



RECONCILIAÇÃO DE DADOS APLICADA AO TRATAMENTO DE GÁS  
COMBUSTÍVEL EM UNIDADES MARÍTIMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Marcelo Eduardo Spessatto Ramis

Dissertação de Mestrado apresentada ao  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia  
Química, COPPE, da Universidade Federal do  
Rio de Janeiro, como parte dos requisitos  
necessários à obtenção do título de Mestre em  
Engenharia Química.

Orientadores: José Carlos Costa da Silva Pinto

Oscar Felipe Von Meien

Rio de Janeiro

Março de 2009

RECONCILIAÇÃO DE DADOS APLICADA AO TRATAMENTO DE GÁS  
COMBUSTÍVEL EM UNIDADES MARÍTIMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Marcelo Eduardo Spessatto Ramis

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO  
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA  
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE  
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE  
EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Aprovada por:

---

Prof. José Carlos Costa da Silva Pinto, D.Sc.

---

Dr. Oscar Felipe Von Meien., D.Sc.

---

Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.

---

Prof. Príamo Albuquerque Melo Junior, D.Sc.

---

Dr. Marcos Vinícius de Carvalho Gomes, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

MARÇO DE 2009

Ramis, Marcelo Eduardo Spessatto

Reconciliação de Dados Aplicada ao Tratamento de Gás Combustível em Unidades Marítimas de Produção de Petróleo/ Marcelo Eduardo Spessatto Ramis. - Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2009.

XIV, 124 p.: il.; 29,7 cm

Orientadores: José Carlos Costa da Silva Pinto

Oscar Felipe Von Meien

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2009

Referências Bibliográficas: p. 122-125

1. Reconciliação de Dados. 2. Simulador de processos AspenTech Hysys. 3. Classificação de variáveis. 4. Dados Industriais Reais. 5. Processamento Primário de Petróleo.  
I. Pinto, José Carlos Costa da Silva *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título

*Ao meu filho Felipe, só depois dele nascer  
entendi meus pais de verdade, a alegria é  
indescritível e o vínculo é eterno. Ao amor de  
minha vida Luciana, por todos os momentos  
que vivemos a cada dia. Aos meus pais  
Gaspar e Maria Conceição, seu amor e  
dedicação se realiza em mais este feito.*

## *AGRADECIMENTOS*

Agradeço a Deus pela oportunidade do livre arbítrio, que impôs em mim um senso de responsabilidade que me permitiu terminar este trabalho.

A Petróleo Brasileiro S.A., orgulho deste país. Em um país tão cheio de diversidades e descrenças, esta empresa é exemplo de desenvolvimento. Obrigado pela oportunidade.

Aos professores e orientadores que me auxiliaram neste trabalho, José Carlos Costa da Silva Pinto, Príamo Albuquerque Melo Junior e Oscar Felipe Von Meien, pela paciência e por acreditarem na proposta deste trabalho.

Aos professores do Programa de Engenharia Química da COPPE/UFRJ pela dedicação em cada vez mais valorizar este programa.

Aos meus gerentes na Petrobras, Carlos Cunha Dias Henriques e Paulo Homero Lourenço Ferreira, pela oportunidade e apoio em todos os momentos.

Aos colegas do grupo de Processo da UN-RIO/ENGP/EISA, pela força e dedicação, entendendo e apoiando a ausência muitas vezes necessária para que este trabalho fosse executado.

Ao meu filho e esposa, Felipe e Luciana, pela paciência e compreensão nos momentos de ausência.

Aos meus pais, Gaspar e Maria Conceição, pelas orações, com certeza elas me deram força para continuar.

A minha irmã Sandra, te amo para sempre.

A toda minha família, incluindo meus sogros e cunhados, pelos momentos juntos, vocês também têm responsabilidade por este trabalho.

Aos meus amigos, todos vocês são muito importantes para mim.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

RECONCILIAÇÃO DE DADOS APLICADA AO TRATAMENTO DE GÁS  
COMBUSTÍVEL EM UNIDADES MARÍTIMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Marcelo Eduardo Spessatto Ramis

