um cromatógrafo ou um analisador de gás específico para gases de combustão. O gasômetro registra a quantidade de gás produzido.

3.4 Modelo de simulação (escala de laboratório)

O modelo de simulação foi feito utilizando-se o simulador térmico STARS. Sua geometria é cartesiana, possui células dispostas de 6x6x100, com as dimensões de 1,05x1,05x1 centímetros, representando o volume do tubo de combustão e totalizando um numero de 3600 células. Segundo Christensen (2004), o tamanho da frente de combustão é da ordem de centímetros, logo o tamanho adotado das células deve proporcionar resultados confiáveis para nossa simulação.

Neste simulador, é necessário entrar com as propriedades térmicas da rocha e dos fluidos, dados de PVT, propriedades dos componentes, propriedades rocha-fluido, condições iniciais, dados numéricos, dados de poços e condições de operação. A Figura 3.4 ilustra o modelo do tubo de combustão no simulador numérico.



Figura 3.4 Tubo de combustão modelo de simulação, escala de laboratório.

Para a modelagem dos componentes foi utilizado um óleo sintético desenvolvido a partir do modelo usado no trabalho de Coates (1995), utilizando as mesmas propriedades composicionais, condições iniciais e modelo de reações. O modelo de reações especificamente possui seis reações para representar o craqueamento e a pirólise do óleo. Os dados de entrada dos componentes estão representados na Tabela 3.3.

Componente	Água	Asfalteno	Malteno	N ₂	CO ₂	O ₂	Coque
Peso Molecular (kg/gmole)	0.018	1.0928	0.406	0.028	0.043	0.032	0.01313
Densidade mássica (kg/cm ³)	9,93E-04	1,15E-03	9,78E-04	-	-	-	9,93E-04
Compressibilidade (1/kPa)	4,35E-07	9,47E-07	9,53E-07	-	-	-	0

Tabela 3.3 Dados de entrada no STARS.

Expansão Térmica (°C ⁻¹)	4,06E-03	5,06E-03	9,60E-03	-	-	-	-
Pressão Crítica (kPa)	22107	792	1478	3394	7176	5046	-
Temperatura crítica (°C)	374	904	619	-146,95	22	-119	-
Capacidade tér	mica da fas	e gás = cpę	g1+cpg2T+c	cpg3xT ² +c	cpg4xT³ (J/g	gmole°C)	
cpg1	-	-	9,92E+02	-	19,8	28,1	-
cpg2	-	-	-	-	7,34E-02	-3,68E-06	-
cpg3	-	-	-	-	-5,60E-05	1,74E-05	-
cpg4	-	-	-	-	1,71E-08	1,07E-09	-
En	italpia de va	aporização	= hvr x (Tcr	it -T) ^{0,38} (j/	gmole)		
Hvr	-	-	1,03E+04	-	-	-	-
Viscosidade Líquio	da interpola	ção da tabe	ela abaixo b	aseado n	a correlação	ο μ=aexp ^{b/T}	
30 °C	1	1.035	968	-	-	-	-
300 °C	0,22	2,86	0,179	-	-	-	-
500 °C	0,2	2,19	0,122	-	-	-	-
Valores de	K para gás	s/líquido = (Kv1/P + Kv2	2 x P + Kv	'3) exp ^{(Kv4/(T}	-Kv5))	
Kv1	-	-	1,88E+07	-	-	-	-
Kv2	-	-	0	-	-	-	-
Kv3	-	-	0	-	-	-	-
Kv4	-	-	-6562,3	-	-	-	-
Kv5	-	-	-79,98	-	-	-	-
				•		•	

As reações propostas seguem o modelo de reações químicas para combustão "*in-situ*" proposto por Belgrave(1993) e estão apresentadas na Tabela 3.4. Ressalte-se que na primeira reação, os valores inseridos por Coates estão equivocados apresentando erros de balanço estequiométricos. Este erro é facilmente detectado no STARS, que no momento da inserção da reação faz este balanço verificando que o índice do asfalteno na reação química 1 está incorreto. O mesmo erro é observado nas reações 3 e 6 para os índices de CO_2 .

As três primeiras reações representam o craqueamento térmico do óleo, as duas reações seguintes representam a oxidação do óleo em baixas temperaturas OBT, e a última reação dá conta da oxidação do óleo em altas temperaturas OAT.

Tabela 3.4 Modelo de equações. Maltenos $\rightarrow 0,372Asfaltenos$ Asfaltenos $\rightarrow 83,23Coque$ Asfalteno $\rightarrow 25,414CO_2$ Maltenos $+3,439O_2 \rightarrow 0,473Asfaltenos$ Asfaltenos $+7,588O_2 \rightarrow 101,723Coque$ $0,85Coque + O_2 \rightarrow 0,0002N_2 + 0,811CO_2 + 0,46H_2O$

Os parâmetros cinéticos de entrada no simulador foram ajustados a partir de dados da literatura e estão descritos na Tabela 3.5. O modelo cinético utilizado é o modelo de Arrhenius, descrito no Apêndice A.

Beação Beagente	٨٢	E. Ativação	m	n	Entalpia	
neaçau	Reação Reagente				(J/gmole)	(J/gmole)
1	Malteno	7,86E+06	234700	1	0	367703
2	Asfalteno	35100	177200	1	0	282256
3	Asfalteno	11800	176300	1	0	280924
4	Malteno	1,11E+10	86730	1	1	4541097
5	Asfalteno	3,58E+09	185600	1	4	42102340
6	Oxigênio	150	34760	1	1	340357

Tabela 3.5 Dados cinéticos das reações.

Como se trata de um óleo pesado, podemos desprezar as forças capilares, como foi mostrado no trabalho de Pujol e Boberg (1972). Esta hipótese facilita também o processo de escalonamento, pois não precisaremos nos preocupar com o escalonamento das pressões capilares. As curvas permeabilidades relativas são as mesmas do exemplo de simulação do tubo de combustão (stdrm1.dat), disponível no STARS (2008), conforme mostram as Figuras 3.5 e 3.6.



Figura 3.5 Permeabilidade relativa óleo-água.



Figura 3.6 Permeabilidade relativa gás-óleo.

A temperatura inicial é de 80°C, deste modo supõe-se que a injeção de ar é iniciada após um pré-aquecimento, processo padrão que melhora a injetividade e beneficia as reações de oxidação. A pressão inicial é de 2100 kPa, a saturação de óleo 80%, a saturação de água 20%, que é um valor maior que a saturação de água conata definida pela curva de permeabilidade relativa, e a permeabilidade média é de 10 D, valor médio correspondente a areia utilizada nos ensaios do tubo de combustão.

3.5 Modelo de simulação (escala de campo e protótipo)

Para elaborar o modelo em escala de campo, é necessário lançar mão da técnica do escalonamento. Como foi visto antes, existem 6 metodologias que podem ser utilizadas e em nenhuma delas se obtêm um escalonamento perfeito. Como nosso objetivo é partir do modelo de laboratório para um projeto de campo, os parâmetros mais importantes a serem escalonados são os parâmetros que influem na produção de óleo e no fator de recuperação. Sendo assim, utilizamos a metodologia 1, onde o escalonamento é feito para um modelo de geometria similar. São utilizados os mesmos fluidos, a mesma temperatura, a mesma variação de pressão e a mesma rocha com a mesma porosidade e mesma permeabilidade.

Antes de partir para um escalonamento em proporções maiores, necessário para o modelo de campo, é prudente usar a técnica em um escalonamento de proporções menores, pois é sabido que a simulação numérica da CIS depende muito do refinamento da malha. Quanto maior a escala do modelo, maior é a limitação do uso de uma malha refinada e apesar da disponibilidade da ferramenta da grade dinâmica, pouco se sabe ainda sobre sua eficiência e estabilidade em simulações numéricas de CIS. Trabalhando com modelos menores é possível simular com a grade dinâmica e com a grade convencional, sem despender muito tempo, de modo a avaliar a aplicabilidade da ferramenta na CIS.

O primeiro passo para montar o modelo protótipo é determinar suas propriedades geométricas. Adotaremos a distância entre os poços produtor e injetor de 10 metros, sendo assim o parâmetro de escala a é de 10. Utilizando o parâmetro 4 da Tabela 3.1 temos:

$$\left(\frac{L_R}{x_{1R}}\right)_l = \left(\frac{L_R}{x_{1R}}\right)_p \tag{1}$$

Onde os subscritos 'l' e 'p' denominam respectivamente as medidas de laboratório e as medidas do protótipo. Substituindo os valores temos, em metros:

$$\left(x_{1R}\right)_p = 0,63m$$

Analogamente, utilizando o parâmetro 3 da Tabela 3.1 obtemos a espessura:

$$\left(\frac{x_{2R}}{x_{1R}}\right)_l = \left(\frac{x_{2R}}{x_{1R}}\right)_p \tag{2}$$

Quando substituímos os respectivos valores obtemos a espessura:

$$\left(x_{2R}\right)_p = 0,63m$$

Com estes dados, já é possível construir a geometria do modelo que está ilustrado na Figura 3.7. Sua grade numérica tem a distribuição de células de 12x12x200 com comprimentos de 5,25x5,25x5 centímetros, totalizando 28.800 células. Devido o modelo demandar um trabalho numérico de simulação mais pesado do que o modelo anterior, foi realizada a simulação com a ferramenta da grade dinâmica em paralelo, visando a avaliação do comportamento da simulação nos dois modelos, e dependendo do desempenho, optaremos em utilizar, ou não a grade dinâmica no desenvolvimento posterior do trabalho.



Figura 3.7 Modelo de simulação em escala de protótipo.

O próximo passo é escalonar a cota de injeção. Considerando as mesmas propriedades de rocha e fluido para ambos modelos. Podemos eliminar a difusividade térmica do parâmetro 1 da Tabela 3.1 ficando :

$$\left(\frac{t_R}{L_R^2}\right)_l = \left(\frac{t_R}{L_R^2}\right)_p \tag{3}$$

Esta equação pode ser colocada em função da velocidade de fluxo do ar :

$$\left(V_{gR}L_{R}\right)_{l} = \left(V_{gR}L_{R}\right)_{p} \tag{4}$$

E finalmente, em função da vazão de injeção:

$$\left(\frac{W_{gR}L_R}{A_R}\right)_l = \left(\frac{W_{gR}L_R}{A_R}\right)_p \tag{5}$$

Em função da cota de injeção temos:

$$\frac{\left(W_{gR}\right)_{p}}{\left(W_{gR}\right)_{l}} = a^{-1} \times a^{2}$$
(6)

Substituindo os valores, obtemos:

 $\left(W_{gR}\right)_p = 6500 cm^3 / \min$

Para modelar a permeabilidade, utilizamos o parâmetro 5 da Tabela 3.1, analogamente ao processo anterior, impondo todas as simplificações temos:

$$\left(\frac{\rho_{gR}g_R z_R}{P_{gR}}\right)_l = \left(\frac{\rho_{gR}g_R z_R}{P_{gR}}\right)_p \tag{7}$$

Colocando o gradiente de pressão referencial em função dos termos da equação de Darcy obtenho:

$$\left(\frac{\rho_{gR}g_R z_R k_{gR} A_R}{W_{gR} L_R}\right)_l = \left(\frac{\rho_{gR}g_R z_R k_{gR} A_R}{W_{gR} L_R}\right)_p$$
(8)

A razão entre as permeabilidade de protótipo e laboratório é dada por:

$$\frac{\left(k_{gR}\right)_{l}}{\left(k_{gR}\right)_{p}} = \frac{\left(A_{R}\right)_{p}}{\left(A_{R}\right)_{l}} \times \frac{\left(L_{R}\right)_{l}}{\left(L_{R}\right)_{p}} \times \frac{\left(z_{R}\right)_{p}}{\left(z_{R}\right)_{l}} \times \frac{\left(W_{gNR}\right)_{l}}{\left(W_{gNR}\right)_{p}}$$

$$\tag{9}$$

Colocando a equação em função do fator de escala a obtem-se:

$$\frac{\left(k_{gR}\right)_{l}}{\left(k_{gR}\right)_{p}} = a^{2} \times a^{-1} \times a \times a^{-1}$$
(10)

Pode-se então calcular a permeabilidade no protótipo:

$$\left(k_{gR}\right)_{p} = 1000 md$$

O próximo passo é escalonar o tempo, e tem-se duas opções para esta operação: a primeira é utilizar o parâmetro 1 da Tabela 3.1 para chegar facilmente à um fator de escala a^2 , a outra opção é utilizar o parâmetro 2, como detalhado a seguir, para chegar ao mesmo fator de escala a^2 .

Fazendo as simplificações relacionadas às propriedades do fluido e da porosidade, pode-se simplificar o parâmetro 2 como:

$$\left(\frac{x_{1R}^2}{t_R k_{gR} P_{gR}}\right)_l = \left(\frac{x_{1R}^2}{t_R k_{gR} P_{gR}}\right)_p \tag{11}$$

Colocando tudo em função dos dois tempos:

$$\frac{(t_{R})_{p}}{(t_{R})_{l}} = \frac{(x_{1R})^{2}_{p}}{(x_{1R})^{2}_{l}} \times \frac{(K_{gR})_{l}}{(K_{gR})_{pp}} \times \frac{(P_{gR})_{l}}{(P_{gR})_{p}}$$
(12)

Considerando que o acréscimo do gradiente de pressão do modelo do protótipo em relação ao modelo de laboratório é dado por um fator de escala a, a equação (12) pode ser expressa em função do fator de escala *a*:

$$\frac{\left(t_{R}\right)_{p}}{\left(t_{R}\right)_{l}} = a^{2} \times a \times a^{-1}$$
(13)

Com este fator de escala de a^2 do modelo do protótipo para o modelo de laboratório significa dizer que, para cada minuto corrido no experimento de laboratório, o efeito equivalente no modelo de protótipo se dá em 100 minutos.

A Tabela 3.6 resume os valores escalonados do protótipo e os valores do modelo de laboratório que representam o tubo de combustão:

Dados	Modelo de Laboratório	Modelo do Protótipo
<i>x</i> _{1<i>R</i>}	6,3 cm	63 cm
x _{2R}	6,3 cm	63 cm
<i>x</i> _{3<i>R</i>}	100 cm	1000 cm
t _R	1 min	100 min
Q_{R}	650 cm ³ /min	6500 cm³/min
K	10000 mD	1000 mD

Tabela 3.6 Dados de laboratório e valores escalonados para o protótipo.

Utilizando a mesma metodologia e um fator de escala de 50, obtemos os dados de modelo de campo que estão ilustrados na Tabela 3.7.

Dados	Modelo de Laboratório	Modelo de campo
<i>x</i> _{1<i>R</i>}	6,3 cm	315 cm
<i>x</i> _{2<i>R</i>}	6,3 cm	315 cm
<i>X</i> _{3<i>R</i>}	100 cm	5000 cm
t _R	1 min	2500 min
Q_{R}	650 cm ³ /min	32500 cm ³ /min
K	10000 mD	200 mD

3.6 Efeitos de escala

O levantamento dos efeitos da mudança de escala é feito com base na análise dos resultados obtidos com simulações numéricas do processo realizadas nas três escalas propostas. O levantamento permitirá determinar os parâmetros mais influentes nos resultados após o escalonamento. Por coerência, toda variação feita no modelo de laboratório, deve ser feita no modelo do protótipo nas mesmas proporções. Adicionalmente, os resultados obtidos permitirão uma análise dos fenômenos presentes na CIS.

A Tabela 3.8 mostra os dados usados nas simulações numéricas para os modelos de laboratório e do protótipo respectivamente.

Rodada	Dados	Modelo de Laboratório	Modelo do Protótipo
1	Q_R	750 cm ³ /min	7500cm ³ /min
2	Q_R	850 cm³/min	8500 cm³/min
3	Modelo de reações	4 reações	4 reações (Coats1964)
5	wodelo de reações	(Coats 1964)	
4	K	8000 mD	800 mD
5	K	12000 mD	1200 mD

Tabela 3.8 Dados utilizados na análise de sensibilidade.

3.7 Equipamento de simulação

Nesta etapa do trabalho foram utilizados uma estação de trabalho de alto desempenho e um cluster que permite a simulação em paralelo com até 8 CPUS. A estação de trabalho possui o processador dual-core AMD Opteron 2218 2.6 GHz 64 bits com 16 Gb de RAM. O cluster possui 16 servidores Blades HP com 2 processadores quad-core Xeon 2.8 GHz 64 bits e 16 Gb de RAM.

Capítulo 4

4 Resultados

Neste capítulo são mostrados inicialmente os resultados das simulações do modelo de laboratório, protótipo e campo.

Será analisada também a necessidade de se adotar algum ajuste adicional e a utilização da ferramenta de grade dinâmica.

Por último é apresentado os efeitos de escala provocados em cada modelo, à partir da variação de parâmetros pré-determindados.

4.1 Resultados iniciais

Inicialmente os modelos de laboratório, protótipo e campo foram analisados através do fator de recuperação de óleo, da evolução da temperatura média e da evolução da pressão média. Através destes resultados, é possível fazer uma análise qualitativa da CIS nos dois modelos e determinar se será necessário algum ajuste adicional à nossa análise dimensional.

Nas primeiras rodadas de simulação em escala de laboratório, em determinado momento a curva de evolução da temperatura média mostra uma mudança brusca no seu comportamento, conforme mostra a Figura 4.1. Comparando com o resultado no modelo do protótipo, na Figura 4.2 e o modelo de Campo, na Figura 4.3, observa-se que além da temperatura média, as curvas de pressão média e fator de recuperação apresentam não conformidades com os resultados obtidos.

Modelo em Escala de Laboratório



Figura 4.1 Resultados iniciais da simulação em escala de laboratório.



Modelo em Escala de Protótipo

Figura 4.2 Resultados iniciais da simulação em escala de protótipo.



Figura 4.3 Resultados iniciais da simulação em escala de campo.

Como a geração e a distribuição de energia térmica são fatores de extrema importância em métodos de recuperação térmica, o ajuste no modelo de laboratório é imprescindível.

Em alguns trabalhos disponíveis na literatura, utilizou-se os resultados de ensaios de tubos de combustão para a calibração de simuladores numéricos. No trabalho de Marjerrison (1992), por exemplo, o autor variou vários parâmetros para ajustar sua simulação numérica com o ensaio realizado do tubo de combustão, em um dos seus ajustes o autor inseriu uma concentração inicial de coque muito pequena obtendo os melhores resultados do seu trabalho. O próprio Coates (1995), que é o autor do trabalho de onde foi retirado o modelo de fluido, utiliza o mesmo procedimento apesar de não comentar nada a respeito.

Os resultados anteriores têm influência direta nos dados de produção, porém a principal não conformidade entre os modelos esta na deposição de coque. As Figuras 4.4, 4.5 e 4.6 mostram que a deposição de coque nos instantes iniciais de simulação do modelo de laboratório segue um

padrão de comportamento diferente dos modelos de protótipo e campo além de apresentar valores muito menores.



Modelo em Escala de Laboratório

Figura 4.4 Volume depositado de coque no modelo de laboratório.

Modelo em Escala de Protótipo



Figura 4.5 Volume depositado de coque no modelo protótipo.



Modelo de Campo

Figura 4.6 Volume de coque depositado no modelo de campo
O balanço de massa do coque depende apenas do coque gerado e do coque queimado nas reações químicas, sendo assim o ajuste deste componente é independente da análise dimensional feita nos parâmetros anteriores.

Além da solução utilizada por Marjerrison (1992), citada anteriormente, outro caminho para ajustar a simulação do modelo de laboratório é favorecer as reações de formação de coque. No modelo utilizado em nosso trabalho existem duas reações que geram coque, uma de craqueamento do asfalteno e a outra de queima do asfalteno.

Foram utilizadas as seguintes alternativas para ajustar o modelo de laboratório, inicialmente inseriu-se uma concentração inicial de coque de 0,0022 gmole/cm³, e os resultados foram satisfatórios. Depois partiu-se para modificar os parâmetros cinéticos de reação, com o objetivo de aumentar as taxas de reação da deposição do coque, começando pela reação de craqueamento do asfalteno. Nela aumentou-se o fator de Arrhenius, multiplicando-se por 10, depois por 100, e assim sucessivamente, sem sucesso com a deposição de coque se apresentando indiferente à variação deste parâmetro. O mesmo procedimento foi adotado na reação de queima do asfalteno e o ajuste melhorou a cada vez que se aumentava a taxa de reação.

A Figura 4.7 ilustra a comparação entre os ajustes da temperatura média, pressão média e o fator de recuperação, através da inserção da concentração inicial de coque e da multiplicação do fator de freqüência da reação de queima do asfalteno por 10 e 100. Interessante notar que a pressão média é quase que indiferente as variações destes parâmetros.

Modelo em Escala de Laboratório



Figura 4.7 Resultados do ajuste do modelo de Laboratório através dos parâmetros cinéticos.

As três opções apresentaram resultados satisfatórios e somente os dados de pressão, temperatura e fator de recuperação não são suficientes para definir qual ajuste utilizar. Analisando os dados de produção de água na Figura 4.6, podemos logo descartar o ajuste pela concentração inicial de coque, já que o mesmo apresenta uma irrupção de água instantânea, fugindo do padrão de comportamento de produção de água do modelo do protótipo e de campo. Estes resultados nos mostram que o aumento do fator de freqüência da reação de queima do asfalteno consegue amenizar o efeito de estocagem no modelo de laboratório, evitando esta produção de água precoce.

Modelo em Escala de Laboratório



Produção de água ajuste cinético

Figura 4.8 Ajuste da produção de água através dos parâmetros cinéticos.

Neste momento estamos entre as opções de multiplicar o fator de freqüência da reação de queima do asfalteno por 10 ou por 100. Para tomar esta decisão, analisamos o comportamento da deposição de coque na Figura 4.9, que mostra que multiplicar o fator de freqüência por 100 é a melhor opção de ajuste, já que o comportamento desta curva se assemelha mais ao modelo do protótipo.

Modelo em Escala de Laboratório



Volume de Coque ajuste cinético

Figura 4.9 Ajuste do volume de coque através dos parâmetros cinéticos.

O ajuste serviu também para mostrar que o modelo de reações adotado coloca a reação de queima de asfalteno como dominante dentro do sistema. Tal afirmação se deve ao fato das taxas de reação de queima serem dependentes da pressão de oxigênio, e, dentro do modelo de Belgrave(1993), a pressão de oxigênio esta elevada exponencialmente a um fator *n* igual a quatro para a queima do asfalteno, como mostrado anteriormente na Tabela 3.5.

Com isso a taxa de reação da queima do asfalteno fica muito alta em relação a sua taxa de craqueamento. No modelo do protótipo esta influência é ainda maior, pois devido sua permeabilidade ser menor, o escoamento dos fluidos é dificultado e a energia mecânica associada à expansão dos fluidos fica retida, conseqüentemente à medida que o ar é injetado dentro do sistema, a pressão aumenta, aumentando a taxa de reação.