Março/2009

Orientadores: José Carlos Costa da Silva Pinto

Oscar Felipe Von Meien

Programa: Engenharia Química

Este trabalho propõe a implantação de um procedimento de reconciliação de dados dinâmica e não linear utilizando como modelo o simulador comercial Aspen Hysys 2004.2. O sistema foi inicialmente validado, utilizando dois processos simples com dados gerados por simulação e, posteriormente, utilizado para interpretar dados reais de uma planta de tratamento de gás combustível instalada em uma unidade flutuante de produção de petróleo. Para executar o procedimento de reconciliação de dados foi utilizada uma função objetivo do tipo máxima verossimilhança, sendo as restrições impostas por um modelo construído no simulador Aspen Hysys, gerando conseqüentemente um problema de otimização não linear. Para minimizar o tempo de reconciliação do problema e viabilizar o uso da técnica em tempo real foi implementada uma estratégia de janelas móveis. Mostra-se que o procedimento permite a avaliação da qualidade do gás enviado para geração de energia, evitando a condensação de líquidos nas turbinas.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

DATA RECONCILIATION APPLIED TO FUEL GAS TREATMENT  
IN OFFSHORE OIL PRODUCTION UNITS

Marcelo Eduardo Spessatto Ramis

Março/2009

Advisors: José Carlos Costa da Silva Pinto  
Oscar Felipe Von Meien

Department: Chemical Engineering

This work proposes a procedure for non linear dynamic data reconciliation using Aspen Hysys Dynamics as process modeler. The procedure was validated using two simple cases with simulation generated data. Afterwards, it was applied to interpret real data from a fuel gas treatment of an offshore oil production facility. The data reconciliation procedure was based on maximum likelihood as objective function. The restrictions were imposed by a model developed in Aspen Hysys 2004.2, resulting in a non linear optimization problem. The moving window strategy was implemented to reduce reconciliation time, granting the feasibility for real time procedures. The results obtained with the present work can be used for quality control of the fuel gas delivered to power generation, preventing damage to turbines.

# ÍNDICE GERAL

<b>CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1. CONTEXTO.....	1
2. MOTIVAÇÃO .....	7
3. APRESENTAÇÃO.....	9
<b>CAPÍTULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>10</b>
1. OBJETIVO .....	10
2. FUNDAMENTOS.....	10
2.1. <i>Classificação de Variáveis</i> .....	13
2.2. <i>Detecção de Erros Grosseiros</i> .....	15
2.3. <i>Reconciliação de Dados</i> .....	16
<b>CAPÍTULO III - SIMULADOR HYSYS.....</b>	<b>24</b>
1. TERMODINÂMICA E PROPRIEDADES .....	25
2. SIMULAÇÃO DINÂMICA .....	34
2.1. <i>Balanço de Massa Global</i> .....	35
2.2. <i>Balanço de Massa por Componente</i> .....	36
2.3. <i>Balanço de Energia</i> .....	36
2.4. <i>Integração</i> .....	37
3. INTERFACE OLE.....	40
<b>CAPÍTULO IV - ESTRUTURAÇÃO DO SISTEMA.....</b>	<b>44</b>
1. INTRODUÇÃO .....	44
2. PROCEDIMENTO DE RECONCILIAÇÃO DE DADOS .....	45
3. A INTERFACE HYSYS – MÁXIMA – LINK (HML) .....	47
4. <i>HARDWARE</i> E <i>SOFTWARE</i> UTILIZADOS .....	50
5. FLUIDOS UTILIZADOS.....	51
<b>CAPÍTULO V - RECONCILIAÇÃO DE DADOS .....</b>	<b>57</b>
1. INTRODUÇÃO .....	57
2. RECONCILIAÇÃO DE DADOS– CASO I.....	57