No modelo de laboratório, a pressão cai instantaneamente no início da simulação a injeção de ar não é suficiente para manter a pressão média dentro do sistema. Mesmo assim, a taxa de

reação de queima do asfalteno continua maior que a taxa de reação de craqueamento do asfalteno, porém em uma proporção menor. Sendo assim, a única saída para se ajustar a deposição de coque através dos parâmetros cinéticos é aumentar o fator de Arrhenius da reação dominante de formação de coque, que é a reação de queima do asfalteno

O ajuste através da variação da taxa de reação apresentou melhores resultados e apesar de a opção de inserir uma concentração inicial ser mais prática e já ter sido usada por outros autores, será adotada a primeira opção. A partir deste ponto, todas as simulações no modelo de laboratório utilizarão um fator de Arrhenius 100 (cem) vezes maior que os valores utilizados pelos modelos do protótipo e de campo para a reação de queima do asfalteno.

4.1.1 Influência da grade

Como as simulações nos modelos maiores demandaram mais tempo, foram feitas simulações utilizando a grade dinâmica e a convencional, visando analisar a influência do refinamento. Os resultados foram muito bons, visto que conseguiu se reduzir o tempo de simulação em todos os modelos sem uma grande variação nos resultado

No modelo de laboratório, por exemplo, o tempo de simulação passou de 24 minutos para 14 minutos com a mudança da grade dinâmica para a convencional. A Figura 4.10 ilustra a evolução do fator de recuperação, que chegou a 84%, os históricos da pressão e da temperatura média, como resultados das simulações utilizando as grades dinâmica e convencional.

Modelo em Escala de Laboratório Grid Dinâmico e Grid Convencional



Figura 4.10 Resultados da simulação em escala de laboratório (grades dinâmica e convencional)

No modelo do protótipo a simulação fica instável, já que a malha é menos refinada. Não se conseguiu chegar ao final da simulação com a grade dinâmica. Apesar disso, até onde a simulação vai, os resultados foram bastante próximos. Devido à dificuldade para determinar qual variável deixava a simulação instável com a grade dinâmica, a primeira alternativa foi limitar o passo de tempo, de modo que a solução convergisse. O problema é que à medida que se diminui o passo de tempo, o tempo de simulação também aumenta, e não é vantajoso utilizar a grade dinâmica, pois o ganho de tempo se reduz. Outra desvantagem é que o arquivo de saída de simulação fica muito grande. A solução final foi adotar uma grade dinâmica parcial, onde as regiões próximas ao poço injetor (até metade do modelo) são refinadas desde o início da simulação e permanecem assim até o final, enquanto a outra metade do modelo apresenta-se amalgamada no início da simulação e refina-se à medida que a temperatura avança na região. Utilizando a grade dinâmica parcial, a simulação que inicialmente levava 29 horas para ser concluída, teve seu tempo reduzido para 9 horas, com resultados satisfatórios.

Os dados de temperatura, pressão média e fator de recuperação, e também os dados de

produção de óleo, água e gás foram usados para analisar as diferenças entre os modelos de protótipo e de laboratório. A Figura 4.11 ilustra alguns resultados obtidos da simulação com o protótipo, na grade dinâmica e convencional.



Figura 4.11 Resultados da simulação em escala de protótipo (grades dinâmica e convencional).

O tempo de simulação no modelo de campo foi de aproximadamente 602 horas, utilizandose o processamento paralelo de 4 CPUS, sem o recurso da grade dinâmica. Com a grade dinâmica, este tempo caiu para 266 horas. A Figura 4.12 ilustra os resultados do fator de recuperação de óleo, evolução da temperatura e pressão média.



Figura 4.12 Resultados da simulação em escala de campo (grades dinâmica e convencional).

Os dados de produção apresentam comportamentos semelhantes nos três modelos e pode-se observar que para tempos adimensionais equivalente, o comportamento de produção de fluidos também se equivale, como mostra as Figuras 4.13, 4.14 e 4.15.

Modelo em Escala de Laboratório Dados de produção (Grid convencional e dinâmico)



Figura 4.13 Dados de produção em escala de laboratório (grades dinâmica e convencional).



Modelo em Escala de Protótipo



Figura 4.14 Dados de produção em escala de protótipo (grades dinâmica e convencional).

Figura 4.15 Dados de produção em escala de campo (grades dinâmica e convencional).

Ao final das simulações chegou-se aos resultados ilustrados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 Resultados das simulações

Variável	Escala de Laboratório	Escala de Protótipo	Escala de Campo	
Tempo simulado	1200 (min)	120000 (min)	3000000 (min)	
Tempo de simulação	24 (min)	29 (horas)	602 (horas)	
grade convencional	24 (11111)	29 (nords)		
Tempo de simulação	14 (min)	9 (horas)	266 (horas)	
grade dinâmica	14 (11111)	9 (noras)		
FR do óleo (%)	86,4	90,4	94,9	
Temperatura média (°C)	328,14	328,34	322,92	
Pressão média (kPa)	1203,36	1249,6	1354,2	
Np (m ³)	660,41 x 10 ⁻⁶	687835 x 10 ⁻⁶	90,3	
Wp (m ³)	291,84 x 10 ⁻⁶	290395 x 10 ⁻⁶	36,6	

GP (m ³)	0,732	728,307	91054,6
----------------------	-------	---------	---------

Os resultados iniciais foram bons nos dois modelos, no que diz respeito ao uso da grade dinâmica e por esta razão nas análises posteriores adotou-se a utilização da malha dinâmica para todas as simulações.

O tempo de simulação se reduziu significativamente no modelo de campo, entretanto não chegou a uma faixa de trabalho usual, sendo assim, o mesmo foi excluído da análise dos efeitos de escala posterior.

4.1.2 Comparação entre os modelos

Para uma melhor análise, foram utilizadas variáveis adimensionais que correlacionam os fluidos produzidos com os fluidos injetados em função do tempo normalizado. Desta maneira é possível analisar os resultados dos três modelos dentro de um único gráfico. O mesmo procedimento foi feito com os resultados da evolução da temperatura média, pressão média e fator de recuperação de óleo.

Para analisar o desempenho da vazão de óleo foi utilizada a razão do óleo produzido em relação ao ar injetado, o mesmo critério foi adotado, para a água e o gás produzido.

Estes dados além de nos permitir fazer uma comparação mais adequada entre os modelos, são úteis também para posteriores análise econômicas, já que estes valores são correlacionados com o volume de ar injetado e com o volume de óleo produzido. De acordo com Rosa (2006) valores de ROAR maiores que 2,9 E-4 m³/m³std garantem o sucesso econômico de um projeto de CIS. A Tabela 4.2 descreve as variáveis utilizadas.

Tabela 4.2	Variáveis	utilizadas
------------	-----------	------------

Variável	Descrição
Tempo normalizado	$t_d = \frac{t}{t_F}$
Razão óleo ar	$ROAR = \frac{Q_o}{Q_{ginj}}$
Razão água ar	$RAAR = \frac{Q_w}{Q_{ginj}}$
Razão gás ar	$RGAR = \frac{Q_g}{Q_{ginj}}$

Os resultados da simulação para temperatura, fator de recuperação e pressão para os três modelos são reapresentados contra a escala normalizada de tempo nas Figuras 4.16, 4.17 e 4.18.



Figura 4.16 Histórico de temperatura média de cada modelos.

O gráfico da evolução da temperatura da Figura 4.16 mostrar que foi alcançado o propósito principal do ajuste inicial, de obter uma distribuição de energia térmica idêntica nos três modelos.



Figura 4.17 Evolução do fator de recuperação para cada modelo.

O fator de recuperação ajustou bem também, com uma pequena discrepância no término da simulação, mostrando que com o aumento geométrico entre os modelos, há um aumento no fator de recuperação de óleo.



Figura 4.18 Histórico da pressão média de cada modelo.

O gráfico da evolução da pressão média não ajustou bem, mostrando que esta tem uma queda brusca nos tempos iniciais, para o modelo de laboratório, indicando que neste modelo o efeito de estocagem é um evento dominante no início da simulação, Figura 4.18. Com o decorrer do tempo os valores da pressão média tendem a seguir um padrão de comportamento semelhante, com valores próximos, aos obtidos no modelo do protótipo.

A Figura 4.19 mostra que há uma relação da diminuição do pico da ROAR com o aumento geométrico do modelo nos momentos iniciais de simulação e que, após isso, o comportamento dos três modelos se torna semelhante e proporcional. Tal fato deixa evidente mais uma vez que o efeito de estocagem é muito mais influente nos modelos com dimensões menores, que também possuem os maiores valores de permeabilidade.



Figura 4.19 Histórico de ROAR de cada modelo.

Na Figura 4.20 podemos ver em detalhe a diferença entre os picos de ROAR de cada modelo, podemos constatar também que o tempo necessário para atingir cada pico, aumenta sensivelmente com o aumento da geometria.



Figura 4.20 Detalhe da ROAR.

A RGAR foi o parâmetro que melhor escalonou. As curvas de histórico de produção são praticamente coincidentes, conforme pode ser visto na figura 4.21.



Figura 4.21 Histórico de RGAR de cada modelo.

Como os valores estão bastante próximos, a Figura 4.22 ilustra o gráfico anterior em um intervalo de tempo inicial pequeno para facilitar nossa análise. Através dela, podemos ver que a produção de gás nos modelos começa tardiamente quando se aumenta a geometria entre os modelos.



Figura 4.22 Detalhe da RGAR.

A produção de água apresentou também curvas com comportamentos muito semelhantes, porém a irrupção de água ocorre precocemente no modelo de laboratório, refletindo o pico de produção de óleo adimensional, que também foi maior, como pode ser visto na Figura 4.23. Com o aumento geométrico observa-se também um retardamento na irrupção de água, entretanto no modelo de campo, este retardamento superou um pouco as expectativas, mas o importante é que os gráficos apresentaram um padrão semelhante de comportamento.



Figura 4.23 Histórico de RAAR de cada modelo.

4.1.3 Análise em perfil

Para analisar os perfis de temperatura, pressão e saturação, utilizou-se o tempo médio e o tempo final de simulação de cada modelo.

A Figura 4.24 ilustra os perfis de saturação de fluidos para o modelo de laboratório, observa-se que no tempo médio de simulação, forma-se uma zona queimada definida mostrando um pré-domínio da fase gás com alguns traços de óleo, e ao fim da simulação este domínio prevalece indicando que todo óleo existente ali foi varrido. No banco miscível formado inicialmente, são encontrados fluidos nas fases óleo água e gás, enquanto que ao término da simulação prevalecem apenas as fases gás e óleo.



Figura 4.24 Perfis de saturações nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de laboratório.

A Figura 4.25 mostra o perfil de saturações no modelo de protótipo. Os modelos menores ajustaram muito bem, com as zonas queimadas e o banco miscível apresentando tamanhos proporcionais e uma distribuição de saturações equivalentes tanto no tempo final de simulação, como no tempo médio.



Figura 4.25 Perfis de saturações nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de protótipo.

No modelo de campo, apesar da zona queimada e o banco miscível terem apresentados tamanhos proporcionais aos resultados anteriores, a saturação de fluidos apresentou um comportamento diferente, como pode ser visto na Figura 4.26. No banco miscível predomina

apenas as fases gás e óleo, a água existente nesta região apresenta-se apenas na forma de vapor na fase gás. É muito provável que o fluido neste modelo tenha atingindo condições de pressão e temperatura que determinam este comportamento. Esta é uma das dificuldades da análise dimensional, enquanto alguns parâmetros podem ser variados para compensar uma variação geométrica entre modelos, algumas propriedades são indiferentes as variações geométricas como, por exemplo, as propriedades críticas dos fluidos.





A Figura 4.27 ilustra os perfis de temperatura no modelo de laboratório, ao término da simulação são atingidas temperaturas da ordem de 390 °C.



Figura 4.27 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de laboratório.

Na Figura 4.28, temos os perfis de temperatura do modelo do protótipo onde obtemos resultados bastante semelhantes ao do modelo de laboratório, em relação ao avanço da frente de queima, a temperatura máxima atingida neste modelo é um pouco menor, 351 °C.



Figura 4.28 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de protótipo.

Para o modelo de campo, o perfil de temperatura mostra que a frente de queima acaba avançando mais, Figura 4.29, refletindo a diferença do perfil de saturações de fluidos deste modelo com relação aos outros. Apesar do perfil deste modelo ser um pouco diferente, foi visto que o comportamento da temperatura média é equivalente ao dos outros modelos.



Figura 4.29 Perfis de temperatura nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de campo.

Os perfis de pressão confirmam o que foi visto no gráfico de evolução da pressão média apresentado anteriormente, com os modelos menores sofrendo uma influência maior do efeito de estocagem. As Figuras 4.30, 4.31 e 4.32 ilustram os perfis de pressão para os modelos de laboratório, protótipo e campo, respectivamente.







Figura 4.31 Perfis de pressões nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de protótipo.



Figura 4.32 Perfis de pressões nos tempos médio e final de simulação, para o modelo de campo.

4.2 Efeito de escala

Como dito anteriormente, o estudo do efeito do escalonamento deve ter como propósito verificar as tendências de comportamento dos parâmetros gerais de desempenho do reservatório, tais como o fator de recuperação, a pressão e temperatura média do sistema e os dados de produção. Um escalonamento adequado deve fazer com que alterações semelhantes feitas no modelo de laboratório e no modelo de protótipo produzam resultados semelhantes e com a mesma tendência.

Como o número de rodadas foi elevado, os resultados serão apresentados separadamente, para facilitar a análise e a compreensão. Primeiramente, é apresentado o resultado do estudo com a variação das cotas de injeção de ar, depois com a mudança no modelo de reações e finalmente com a variação das permeabilidades absolutas.

Devido à grande demanda de tempo necessário para a simulação do modelo de campo, esta etapa do trabalho abrangerá apenas os modelos de laboratório e protótipo.

4.2.1 Vazões de injeção diferentes

Analisando primeiro as vazões de injeção de ar, pode-se observar na Figura 4.33 que as

curvas de fator de recuperação melhoram proporcionalmente com o aumento das cotas de injeção, tanto no modelo do protótipo quanto no modelo de laboratório. Nota-se que em um determinado momento os fatores de recuperação deixam de aumentar. Nesse momento a simulação chegou ao fator de recuperação máximo. O aumento da cota de injeção não induz a mudanças no fator de recuperação, mas seu patamar é atingido em tempos menores.



Figura 4.33 Evolução do FR para cotas de injeção diferentes.

O mesmo comportamento pode ser observado nas curvas de histórico das temperaturas médias em ambos os modelos, mostradas na Figura 4.34. Pode-se notar que, no momento em que o fator de recuperação chega ao máximo nas rodadas do protótipo, as temperaturas médias deixam de aumentar.



Figura 4.34 Histórico de temperatura média para cotas de injeção diferentes.

Com o aumento das cotas de injeção, obtemos um aumento na pressão média em ambos os sistemas conforme mostra a Figura 4.35, sendo que no modelo de laboratório este aumento é muito pequeno e é quase impossível perceber tais variações no gráfico.



Figura 4.35 Histórico de pressão média para cotas de injeção diferentes.

Para uma melhor visualização destes resultados a Figura 4.36 mostra a evolução da pressão média nos instantes iniciais da simulação em um intervalo de tempo bastante pequeno, onde é possível observar as variações citadas acima.





Analisando o comportamento da ROAR na Figura 4.37, percebe-se que as curvas ficam muito semelhantes em cada um dos modelos e esta semelhança dificulta um pouco nossa análise.



Figura 4.37 Histórico de ROAR para cotas de injeção diferentes.

Para facilitar nossa análise, a Figura 4.38 ilustra o comportamento desta variável em um pequeno intervalo de tempo inicial, dando um maior destaque para os picos de ROAR. A figura nos mostra que com o aumento da cota de injeção, a ROAR cai sensivelmente em ambos os modelos.



Figura 4.38 Detalhe de ROAR para vazões de injeção diferentes.

Os valores de RGAR na Figura 4.39 apresentam o mesmo comportamento em ambos os modelos. No momento em que se atinge o fator de recuperação máximo, o volume de óleo remanescente é muito pequeno e o ar injetado deixa de reagir com óleo e acaba sendo produzido e, portanto, neste momento da simulação a vazão adimensionalizada é igual a 1.



Figura 4.39 Histórico de RGAR para cotas de injeção diferentes.

Para uma melhor análise, a Figura 4.40 ilustra a RGAR em um intervalo inicial de tempo muito pequeno. Por esta figura podemos perceber que com o aumento da cota de injeção a produção de gás se antecipa sensivelmente em ambos os modelos.



Figura 4.40 Detalhe da RGAR para cotas de injeção diferentes.

Para as curvas de RAAR, o comportamento padrão observado foi a irrupção de água cada vez mais precoce com o aumento da cota da injeção de ar, como pode ser observado na Figura 4.41.



Figura 4.41 Histórico de RAAR para cotas de injeção diferentes.

4.2.2 Modelo de reações

Nesta etapa do trabalho inseriu-se uma variação de modelo de reações baseada no modelo de Coats (1964), este modelo utiliza quatro reações para descrever a CIS, e dois pseudocomponentes para caracterizar o óleo. A primeira reação define o craqueamento da fração de óleo pesado, as demais reações definem a queima dos pseudo-componentes óleo leve e óleo pesado e a queima de coque respectivamente. A Tabela 4.3 descreve as reações e a Tabela 4.4 seus respectivos parâmetros cinéticos que foram retirados do template do STARS.

Tabela 4.3 Modelo de reações de Coats (1964)

$\acute{O}leoPesado \rightarrow OleoLeve + Coque$
$\acute{O}leoleve + O_2 \rightarrow \acute{A}gua + G\acute{a}sInerte$
$\acute{O}leoPesado + O_2 \rightarrow \acute{A}gua + G\acute{a}sInerte$
$Coque + O_{2} \rightarrow Agua + GasInerte$

Tabela 4.4 Dados cinéticos das reações.

Reação Reagente	Ar	E. Ativação	m	n	Entalpia	
		(J/gmole)			(J/gmole)	
1	Óleo Pesado	4,1675E+5	588200	1	0	930883
2	Óleo Leve	3,02E+10	138281	1	1	6,76285E+6
3	Óleo Pesado	3,02E+10	138281	1	1	2,91332E+7
4	Coque	416,7	58615,2	1	1	523350

O escalonamento apresentou bons resultados para a variação nos modelos de reações. As

alterações nos modelos de reações reproduzem as mesmas tendências nos resultados do fator de recuperação, porém com intensidades diferentes, como podem ser visto na Figura 4.42. Os valores diminuem para os dois modelos de reações no modelo de laboratório, porém no protótipo esta redução foi um pouco maior.



Figura 4.42 Evolução do FR para modelos de reações diferentes.

Na evolução da temperatura média obtivemos resultados semelhantes entre os modelos escalonados, conforme registrado na Figura 4.43. No entanto, a temperatura média não aumentou de forma condizente no segundo modelo de reações, indicando que a CIS não ocorreu em sua plenitude, para as condições impostas na nossa simulação.



Figura 4.43 Evolução da temperatura média para modelos de reações diferentes.

A Figura 4.44 mostra um aumento na pressão média com a mudança do modelo de reações para o modelo do protótipo, enquanto que para o modelo de laboratório fica difícil obter qualquer conclusão devido à semelhança dos resultados.



Figura 4.44 Evolução da pressão media para modelos de reações diferentes.

Na Figura 4.45 podemos ver no detalhe que esta mudança no modelo de reações consegue

manter a pressão média um pouco acima do caso base.



Figura 4.45 Detalhe, pressão média para modelos de reações diferentes

O efeito da utilização do modelo de reações de Coats(1964) na produção de óleo, é o aumento no pico da ROAR, tanto no laboratório quanto no protótipo, conforme mostra a Figura 4.46.



Figura 4.46 Histórico de ROAR para modelos de reações diferentes.

No detalhe da ROAR (Figura 4.47), podemos ver que, com a mudança do modelo de reações, o pico de óleo aumenta, sendo que na escala de protótipo esse aumento é um pouco menor.



Figura 4.47 Detalhe de ROAR para modelos de reações diferentes.

Quanto ao histórico das vazões de produção de gás, ocorre que, com a mudança do modelo de reações, a RGAR fica próxima de 1, nos modelos de laboratório e do protótipo. Mostrando que a utilização do oxigênio é muito pequena, e nos levando a ratificar que as reações químicas estão desfavorecidas para as condições de simulação (v. Figura 4.48).



Figura 4.48 Histórico de RGAR para modelos de reações diferentes.

A Figura 4.49 ilustra em detalhe que, enquanto a RGAR na escala de laboratório se inicia precocemente com a mudança do modelo de reações, na escala de protótipo o início da RGAR é quase que indiferente em relação a esta mudança.



Figura 4.49 Detalhe da RGAR para modelos de reações diferentes.

O pior resultado ocorreu na RAAR. Com a mudança do modelo de reações, ocorre uma irrupção de água no modelo de laboratório instantânea, enquanto no protótipo não ocorre irrupção nenhuma. Com o decorrer do tempo, a RAAR tende a seguir uma tendência de comportamento semelhante e de mesma intensidade nos dois modelos, como ilustra a Figura 4.50.



Figura 4.50 Histórico de RAAR para modelos de reações diferentes.

4.2.3 Permeabilidade absoluta

A permeabilidade absoluta se mostrou uma variável menos impactante, visto que seus efeitos são percebidos apenas nos resultados da produção de fluidos, enquanto as curvas de fator de recuperação e evolução da temperatura média não apresentaram quase nenhuma alteração.

No caso do fator de recuperação, a afirmação fica evidente, pois a melhora no fator de recuperação com o aumento da permeabilidade é bastante singela, conforme mostrado na Figura 4.51.


Figura 4.51 Evolução do FR para permeabilidades absolutas diferentes.

As variações na permeabilidade absoluta não têm efeito sobre a temperatura média e sua evolução com o tempo em todas as simulações, como mostrado na Figura 4.52.



Figura 4.52 Histórico de temperaturas para permeabilidades absolutas diferentes.

Os dados de pressão da Figura 4.53 ilustram que, com a diminuição da permeabilidade absoluta, a pressão aumenta até um valor mais elevado e sua queda com o tempo é mais suave, em efeito similar ao aumento da cota de injeção. A diferença entre as curvas de pressão é mais nítida na escala de protótipo. Na escala de laboratório ocorrem os mesmos efeitos, porém são tão pequenos que ficam quase indetectáveis.



Figura 4.53 Histórico de pressão para permeabilidades absolutas diferentes

A Figura 4.54 mostra, em detalhe, o comportamento da pressão média inicial, e mesmo nesta imagem detalhada é difícil de identificar as variações na escala de laboratório. Pode-se concluir que com o aumento da permeabilidade, maior é a queda da pressão média no laboratório.

Figura 4.54 Detalhe da pressão média para permeabilidades absolutas diferentes.

Com o aumento da permeabilidade obtemos um aumento ROAR em cada modelo, o que com muita dificuldade podemos observar na Figura 4.55.

Figura 4.55 Histórico de ROAR para permeabilidades diferentes.

A afirmação anterior se confirma na Figura 4.56, que mostra os instantes iniciais de

produção detalhados. As variações no modelo de laboratório são tão pequenas que mesmo neste gráfico fica difícil de visualizar.

Figura 4.56 Detalhe da ROAR para permeabilidades diferentes.

Os dados de RGAR da Figura 4.57 escalonaram muito bem, assim como nos casos anteriores.