2.1.	<i>Modelo</i> .....	57
2.2.	<i>Dados Utilizados</i> .....	58
2.3.	<i>Resultados e Análise</i> .....	62
3.	RECONCILIAÇÃO DE DADOS - CASO II.....	66
3.1.	<i>Modelo</i> .....	66
3.2.	<i>Dados Utilizados</i> .....	68
3.3.	<i>Resultados e Análise</i> .....	71
4.	RECONCILIAÇÃO DE DADOS – CASO REAL .....	80
4.1.	<i>Modelo</i> .....	80
4.2.	<i>Validação do Modelo</i> .....	83
4.3.	<i>Dados Reais</i> .....	88
4.4.	<i>Resultados e Análise</i> .....	97
<b>CAPÍTULO VI – CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....</b>		<b>117</b>
1.	CONCLUSÕES.....	117
2.	SUGESTÕES.....	119
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>		<b>120</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Fluidos e sólidos produzidos conjuntamente com o petróleo .....	4
Figura 2. Principais módulos operacionais existentes em uma plataforma produtora de petróleo. ....	6
Figura 3. Estrutura básica para o processamento de dados de processo (adaptado de LIEBMAN <i>et al.</i> , (1992)).....	13
Figura 4. Tanque com mistura perfeita.....	36
Figura 5. Ilustração esquemática do método de Euler implícito comparando-o à integração exata (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005b).....	38
Figura 6. Sistema composto de uma bomba representando suas propriedades e métodos. ....	40
Figura 8. Código demonstrando o acesso a uma simulação dinâmica através do VBA. ....	42
Figura 9. Exemplo de uso da Função <i>GetValue</i> . ....	43
Figura 11. Interface do HML no MS Excel 2007.....	50
Figura 12. Modelo para teste de separação em Hsys 2004.2.....	54
Figura 13. Fluidos hipotéticos ajustados a partir da massa molecular e massa específica. ....	55
Figura 14. Fluxograma da simulação em Hsys do processo do exemplo 1.....	58
Figura 15. Distribuição utilizada para perturbar a vazão 1. $\mu_{x1} = 0,0690$ e $\sigma_{x12} = 0,9997$ . ....	59
Figura 16. Distribuição utilizada para perturbar a vazão 2. $\mu_{x2} = 0,0196$ e $\sigma_{x22} = 0,9910$ . ....	59
Figura 17. (a) Valor simulado da vazão e valores perturbados pela função aleatória. (b) Visão aproximada do intervalo de tempo indicado na Figura 17(a) .....	61
Figura 18. (a) Vazão mássica reconciliada da Corrente 1 (variável independente) frente ao valor simulado. (b) Visão aproximada no período de 15:00 h as 00:00 h comparando o valor medido, reconciliado e limites de confiança superior e inferior igual a 95%. ...	62
Figura 19. Mesmo período da Figura (18(b)) comparando o valor simulado e o valor reconciliado com os limites de confiança para a vazão mássica da Corrente 1. ....	63
Figura 20. (a) Vazão mássica reconciliada da Corrente 2 (variável dependente) frente ao valor simulado. (b) Visão aproximada no período de 12:00 as 00:00 do segundo dia comparando o valor medido, reconciliado e limites de confiança superior e inferior igual a 95%. ....	64

Figura 21. Mesmo período da Figura (20(b)) comparando o valor simulado e o valor reconciliado com os limites de confiança para a vazão mássica da Corrente 2. ....	65
Figura 22. Comparação entre as vazões mássicas reconciliadas das correntes 1 e 2. ....	66
Figura 23. Fluxograma da simulação em Hysys do processo do Exemplo 2. ....	67
Figura 24. Temperatura da corrente 1. ....	68
Figura 25. Pressão da corrente 1. ....	69
Figura 26. Vazão mássica a corrente 1. ....	69
Figura 27. Vazão mássica da corrente 4. ....	70
Figura 28. Vazão mássica da corrente 3. ....	70
Figura 29. Nível de líquido do separador V-100. ....	71
Figura 30. (a) Resultados da reconciliação da temperatura da corrente 1. (b) Visão aproximada da Figura (30(a)). ....	72
Figura 31. (a) Resultados da reconciliação da pressão da corrente 1. (b) Visão aproximada da Figura (31(a)). ....	73
Figura 32. (a) Resultado da reconciliação da vazão mássica da corrente 1 - $Q_1$ . (b) Visão aproximada da Figura (32(a)). ....	74
Figura 33. (a) Resultado da reconciliação para a vazão mássica da corrente 4 - $Q_4$ . (b) Visão aproximada da Figura (33(a)). ....	75
Figura 34. (a) Resultado da reconciliação da vazão mássica da corrente 3 - $Q_3$ . (b) Visão aproximada a Figura (34(a)). ....	76
Figura 35. (a) Resultado da reconciliação para o nível do vaso V-100. (b) Visão aproximada da Figura (35(a)). ....	77
Figura 36. Tempo computacional necessário para executar a reconciliação em cada janela. ....	78
Figura 37. (a) Vazão mássica perturbada $Q_3+Q_4$ como função da vazão mássica perturbada $Q_1$ . (b) Vazão mássica reconciliada $Q_3+Q_4$ como função da vazão mássica reconciliada $Q_1$ . ....	79
Figura 38. Fluxograma do processo de condicionamento do gás combustível. ....	82
Figura 40. Resposta das temperaturas e ponto de orvalho frente as perturbações na pressão de entrada. ....	85
Figura 41. Resposta das temperaturas e ponto de orvalho frente as perturbações na vazão gás consumido pelas turbinas. ....	86
Figura 42. Diferença entre a temperatura após a PV-5135003 medida e simulada. ....	86
Figura 43. Diferença entre a pressão após a PV-5135003 medida e simulada. ....	87