Figura 4.57 Histórico da RGAR para permeabilidades absolutas diferentes.

Na Figura 4.58 vemos o detalhe da RGAR em um pequeno intervalo de tempo inicial. No modelo de laboratório as curvas estão tão próximas que podemos concluir que a variação da permeabilidade é indiferente neste caso. Já no protótipo, quando se aplica a menor permeabilidade, acaba-se retardando o início da RGAR, enquanto com os outros dois valores de permeabilidade, a RGAR se inicia quase no mesmo tempo. Mostrando que também existe uma indiferença da produção de gás com relação à variação de permeabilidade.

Figura 4.58 Detalhe da RGAR para permeabilidades diferentes.

Finalmente, a Figura 4.59 mostra que um aumento na permeabilidade acarreta em um tempo de irrupção de água menor para ambos os modelos.

Figura 4.59 Histórico da RAAR para permeabilidades absolutas diferentes.

A Tabela 4.5 mostra um resumo dos resultados obtidos da nossa análise de sensibilidade.

	FD	Temp.	Pressão	ΡΟΛΡ	ΡΛΛΡ	DCAD
	ГК	média	média	KUAK	KAAK	KUAK
Aumento de Q _{gi} Laboratório	Aumenta	Aumenta	Cai menos*	Pico diminui	Antecipa irrupção	Inicia antes
Aumento de Q _{gi} Protótipo	Se Atinge FR Max antes	Aumenta	Pico aumenta	Pico diminui	Antecipa irrupção	Inicia antes
Aumento de K Laboratório	Indiferente	Indiferente	Cai mais*	Pico aumenta	Antecipa irrupção	Inicia antes
Aumento de K Protótipo	Indiferente	Indiferente	Pico diminui	Pico aumenta	Antecipa irrupção	Inicia antes
Modelo de reações Laboratório	Diminui	Diminui	Cai menos*	Pico aumenta	Antecipa irrupção	Inicia antes
Modelo de Reações Protótipo	Diminui	Diminui	Pico aumenta	Pico aumenta	Não há irrupção	Indiferente

Tabela 4.5 Resumo dos efeitos de escala no Laboratório e Protótipo.

*Variações muito pequenas

Capítulo 5

5 Conclusões e sugestões

Neste capítulo serão apresentadas as lições aprendidas no desenvolvimento do trabalho, bem como orientações para a utilização das ferramentas propostas e sugestões para desenvolvimento de trabalhos futuros.

5.1 Conclusões

A análise dimensional realizada mostrou-se eficiente, com algumas ressalvas. Basicamente optou-se por escalonar prioritariamente a transferência de energia térmica e a conseqüência disso foi uma pequena discrepância entre os dados de produção, que nos modelos menores são bastante influenciados pelo efeito de estocagem.

No momento da criação dos modelos definiram-se as condições iniciais de equilíbrio com a adoção de valores iguais de pressão, temperatura e saturação dos fluidos para todos os modelos, visando o desenvolvimento similar das reações químicas dentro de cada sistema. Neste momento cria-se um impasse, pois esta mesma pressão provoca uma compressão de fluidos igual em todos os modelos, que evidentemente provocará um efeito de estocagem com um efeito maior nos modelos menores. Principalmente no modelo de laboratório, que possui um valor de permeabilidade muito alto, facilitando a expansão e a produção de fluidos.

Uma solução simples para amenizar este problema seria trabalhar com um valor de permeabilidade no modelo de laboratório da ordem de grandeza do modelo de protótipo. Entretanto o tubo de combustão da Unicamp utiliza areia inconsolidada em seus ensaios, com altos valores de permeabilidade. Caso optássemos por esta alternativa, estaríamos fugindo do objetivo do trabalho, que é escalonar os ensaios do tubo de combustão para uma simulação em escala de campo.

Com isso a solução adotada foi variar os parâmetros cinéticos no modelo de laboratório, que embora não tenha sido uma solução totalmente eficiente, conseguiu amenizar a influência do efeito de estocagem, garantindo um bom escalonamento.

Com as afirmações anteriores podemos dizer que este estudo mostra que o agente de maior impacto dentro da nossa análise dimensional é o efeito de estocagem no modelo de laboratório. Fato que fica evidenciado no momento em que são analisados os efeitos de escala, embora tivessem sido feitas variações de em torno de 20% na permeabilidade e cotas de injeção, a resposta do comportamento da pressão média é quase que insignificante.

A análise dos efeitos de escala mostra também que toda variação dos parâmetros físicos e químicos provoca variações de mesma tendência e proporção nos modelos, com exceção para a variação da permeabilidade, que só apresentou variação nos resultados das produções de fluidos. Os resultados indicam que são necessárias variações maiores na permeabilidade para se obter efeitos significativos.

Além do efeito de estocagem, as propriedades dos fluidos como pressões e temperaturas críticas influenciam bastante no escoamento multifásico em meio poroso, os perfis de saturação mostraram uma grande diferença de distribuição de fases nas zonas de queima e miscíveis do modelo de campo, estas propriedades não variam com o aumento geométrico entre os modelos, tudo indica que o escalonamento adotado levou este modelo a trabalhar além de algum destes limites críticos, levando a conclusão de que neste modelo este fator influenciou bastante também nas inconsistências do escalonamento.

As diferenças nos resultados com a mudança de escala devem ser menores entre os modelos com menor diferença geométrica entre si. No entanto, o trabalho mostra que o melhor resultado de escalonamento ocorreu entre os modelos de laboratório e protótipo, que estão separados por um fator de escala geométrico "*a*" de 10, enquanto o fator de escala do campo para o protótipo é de 5.

A explicação para este resultado reside no fato que foi feita uma análise dimensional para os parâmetros cinéticos das reações químicas entre os modelos do laboratório e do protótipo, enquanto para o modelo do campo não foi feita nenhuma análise dimensional deste tipo. Isto devido à grande demanda de tempo de simulação para este modelo. Por essa razão, o escalonamento entre o modelo do campo e o do protótipo ficou desfavorecido, quando comparado ao escalonamento entre o protótipo e o modelo de laboratório, mas, mesmo assim, apresentou bons resultados.

Os resultados do modelo de campo mostraram que o ajuste cinético nem sempre é necessário. A deposição de coque neste modelo é demasiada em relação aos outros, no entanto isso não impede o desenvolvimento da queima do coque. No caso do modelo de laboratório, a deposição de coque é tão baixa e a reação de queima deste componente fica comprometida. Fato que fica agravado com a queda instantânea da pressão de oxigênio. Nesse caso é necessário fazer um ajuste adicional em relação aos parâmetros cinéticos.

As pequenas diferenças de resultados entre os três modelos indicam que a metodologia desenvolvida no trabalho fornece valores conservadores para os modelos de escala maior, já que ficou evidenciado um aumento no fator de recuperação de óleo com o aumento geométrico entre os modelos. O aumento geométrico entre os modelos favorece também a cinética das reações, já que as pressões de trabalho aumentam. Sendo assim, a utilização desta metodologia fornece os dados conservadores necessários para se desenvolver um projeto de campo, apesar das condições impostas para o uso da técnica e das limitações dos modelos numéricos dos simuladores existentes no mercado.

A metodologia é útil também para economizar tempo, visto que não é interessante trabalhar com simulações que demandam 600 horas. Através da análise dimensional é possível produzir efeitos equivalentes em modelos de dimensões diferentes. Assim, pode-se trabalhar em escalas intermediárias para fazer várias simulações e ajustes e utilizar a simulação de campo somente no momento em que se tem o projeto definido e ajustado através da simulação na escala intermediária.

Vale lembrar que o estudo foi conduzido até tempos além do momento da irrupção de água, o que potencializou os erros que podem ocorrer na simulação, provenientes do escalonamento. Caso se usasse esta metodologia para a elaboração de um projeto em campo, os resultados após a irrupção de água não seriam utilizados, pois a partir daí o processo normalmente perde atratividade econômica.

5.2 Sugestões

A metodologia de trabalho se estendeu apenas a uma análise qualitativa, devido ao número de simulações ter sido necessariamente pequeno. A sugestão é de estender uma maior variação nas variáveis utilizadas na análise de sensibilidade. Com isso seria possível definir uma relação numérica das conclusões obtidas do nosso trabalho.

Dentro da metodologia, o estudo mostrou que o escalonamento tem uma grande tolerância à variação da permeabilidade absoluta, já que esta se mostrou o parâmetro com menor impacto na análise. Tal fato nos leva a concluir que o escalonamento deste parâmetro pode ser menos rigoroso, e a sugestão é que ele fique dentro de uma grandeza proporcional ao fator de escala entre os modelos. A adoção desta medida facilita o escalonamento, pois desta maneira a permeabilidade absoluta não fica totalmente amarrada aos outros parâmetros escalonados.

Implementar o estudo com dados de um óleo real, ou mais de um. A literatura é muito carente de tais dados e na maioria das vezes a informação está incompleta.

Analisar uma maneira para compensar dentro do STARS o efeito miscível do CO_2 e o efeito litológico da porcentagem de argila ou adotar no futuro algum simulador de fluxo que modele estes dois fenômenos juntos com a CIS.

Desenvolver tubos de combustão de tamanhos maiores e com instrumentação que possibilite o trabalho em condições mais próximas das condições de reservatório. Quanto mais próximo estiver o modelo de estudo do modelo real, melhor será a qualidade do escalonamento,

pois se reduzem os fenômenos específicos que podem ocorrem em cada modelo. Garon (1982) e (1986) desenvolveu aparatos que não são exatamente tubos de combustão, com a diferença que no lugar da célula de combustão se utiliza uma caixa com poços dispostos em várias geometrias de malha, possibilitando a análise do fenômeno da CIS na geometria de malha desejada. O Instituto Francês do Petróleo utiliza um tubo de combustão mais robusto (BURGER, 1985), com dimensões maiores e é muito provável que os ensaios feitos nele devem se aproximar mais da realidade de campo já que o seu tamanho permite uma canalização maior, além da segregação gravitacional dos fluidos dentro do tubo.

Referências Bibliográficas

BURGER, JACQUES; SOURIEAU, PIERRE; COMBARNOUS, MICHEL. Thermal Methods of Oil Recovery. Institut Français du Pétrole Publications. Paris: Éditions Technip, 1985.

BOUSAID, I.S.; RAMEY JR., H.J. Oxidation of Crude Oil in Porous Media. SPE 1937-PA. S. Petroleum Engineer Journal, vol. 8, n. 3, pp. 137-148, Junho, 1968.

CHRISTENSEN, J.R.; H. MA, P. H. SAMMON. Applications of dynamic gridding to thermal simulations. SPE 86969-MS. SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium and Western Regional Meeting, Março, 2004, Bakersfield, California. Estados Unidos da América.

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

CLEODON, J. Apostila de Geradores de Vapor, Curso de Geração e Injeção de Vapor, Petrobras, 2008, relatório interno.

COATES, R.; LORIMER, S.; IVORY, J. Experimental and Numerical Simulation of a Novel Top Down *In-situ* Combustion Process. SPE 30295-MS. SPE International Heavy Oil Symposium, 1995, Calgary, Alberta, Canadá.

COATS, A. W., REDFERN, J. P. Kinetics Parameters from Thermogravimetric Data, Nature. Department of Chemistry, Battersea College of Technology, 1964, London, S.W.11.

CORREIA, ABAETÉ. Avaliação do projeto piloto de combustão "*in-situ*" de Carmópolis, Dissertação de Mestrado, Escola de Minas, Departamento de Mineração, UFOP, Ouro Preto, 1986. DABBOUS, MAHMOUD K.; FULTON, PAUL F. Low Temperature Oxidation Reaction Kinetics and Effects on the *In-situ* Combustion Process. SPE 4143-PA. S. Petroleum Engineer Journal, vol. 14, n. 3, pp. 253-262, Junho, 1974.

FAROUQ ALI, S. M.; ISLAM, M. R. New Scaling Criteria For *In-situ* Combustion Experiments. Journal of Petroleum Science and Engineering, vol. 6, n. 4, pp. 367-379, Janeiro, 1992.

GARON , A. M.; GEISBREACHT, R. A. Scaled Model Experiments of Fireflooding in Tar Sands. SPE 9449-PA. Journal of Petroleum Technology, vol. 34, n.9, pp. 2158-2166, Setembro, 1982.

GARON, A. M.; KUMAR, M.; LAU, K. K.; SHERMAN, M. D. A Laboratory Investigation of Sweep Oxygen and Air Firefloding, SPE-12676, Novembro 1986.

GJINI, D.; BUZI, X; MASTMANN, M.; TARE, S. Experience with Cyclic *In-situ* Combustion in Albania. SPE 99-51. Annual Technical Meeting, Calgary, Alberta, Canadá, pp.14-18, Junho, 1999.

KUMAR, MRIDUL; GARON, A. M. An Experimental Investigation of the Fireflooding Combustion Zone. SPE 17392-PA. SPE Reservoir Engineering, vol. 6, n. 1, pp.55-61, Fevereiro, 1991.

MARJERRISON, D. M.; FASSIHI, M. R. Amoco Canada. A procedure for Scaling Heavy-oil Combustion Tube Results to a Field Model. SPE 24175-MS. SPE/DOE Enhanced Oil Recovery Symposium, 1992, Tulsa, Oklahoma, Estados Unidos da América.

MOCZYDLOWER, P.; TEIXEIRA, P. W. Revisão Bibliográfica Sobre o Processo de CIS. CENPES, Relatório Técnico, 2006, PRAVAP-005.

PENBERTHY W.I. JR.; RAMEY H.J. JR. Design and Operation of Laboratory Combustion

Tubes. SPE 1290-PA. SPE Journal, Journal, vol. 6, n. 2, pp. 183-198, Junho, 1966.

PEREIRA, ANDERSON DO NASCIMENTO. Estudo Termoanálítico Cinético da Combustão de Óleo Pesado. Dissertação de Mestrado, Dep. Eng. Petróleo, Unicamp, Campinas, 2008.

PRATS, MICHAEL. Thermal Recover Monograph. SPE Monograph Series, Volume 7, Henry L. Doherty Memorial Fund of AIME, Society of Petroleum Engineers, Richardson, TX USA, 1982.

PUJOL, L.; BOBERG, T. C. Scaling Accuracy of Laboratory Steam Flooding Models, SPE 4191-MS. SPE California Regional Meeting, 1972, Bakersfield, Califórnia, Estados Unidos da América.

RODRIGUEZ, JOSÉ RAMOM. Experimental and Analytcal Study to Model Temperature Profiles and Stoichiometry in Oxygen-Enriched *In-situ* Combustion. Dissertação de Doutorado, Texas A&M University, Texas, 2004.

ROSA, ADALBERTO JOSÉ; CARVALHO, RENATO DE SOUZA; XAVIER, JOSÉ AUGUSTO DANIEL. Engenharias de Reservatórios de Petróleo. Rio de Janeiro: Interciência, 2006.

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

STEGEMEIER, G. L.; LAUMBACH, D.D.; VOLEK, C. W. Representing Steam Processes With Vacuum Models. SPE 6787-PA. SPE Journal, vol. 20, n.3, pp.151-174, Junho, 1980.

TURTA, A. T; CHATTOPADHYAY, S. K.; BHATTACHARYA, R. N.; CONDRACHI, A; HANSON, W. Current Status of the Commercial In Situ Combustion (ISC) Projects and New Approaches to Apply ISC. SPE 2005-002. Canadian International Petroleum Conference, 2005, Calgary, Alberta.

Apêndices

Apêndice A

5.3 A.1 Modelo de Arrhenius

O fenômeno da CIS é governado pelas reações de oxidação dos hidrocarbonetos juntamente com processos de transporte de massa Caso alguma destas reações esteja defasada em relação às demais reações, o processo como um todo acaba amarrado a esta reação.

Sabemos que o óleo morto é composto por centenas de componentes e para uma análise cinética detalhada e precisa seria necessário um modelo de oxidação de hidrocarboneto bastante detalhado, porém a incorporação de um modelo deste porte em um simulador de fluxo de CIS demandaria um tempo de simulação muito grande tornando o processo inviável tecnicamente.

A maioria dos pesquisadores descreve as taxas de reação de oxidação da CIS por um modelo de reação que assume a dependência funcional da concentração de carbono e da pressão parcial do oxigênio como mostra a equação (A.1):

$$r_c = -\frac{dC_f}{dt} = K p_{o_2}^a C_f^b \tag{A.1}$$

Onde:

 r_c = taxa de combustão do óleo morto, [mol/s] C_f = concentração instantânea do combustível, [mol/m³] K = constante da taxa de reação, [(kg/m³)^{1-b}/(Pa)^as] p_{O2} = pressão parcial do oxigênio, [Pa] a = ordem de reação em relação a pressão parcial do oxigênio,

b = ordem de reação em relação à concentração do combustível.

As constantes exponenciais a e b, são as ordens de reação a respeito da pressão parcial de oxigênio (a), e concentração de combustível (b). Estudos mostram que "a" varia entre 0,5 e 1,0, enquanto "b" é próximo a 1.0 (BOUSAD e RAMSEY, 1968) (DABBOUS e FULTON, 1974). A constante da taxa de reação na Equação A.1 é uma função da temperatura que é obtida através da Equação A.2 abaixo:

$$K = A_r \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \tag{A.2}$$

Onde:

A_r = constante de Arrhenius, [(1/s]
E = energia de ativação, [kJ/kgmol]
R = constante universal dos gases, [J/mol.K]
T = temperatura [K]

Apêndice B

B.1 Desenvolvimento da análise de escala

A teoria é formulada a partir das equações governantes do processo e segue o apresentado por Farouk Ali (1989). Entre as equações governantes estão: balanço de massa, balanço de energia, reações químicas, taxas cinéticas de reação, taxas de transferência de massa e os termos de difusão e de dispersão. Estas equações são desenvolvidas para vários componentes presentes nas fases gás, óleo e água. Na maioria dos estudos de CIS utiliza-se dois pseudo-componentes para caracterizar a fase oleosa.

B.2 Equações de balanço de massa

A seguir são apresentadas as equações B.1, B.2, B.3, B.4, B.5, B.6 e B.7, de balanço de massa para cada componente:

Balanço de massa para o componente Oxigênio.

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\phi S_g \rho_g C_{gx} \right) = \nabla \left(\frac{\rho_g k_g C_{gx}}{\mu_g} \left(\nabla p_g + \rho_g g \nabla z \right) + \phi S_g D_{gx} \nabla \left(\rho_g C_{gx} \right) + \right) - \left(\frac{s_1 r_{LH}}{s_4 r_{HH}} + s_{10} r_{co} \right)$$
(B.1)

Balanço de massa para o componente Nitrogênio (gás inerte).

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\phi S_g \rho_g C_{gN} \right) = \nabla \left(\frac{\rho_g k_g C_{gN}}{\mu_g} \left(\nabla p_g + \rho_g g \nabla z \right) + \phi S_g D_{gN} \nabla \left(\rho_g C_{gN} \right) + \left(s_2 r_{LH} + s_5 r_{HH} + s_5 r_{$$

Balanço de massa para o componente CO_{2.}

$$\frac{\partial}{\partial t} \begin{pmatrix} \phi S_{g} \rho_{g} C_{gCO_{2}} + \\ \phi S_{w} \rho_{w} C_{wCO_{2}} + \\ \phi S_{o} \rho_{o} C_{oCO_{2}} + \\ \phi S_{o} \rho_{o} C_{oCO_{2}} \end{pmatrix} = \nabla \begin{pmatrix} \frac{\rho_{w} k_{w} C_{wCO_{2}}}{\mu_{g}} (\nabla p_{g} + \rho_{g} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{g} k_{g} C_{gCO_{2}}}{\mu_{g}} (\nabla p_{o} + \rho_{o} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{o} k_{o} C_{oCO_{2}}}{\mu_{o}} (\nabla p_{o} - \rho_{o} g \nabla z) + \\ \phi S_{g} D_{gCO_{2}} \nabla (\rho_{g} C_{gCO_{2}}) + \\ \phi S_{o} D_{oCO_{2}} \nabla (\rho_{o} C_{oCO_{2}}) + \\ \phi S_{w} D_{wCO_{2}} \nabla (\rho_{w} C_{wCO_{2}}) \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} S_{2} r_{LH} + \\ S_{3} r_{HH} + \\ S_{11} r_{co} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} N_{ogCO_{2}} + \\ N_{owCO_{2}} + \\ N_{gwCO_{2}} +$$

(B.3)

Balanço de massa para o pseudo-componente Hidrocarboneto leve.

$$\frac{\partial}{\partial t} \begin{pmatrix} \phi S_{g} \rho_{g} C_{gLH} + \\ \phi S_{w} \rho_{w} C_{wLH} + \\ \phi S_{o} \rho_{o} C_{oLH} \end{pmatrix} = \nabla \begin{pmatrix} \frac{\rho_{w} k_{w} C_{wLH}}{\mu_{w}} (\nabla p_{w} + \rho_{w} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{g} k_{g} C_{gLH}}{\mu_{g}} (\nabla p_{g} + \rho_{g} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{o} k_{o} C_{oLH}}{\mu_{o}} (\nabla p_{o} + \rho_{o} g \nabla z) + \phi S_{g} D_{gLH} \nabla (\rho_{g} C_{gLH}) + \\ \phi S_{o} D_{oLH} \nabla (\rho_{o} C_{oLH}) + \phi S_{w} D_{wLH} \nabla (\rho_{w} C_{wLH}) \end{pmatrix} - (r_{LH} - s_{7} r_{co})$$
(B.4)

Balanço de massa para o pseudo-componente Hidrocarboneto pesado.

$$\frac{\partial}{\partial t} \begin{pmatrix} \phi S_{g} \rho_{g} C_{gHH} + \\ \phi S_{w} \rho_{w} C_{wHH} + \\ \phi S_{o} \rho_{o} C_{oHH} \end{pmatrix} = \nabla \begin{pmatrix} \frac{\rho_{w} k_{w} C_{wHH}}{\mu_{w}} (\nabla p_{w} + \rho_{w} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{g} k_{g} C_{gHH}}{\mu_{g}} (\nabla p_{g} + \rho_{g} g \nabla z) + \\ \frac{\rho_{o} k_{o} C_{oHH}}{\mu_{o}} (\nabla p_{o} + \rho_{o} g \nabla z) + \phi S_{g} D_{gHH} \nabla (\rho_{g} C_{gHH}) + \\ \phi S_{o} D_{oHH} \nabla (\rho_{o} C_{oHH}) + \phi S_{w} D_{wHH} \nabla (\rho_{w} C_{wHH}) \end{pmatrix} - (r_{HH} + r_{cf})$$
(B.5)

Balanço de massa para o componente água.

$$\frac{\partial}{\partial t} \begin{pmatrix} \phi S_g \rho_g C_{gw} + \\ \phi S_w \rho_w C_{ww} \end{pmatrix} = \nabla \begin{pmatrix} \frac{\rho_w k_w C_{ww}}{\mu_w} (\nabla p_w + \rho_w g \nabla z) + \\ \frac{\rho_g k_g C_{gw}}{\mu_g} (\nabla p_g + \rho_g g \nabla z) + S_g D_{gw} \nabla (\rho_g C_{gw}) + \\ \frac{\phi S_w D_{ww}}{\mu_g} \nabla (\rho_w C_{ww}) + \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} s_{3r} r_{LH} + \\ s_6 r_{HH} + s_{12} r_{co} \end{pmatrix}$$
(B.6)

Balanço de massa para o componente coque.

$$s_8 r_{cf} - r_{co} = \frac{\partial}{\partial t} (n_c)$$
(B.7)

B.3 Equação do balanço de energia

A equação (B.8) representa o balanço de energia que engloba toda a variação de entalpia das fases óleo, água e gás, e dos componentes sólidos da rocha e do coque.