Figura 44. Diferença percentual entre a Pressão após P-5135001 medida e simulada. .	87
Figura 45. Diferença percentual entre a temperatura após P-5135001 medida e simulada. .....	88
Figura 46. Temperatura medida da corrente 1.....	91
Figura 47. Pressão medida da corrente 1.....	91
Figura 48. Temperatura medida da Corrente HW_1.....	92
Figura 49. Pressão medida da Corrente HW_1.....	92
Figura 50. Vazão medida de gás tratado. Corresponde a soma de dois medidores de vazão.....	93
Figura 51. Pressão medida após permutador de calor gás-gás P-5135001 controlada pelas PV-5135012A/B.....	93
Figura 52. Temperaturas após PV-5135003. As duas temperaturas, desprezando as perdas térmicas para o ambiente, são iguais.....	94
Figura 53. Temperatura na saída do permutador P-5135001.....	94
Figura 54. Temperatura após V-5135001.....	95
Figura 55. Nível do vaso separador V-5135001.....	96
Figura 56. Pressão após vaso separador V-5135001.....	96
Figura 57. Pressão após PV-5135003.....	97
Figura 58. (a) Temperatura da corrente 1 reconciliada e limites de confiança. (b) Temperatura da corrente 1 – Variável medida e reconciliada.....	99
Figura 59. (a) Pressão da corrente 1 reconciliada e limites de confiança. (b) Pressão da corrente 1 – Variável medida e reconciliada.....	100
Figura 60. (a) Temperatura da água quente de processo reconciliada com limites de confiança. (b) Temperatura da água quente de processo – Variável medida e reconciliada.....	101
Figura 61. (a) Pressão da água quente no P-5135002 reconciliada com limites de confiança. (b) Pressão da água quente no P-5135002 – Variável medida e reconciliada. .....	103
Figura 62. (a) Vazão de Gás combustível tratado reconciliado e limites de confiança. (b) Vazão de Gás combustível tratado – Variável medida e reconciliada.....	104
Figura 63. (a) Pressão a jusante da PV-5135003 – variável reconciliada e limites de confiança. (b) Pressão a jusante da PV-5135003 – variável medida e reconciliada. ...	106
Figura 64. (a) Pressão após P-513501 – Variável reconciliada e limites de confiança. (b) Pressão após P-513501 – Variável medida e reconciliada.....	107

Figura 65. (a) Temperatura após PV-5135003 - Variável medida e limites e confiança.	
(b) Temperatura após PV-5135003 – Variável medida e reconciliada. ....	109
Figura 66. Temperatura após PV-5135003 - segundo medidor - Variável medida e reconciliada.....	110
Figura 67. Temperatura após P-5135001 - Variável medida e reconciliada. ....	110
Figura 68. Temperatura do gás na saída do V-5135001 - Variável medida e reconciliada .....	111
Figura 69. Nível do vaso separador V-5135001 - variável reconciliada e limites de confiança.....	112
Figura 70. Nível do vaso separador V-5135001 - Variável medida e reconciliada. ....	113
Figura 71. Pressão na saída do vaso separador V-5135001 – Variável medida e reconciliada com limites de confiança.....	113
Figura 72. Ponto de orvalho de hidrocarbonetos ao longo do período reconciliado - variável estimada. ....	114
Figura 73. Tempo para completar a reconciliação das janelas.....	116

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 Métodos utilizados pelo simulador Hysys para estimar as propriedades dos componentes hipotéticos (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c).....	33
Tabela 2. Resultados de um teste de separação realizado em laboratório.....	52
Tabela 3. Análise composicional de um óleo.....	53
Tabela 4. Planilha utilizada para otimização dos fluidos produzido frente as PVTs. ....	56
Tabela 5. Composição do gás na saída do terceiro estágio de compressão a ser enviado para o sistema de gás combustível.....	56
Tabela 6. Variância dos erros de medida da variável dependente e independente.....	60
Tabela 7. Variáveis do sistema.....	67
Tabela 8. Características dos equipamentos de processo.....	68
Tabela 9. Detalhes dos principais equipamentos do processo.....	81
Tabela 10. Resumo dos controladores, suas funções e parâmetros.....	83
Tabela 11. Variáveis consideradas no sistema.....	89
Tabela 12. Variâncias obtidas para cada uma das variáveis medidas.....	90

# Capítulo I - INTRODUÇÃO

---

## 1. Contexto

O desenvolvimento tecnológico ocorrido no século XX fez com que a vida se tornasse mais confortável para a maior parte das pessoas, com acesso mais fácil a alimentação, saúde, diversão, etc. Esta evolução em todas as áreas do conhecimento levou a uma alteração rápida no estilo de vida dos seres humanos. Para manter esta contínua mudança de estilo de vida, é necessário um dispêndio de energia. A principal fonte de energia atualmente utilizada ainda é o petróleo; assim, um país que possui esta riqueza torna-se menos dependente de outras nações.

No Brasil, a produção de petróleo iniciou-se em 1939, com a perfuração do primeiro poço na Bahia, na cidade de Lobato. Em 1953 foi criada a Petróleo Brasileiro S/A (Petrobras S/A), empresa brasileira que promove o desenvolvimento da indústria petrolífera. Criou-se desde então toda a estrutura de exploração, produção, refino e abastecimento que se conhece hoje (PETRÓLEO BRASILEIRO S.A., 2009).

Em 1997 o Brasil ultrapassou a marca de 1 milhão de barris de óleo produzidos por dia, havendo neste mesmo ano ocorrido a desestatização do setor, abrindo o mercado para a iniciativa privada. Em 2003 a Petrobras dobrou a produção de petróleo no Brasil, vindo a garantir a autosuficiência brasileira em Petróleo no ano de 2006. Hoje a empresa está presente em 27 países, é a sétima maior empresa de petróleo do mundo e é considerada a companhia petrolífera mais sustentável do mundo, conforme a pesquisa *Management & Excellence (M&E)* (PETRÓLEO BRASILEIRO S.A., 2009).

A indústria do petróleo é muito complexa e congrega diferentes etapas até que o petróleo seja produzido e manufaturado para consumo. De forma simplificada, ela pode ser dividida em:

- a) Exploração e Produção, que é composta pelas áreas de exploração, estudo de reservatórios, perfuração, completação, elevação e escoamento, e produção. A etapa de produção faz o tratamento inicial do petróleo, separando os fluidos produzidos, conhecida usualmente como Processamento Primário do Petróleo;
- b) Refino e Abastecimento, que é responsável pelo processamento do petróleo, separando-os em derivados, e pelo abastecimento do mercado;

Existe uma diversidade de outras áreas que dão suporte ou utilizam os fluidos produzidos e processados para outras aplicações. A integração de todas estas áreas só se tornou possível hoje em dia devido às ferramentas computacionais existentes.

O desenvolvimento da indústria de processadores digitais tem levado a um aumento na velocidade dos núcleos de processamento. O que era armazenado e calculado em supercomputadores há poucos anos atrás, hoje pode ser realizado em computadores pessoais e portáteis com muita facilidade. Os primeiros computadores portáteis da década de 80 possuíam memória de 2 a 4 KB e velocidade de processamento da ordem de milissegundos. Na década de 90, os computadores já apresentavam 16 MB de memória e processadores com velocidades da ordem de 50 MHz. Hoje, simples computadores pessoais podem possuir sistemas multiprocessados com velocidade da ordem de 9,6 GHz e memória de 4 GB. Além disso, a capacidade de armazenamento de computadores pessoais pode chegar hoje a alguns terabytes, algo indisponível há alguns anos atrás.



O aumento da capacidade de cálculo e armazenamento de dados está quebrando diversos paradigmas. Sistemas Digitais de Controle Distribuído (SDCD) ou Sistemas Supervisórios de Controle e Aquisição de Dados (SCADA- *Supervisory Control And Data Acquisition*) têm permitido o monitoramento e o controle de processos da indústria química à distância. Por isso, a estimação de variáveis não medidas e a realização de otimizações em linha e em tempo real, antes impossíveis de serem realizadas, hoje estão começando a ser utilizadas no dia-a-dia das indústrias.

O grande volume de dados acumulados tem tornado possível a validação de modelos, a utilização de técnicas de reconciliação de dados e a estimação de parâmetros de modelos fenomenológicos, permitindo a obtenção informações do processo que normalmente só podem ser obtidas em laboratório. Por isso, melhores *set points* e parâmetros de controle podem ser especificados, levando à maximização da produção.