Balanço de energia.

$$\begin{pmatrix} \varphi \frac{\partial}{\partial t} \begin{pmatrix} U_{g} S_{g} \rho_{g} + \\ U_{w} S_{w} \rho_{w} + \\ U_{o} S_{o} \rho_{o} \end{pmatrix}^{+} \\ (1 - \varphi) \frac{\partial}{\partial t} (\rho_{r} U_{r}) + \\ \frac{\partial}{\partial t} (n_{c} U_{c}) \end{pmatrix}^{+} = \nabla (K_{h} \nabla T) + \nabla \begin{pmatrix} \frac{\rho_{g} h_{g} k_{g}}{\mu_{g}} (\nabla p_{g} + \rho_{g} \nabla z) + \\ \frac{\rho_{w} h_{w} k_{w}}{\mu_{w}} (\nabla p_{w} + \rho_{w} \nabla z) + \\ \frac{\rho_{o} h_{o} k_{o}}{\mu_{o}} (\nabla p_{o} + \rho_{o} \nabla z) \end{pmatrix}^{+} + \begin{pmatrix} H_{LH} r_{LH} + H_{HH} r_{HH} + \\ H_{co} r_{co} + H_{cf} r_{cf} \end{pmatrix}$$

$$(B.8)$$

B.4 Reações químicas

A grande maioria dos modelos de CIS utiliza-se do modelo de reações químicas com quatro reações: uma para descrever a queima do coque, duas para a oxidação dos pseudo-componentes oleosos e uma para a formação do coque, que são apresentados nas equações B.9, B.10, B.11 e B.12, respectivamente.

Oxidação do pseudo-componente óleo leve.

$$LH + s_1 O_2 \xrightarrow{r_{LH}} s_2 CO_2 + s_3 H_2 O \tag{B.9}$$

Oxidação do pseudo-componente óleo pesado.

$$HH + s_4 O_2 \xrightarrow{r_{HH}} s_5 CO_2 + s_6 H_2 O \tag{B.10}$$

Formação de coque (craqueamento).

$$HH \xrightarrow{r_{cf}} s_7 LH + s_8 \Lambda + s_9 N \tag{B.11}$$

Queima do coke (pirólise).

$$\Lambda + s_{10}O_2 \xrightarrow{r_{co}} s_{11}CO_2 + s_{12}H_2O \tag{B.12}$$

Os termos LH, HH, $\Lambda \in N$ representam os pseudo-componentes óleo leve, óleo pesado e os componentes coque e gás inerte respectivamente. A cinética de reações segue o modelo de Arrhenius, com as taxas representadas pelas equações B.13, B.14, B.15 e B.16.

Cinética de oxidação do pseudo-componente óleo leve.

$$.r_{LH} = A_{LH} \exp\left[\left(-\frac{E_{LH}}{RT}\right)\left(C_{gx}\right)\left(p_{o} + p_{cg}\right)\left(\phi S_{o}\rho_{o}C_{oLH}\right)\right]$$
(B.13)

Cinética de oxidação do pseudo-componente óleo pesado.

$$r_{HH} = A_{HH} \exp\left[\left(-\frac{E_{HH}}{RT}\right)\left(C_{gx}\right)\left(p_{o} + p_{cg}\right)\left(\phi S_{o}\rho_{o}C_{oHH}\right)\right]$$
(B.14)

Cinética de formação do componente coke.

$$r_{cf} = A_{cf} \exp\left[\left(-\frac{E_{cf}}{RT}\right) (\phi S_o \rho_o C_{oHH})\right]$$
(B.15)

Cinética de oxidação do componente coke.

$$r_{co} = A_{co} \exp\left[\left(-\frac{E_{co}}{RT}\right)\left(C_{gx}\right)\left(p_{o} + p_{cg}\right)\left(\phi S_{o}\rho_{o}C_{oHH}\right)\right]$$
(B.16)

B.5 Taxa de transferência de massa

A taxa de transferência de massa é um processo definido pelo gradiente de concentração molar de um determinado componente. A taxa de transferência de massa (moles/s) de um componente j é dada pela equação (B.17).

$$N_{j} = \int_{S} \left(\overline{n} \overline{v}_{j} \right) dS \tag{B.17}$$

Onde *n* representa o vetor unitário normal à superfície interfacial de área *s* onde a transferência de massa ocorre e v_i representa a velocidade do vetor do componente *j*.

B.6 Teoria da dupla película

Quando a transferência de massa ocorre, o processo envolve o transporte de massa do componente *j* de uma fase para outra. O componente *j* é transportado do volume de uma fase para a interface e da interface para o volume da outra fase. A teoria da dupla película assume que as duas fases se encontram em equilíbrio nos pontos de contato na interface e o volume de cada fase sendo bem homogêneo. Desta forma, a equação de fluxo é definida pela equação (B.18):

$$N_{ikj} = k_{ikj} a_{ik} \phi S_j \left(\rho_j C_{ij} - \rho_j C_{ij}^{I} \right)$$
(B.18)

Onde N_{ijk} representa a transferência de massa do componente *j* entrando ou saindo da de uma fase através de uma interface *ik*, k_{ijk} é o coeficiente de transferência de massa local do componente *j* na fase *i* relacionada com a interface *ik*, C_{ij}^{I} é a fração molar do coeficiente do componente *j* na através da interface e C_{ij} representa a concentração molar do componente *j* na fase *i*. A correlação para o coeficiente de transferência de massa multiplicado pela área específica interfacial para a fase óleo pode ser representada pela equação (B.19):

$$k_{ikj}.a_{ik} = c_1 \frac{k_o p_o^2 D_{oj}^*}{\phi S_o \mu_o L^2}$$
(B.19)

O coeficiente c_1 pode ser obtido experimentalmente. Embora esta expressão seja empírica, ela se mostra bastante adequada para análise de escala, pois ela incorpora $k_{ikj}a_{ik}$ com pressão, difusão, saturação, comprimento e permeabilidade do sistema.

B.7 Termos de dispersão e difusão

O tensor de dispersão consiste do termo de difusão molecular e um termo convectivo. Para um meio isotrópico, com um sistema de coordenadas ortogonais paralelas o tensor de dispersão é dado por:

$$\overline{D} = \begin{pmatrix} D_L & 0 & 0\\ 0 & D_T & 0\\ 0 & 0 & D_T \end{pmatrix}$$
(B.20)

Os coeficiente de dispersão longitudinal e transversal são dados pela soma dos coeficientes de difusão convectiva e difusão molecular dados pelas equações (B.21) e (B.22) respectivamente.

$$D_L = \frac{D^*}{F\phi} + 0.5vxd_p \tag{B.21}$$

$$D_{T} = \frac{D^{*}}{F\phi} + 0.0157vxd_{p}$$
(B.22)

As equações de balanço de massa e energia são adimensionalizadas, incorporando as condições de contorno e iniciais dadas na Tabela B.1 e as relações constitutivas da Tabela B.2, e resulta nos grupos adimensionais listados na Tabela B.3.

Condições de contorno superiores e inferiores							
1.	$\rho_o \dot{v}_{on} = -\frac{\overline{k}_o \rho_o}{\mu_o} (\nabla_n p_o + \rho_o g \nabla_n z) = 0$						
2.	$\rho_{g} \dot{v}_{gn} = -\frac{\overline{k}_{g} \rho_{g}}{\mu_{g}} (\nabla_{n} p_{g} + \rho_{g} g \nabla_{n} z) = 0$						
3.	$\rho_{w}\dot{v}_{wn} = -\frac{\overline{k}_{w}\rho_{w}}{\mu_{w}} (\nabla_{n}p_{w} + \rho_{w}g\nabla_{n}z) = 0$						
	Condições de contorno no poço injetor						
4.	$\int_{A_{inj}} \frac{\overline{k}_g \rho_g}{\mu_g} (\nabla p_g + \rho_g g \nabla z) dA = W_{gx} + W_{gN} + W_{gCO_2} + W_{gw}$						
5.	$\int_{A_{inj}} \frac{\overline{k}_w \rho_w}{\mu_w} (\nabla p_w + \rho_w g \nabla z) dA = W_{wx} + W_{wN} + W_{wCO_2} + W_{ww}$						
6.	$\int_{A_{inj}} \left(\begin{bmatrix} \frac{\overline{k}_{w} \rho_{w}}{\mu_{w}} (\nabla_{n} p_{w} + \rho_{w} g \nabla_{n} z) + \\ \frac{\overline{k}_{o} \rho_{o}}{\mu_{o}} (\nabla_{n} p_{o} + \rho_{o} g \nabla_{n} z) + \\ \frac{\overline{k}_{g} \rho_{g}}{\mu_{o}} (\nabla_{n} p_{g} + \rho_{g} g \nabla_{n} z) + \\ \frac{\overline{k}_{g} \rho_{g}}{\mu_{g}} (\nabla_{n} p_{g} + \rho_{g} g \nabla_{n} z) + \\ k_{hr} \nabla_{n} T \end{bmatrix} dA = \begin{pmatrix} W_{gx} h_{gx} + W_{gN} h_{gN} + W_{gCO_{2}} h_{gCO_{2}} + \\ W_{gw} h_{gw} + W_{wx} h_{wx} + W_{wN} h_{wN} + \\ W_{wCO_{2}} h_{wCO_{2}} + W_{ww} h_{ww} \end{pmatrix}$						
	Condições de contorno no poço produtor						
7.	$p_o = p_{prod}$						
8.	$p_g = p_{prod} + p_{cgo}$						
9.	$p_w = p_{prod} + p_{cow}$						
Condições iniciais							
10.	$p_o(0, x_1, x_2, x_3) = p_{oi}(0, x_1, x_2, x_3)$						
11.	$S_o(0, x_1, x_2, x_3) = S_{oi}(0, x_1, x_2, x_3)$						

Tabela B.1 Condições de contorno e iniciais

12.	$S_{w}(0, x_{1}, x_{2}, x_{3}) = S_{wi}(0, x_{1}, x_{2}, x_{3})$
13.	$T(0, x_1, x_2, x_3) = T_i$

1.	$S_g + S_o + S_w = 1$	25.	$\overline{D_{g}} + \overline{D_{gHH}^{*}} = \overline{D_{gHH}} \left(D_{L_{gHH}}, D_{T_{gHH}} \right)$
2.	$C_{oLH} + C_{oCO_2} + C_{oN} + C_{ox} + C_{oHH} = 1$	26.	$\overline{D_g} + \overline{D_{gx}^*} = \overline{D_{gx}} \Big(D_{Lgx}, D_{Tgx} \Big)$
3.	$C_{gLH} + C_{gCO_2} + C_{gN} + C_{gx} + C_{gHH} = 1$	27.	$\overline{D_g} + \overline{D_{gCO_2}^*} = \overline{D_{gCO_2}} \left(D_{L_gCO_2}, D_{T_gCO_2} \right)$
4.	$\rho_{o} = \rho_{o}(p_{o}, T, C_{oLH}, C_{oCO_{2}}, C_{oN}, C_{ox})$	28.	$\overline{D_{g}} + \overline{D_{gN}^{*}} = \overline{D_{gN}} \left(D_{LgN}, D_{TgN} \right)$
5.	$\rho_{g} = \rho_{g} \left(p_{g}, T, C_{gLH}, C_{gCO_{2}}, C_{gN}, C_{gx} \right)$	29.	$\overline{D_g} + \overline{D_{gw}^*} = \overline{D_{gw}} (D_{Lgw}, D_{Tgw})$
6.	$\rho_{w} = \rho_{w} (p_{w}, T, C_{wLH}, C_{wCO_{2}}, C_{wN}, C_{wx})$	30.	$\overline{D_{w}} + \overline{D_{wLH}^{*}} = \overline{D_{wLH}} \left(D_{LwLH} , D_{TwLH} \right)$
7.	$\mu_{o} = \mu_{o} (p_{o}, T, C_{oLH}, C_{oCO_{2}}, C_{oN}, C_{ox})$	31.	$\overline{D_{w}} + \overline{D_{wHH}^{*}} = \overline{D_{wHH}} \left(D_{LwHH}, D_{TwHH} \right)$
8.	$\mu_{g} = \mu_{g} \left(p_{g}, T, C_{gLH}, C_{gCO_{2}}, C_{gN}, C_{gx} \right)$	32.	$\overline{D_{w}} + \overline{D_{wx}^{*}} = \overline{D_{wx}}(D_{Lwx}, D_{Twx})$
9.	$\mu_{w} = \mu_{w} (p_{w}, T, C_{wLH}, C_{wCO_{2}}, C_{wN}, C_{wx})$	33.	$\overline{D_{w}} + \overline{D_{wCO_{2}}^{*}} = \overline{D_{wCO_{2}}} \left(D_{LwCO_{2}}, D_{TwCO_{2}} \right)$
10.	$C_{gw} = k_{wgw} \left(p, T, C_{gw} \right)$	34.	$\overline{D_{w}} + \overline{D_{wN}^{*}} = \overline{D_{wN}}(D_{LwN}, D_{TwN})$
11.	$C_{gCO_2} = C_{oCO_2} = k_{goCO_2} (p, T, C_{gCO_2}, C_{oCO_2})$	35.	$\overline{D_{_{W}}} + \overline{D_{_{WW}}^{*}} = \overline{D_{_{WW}}}(D_{_{LWW}}, D_{_{TWW}})$
12.	$p_g = p_{cgo}(S_g, S_o, S_w) + p_o$	36.	$h_{g} = h_{g}(p, T, C_{gw})$
13.	$p_{w} = p_{o} + p_{cow} \left(S_{g}, S_{o}, S_{w} \right)$	37.	$h_w = h_w(p,T)$
14.	$\phi = const$	38.	$h_o = h_o(p, T, C_{oLH})$
15.	g = const	39.	$h_r = h_r(T)$
16.	$\overline{k_o} = \overline{k_o} \left(S_g, S_o, S_w, k \right)$	40.	$k_{hr} = k_{hr}(T)$
17.	$\overline{k_g} = \overline{k_g} \left(S_g, S_o, S_w, k \right)$	41.	$z = z(x_1, x_2, x_3)$
18.	$\overline{k_w} = \overline{k_w} \left(S_g, S_o, S_w, k \right)$	42.	$\rho_r = const$

Tabela B.2 Relações constitutivas

19.	$\overline{D_o} + \overline{D_{oLH}^*} = \overline{D_{oLH}} \left(D_{LoLH}, D_{ToLH} \right)$	43.	$N_{ogCO_{2}} = N_{ogCO_{2}} \left(k_{ogCO_{2}}, a_{og}, \phi, \rho_{o}, S_{o}, C_{oCO_{2}}, C_{oCO_{2}}^{I} \right)$
20.	$\overline{D_{o}} + \overline{D_{oHH}^{*}} = \overline{D_{oHH}} \left(D_{LoHH}, D_{ToHH} \right)$	44.	$N_{goCO_{2}} = N_{goCO_{2}} \left(k_{goCO_{2}}, a_{og}, \phi, \rho_{g}, S_{g}, C_{gCO_{2}}, C_{gCO_{2}}^{I} \right)$
21.	$\overline{D_o} + \overline{D_{ox}^*} = \overline{D_{ox}} (D_{Lox}, D_{Tox})$	45.	$N_{owCO_{2}} = N_{owCO_{2}} \left(k_{owCO_{2}}, a_{ow}, \phi, \rho_{o}, S_{o}, C_{oCO_{2}}, C_{oCO_{2}}^{I} \right)$
22.	$\overline{D_o} + \overline{D_{oCO_2}^*} = \overline{D_{oCO_2}} (D_{LoCO_2}, D_{ToCO_2})$	46.	$N_{woCO_{2}} = N_{woCO_{2}} \left(k_{woCO_{2}}, a_{ow}, \phi, \rho_{w}, S_{w}, C_{wCO_{2}}, C_{wCO_{2}}^{I} \right)$
23.	$\overline{D_o} + \overline{D_{oN}^*} = \overline{D_{oN}} (D_{LoN}, D_{ToN})$	47.	$N_{ogCO_2R} + N_{goCO_2R} = 0$
24.	$\overline{D_g} + \overline{D_{gLH}^*} = \overline{D_{gLH}} \left(D_{LgLH}, D_{TgLH} \right)$	48.	$N_{owCO_2R} + N_{woCO_2R} = 0$

Tabela B.3 Parâmetros adimensionais

1.	$\phi_{_R}$	20.	$\frac{\phi_R S_{gR} \mu_{gR} D_{Lg.xR}}{k_{gR} p_{gR}}$	39.	$\frac{D_{Lo.HHR}}{D_{Lg.xR}}$	58.	C_{gxR}
2.	$\frac{\phi_R S_{OR} \mu_{OR} x_{1R}^2}{t_R k_{OR} p_{OR}}$	21.	$\frac{D_{Tg.xR}}{D_{Lg.xR}}$	40.	$\frac{D_{Lw.HHR}}{D_{Lg.xR}}$	59.	$\frac{C_{_{wxR}}}{C_{_{gxR}}}$
3.	$\frac{L}{x_{1R}}$	22.	$\frac{D_{Lo.xR}}{D_{Lg.xR}}$	41.	$\frac{D_{T_g.HHR}}{D_{L_g.xR}}$	60.	$rac{W_{_N}}{W_{_{xR}}}$
4.	$\frac{H}{x_{2R}}$	23.	$\frac{D_{To.xR}}{D_{Lg.xR}}$	42.	$\frac{D_{To.HHR}}{D_{Lg.xR}}$	61.	$\frac{C_{oxR}}{C_{gxR}}$
5.	$\frac{W}{x_{3R}}$	24.	$\frac{D_{Lw.xR}}{D_{Lg.xR}}$	43.	$rac{D_{Tw.HHR}}{D_{Lg.xR}}$	62.	$\frac{n_{cR}}{t_R r_{coR}}$
6.	$\frac{x_{2R}}{x_{1R}}$	25.	$\frac{D_{_{Tw.xR}}}{D_{_{Lg.xR}}}$	44.	$\frac{D_{Lg.CO_2R}}{D_{Lg.xR}}$	63.	$\frac{n_{cR}U_{cR}}{t_Rr_{coR}}$
7.	$\frac{x_{3R}}{x_{1R}}$	26.	$\frac{D_{Lg.NR}}{D_{Lg.xR}}$	45.	$\frac{D_{Lo.CO_2R}}{D_{Lg.xR}}$	64.	$H_{LHR}r_{LHR}\frac{\mu_{gR}x_{1R}^2}{\rho_{gR}h_{gR}k_{gR}p_{gR}}$
8.	$\frac{\rho_{oR}g_{R}z_{R}}{p_{oR}}$	27.	$\frac{D_{Lo.NR}}{D_{Lg.xR}}$	46.	$\frac{D_{Lw.CO_2R}}{D_{Lg.xR}}$	65.	$\frac{H_{HHR}r_{HHR}}{H_{LHR}r_{LHR}}$
9.	$rac{ ho_{oR}}{ ho_{gR}}$	28.	$\frac{D_{Lw.NR}}{D_{Lg.xR}}$	47.	$\frac{D_{T_{g.CO_2R}}}{D_{L_{g.xR}}}$	66.	$\frac{H_{coR}r_{coR}}{H_{LHR}r_{LHR}}$

10.	$rac{ ho_{\scriptscriptstyle wR}}{ ho_{\scriptscriptstyle gR}}$	29.	$\frac{D_{T_g.NR}}{D_{L_g.xR}}$	48.	$\frac{D_{To.CO_2R}}{D_{Lg.xR}}$	67.	$\frac{H_{cfR}r_{cfR}}{H_{LHR}r_{LHR}}$
11.	$\frac{k_{\scriptscriptstyle WR}\mu_{\scriptscriptstyle gR}}{k_{\scriptscriptstyle gR}\mu_{\scriptscriptstyle WR}}$	30.	$\frac{D_{To.NR}}{D_{Lg.xR}}$	49.	$\frac{D_{Tw.CO_2R}}{D_{Lg.xR}}$	68.	$\frac{\rho_{_{gR}}h_{_{gR}}}{\rho_{_{rR}}h_{_{rR}}}$
12.	$\frac{k_{\scriptscriptstyle oR}\mu_{\scriptscriptstyle gR}}{k_{\scriptscriptstyle gR}\mu_{\scriptscriptstyle oR}}$	31.	$\frac{D_{_{Tw.NR}}}{D_{_{Lg.xR}}}$	50.	$\frac{W_{xR}\mu_{gR}}{x_{2R}\rho_{gR}k_{gR}p_{gR}}$	69.	$\frac{h_{_{OR}}}{h_{_{gR}}}$
13.	$rac{S_{oi}}{S_{gR}}$	32.	$\frac{D_{_{Lg.LHR}}}{D_{_{Lg.xR}}}$	51.	$\frac{A_{injR}}{x_{1R}x_{2R}}$	70.	$\frac{h_{_{wR}}}{h_{_{gR}}}$
14.	$\frac{S_{gi}}{S_{gR}}$	33.	$\frac{D_{Lo.LHR}}{D_{Lg.xR}}$	52.	$rac{W_{wR}}{W_{xR}}$	71.	$rac{oldsymbol{lpha}_{hcR}}{oldsymbol{lpha}_{hrR}}$
15.	$\frac{p_{cowR}}{p_{oR}}$	34.	$\frac{D_{Lw.LHR}}{D_{Lg.xR}}$	53.	$N_{ogCO_2} \frac{\mu_{oR} x_{1R}^2}{C_{oCO_2R} \rho_{oR} k_{oR} p_{oR}}$	72.	$\frac{T_{iR}}{T_R}$
16.	$\frac{p_{cogR}}{p_{gR}}$	35.	$\frac{D_{T_g.LHR}}{D_{L_g.xR}}$	54.	$\frac{W_{CO_2}}{W_x}$	73.	$r_{coR} \frac{\mu_{oR} x_{1R}^2}{C_{oco_2R} \rho_{oR} k_{oR} p_{oR}}$
17.	$\frac{p_{oi}}{p_{gR}}$	36.	$\frac{D_{To.LHR}}{D_{Lg.xR}}$	55.	$\frac{N_{goCO_2R}}{N_{og.CO_2}}$	74.	$\frac{r_{LHR}}{r_{coR}}$
18.	$\frac{p_{wi}}{p_{gR}}$	37.	$\frac{D_{Tw.LHR}}{D_{Lg.xR}}$	56.	$\frac{N_{owCO_2R}}{N_{og.CO_2}}$	75.	$\frac{r_{HHR}}{r_{coR}}$
19.	$\frac{p_{prod}}{p_{gR}}$	38.	$\frac{D_{Lg.HHR}}{D_{Lg.xR}}$	57.	$\frac{N_{woCO_2R}}{N_{og.CO_2}}$	76.	$\frac{r_{cfR}}{r_{coR}}$