Mesmo com todo este desenvolvimento, que é acompanhado por outras empresas de renome internacional como Shell, British Petroleum, Stat Oil, Chevron, etc., ainda é tímida a utilização de ferramentas de reconciliação nos processos usualmente encontrados no processamento primário de petróleo. Esses processos apresentam peculiaridades interessantes, como: natureza inerentemente dinâmica, desconhecimento da carga a ser processada, e inevitáveis variações das condições de operação decorrente dos reservatórios e das linhas de escoamento do petróleo.

O enfoque principal deste trabalho é implementar um sistema de reconciliação de dados na etapa de produção do petróleo. De forma mais específica pretende-se estudar sistemas localizados em unidades marítimas de produção, responsáveis pelo processamento primário do petróleo.

Ao longo da vida produtiva de um campo de petróleo, geralmente ocorre a produção simultânea de gás, óleo, água, sólidos e de outras impurezas. A Figura (1) descreve o que normalmente é produzido conjuntamente com o petróleo.

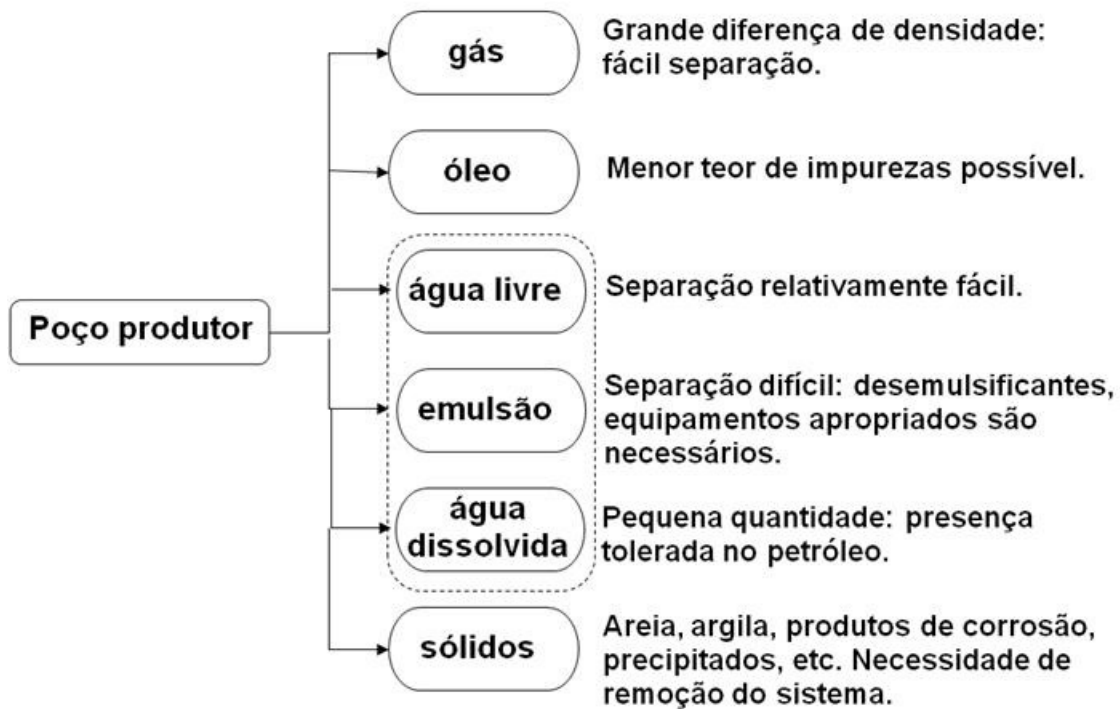


Figura 1. Fluidos e sólidos produzidos conjuntamente com o petróleo

Como o interesse econômico é voltado principalmente para a produção de hidrocarbonetos (óleo e gás), há necessidade de dotar os campos (marítimos ou terrestres) de facilidades de produção. Estas instalações são destinadas ao processamento primário dos fluidos, antes do envio às refinarias e unidades de processamento de gás natural; ou seja, é necessário realizar a separação gás/óleo/água/sólidos na instalação de produção.

O processamento primário da produção tem como finalidade:

- Promover a separação óleo/gás/água/sólidos;

- Tratar ou condicionar os hidrocarbonetos, para que possam ser transferidos para as refinarias ou Unidades de Processamento de Gás Natural ou serem utilizados na própria unidade, se necessário;
- Tratar a água produzida, para que seja dado um destino ambientalmente aceitável.

Para que o tratamento seja possível, diversas operações e equipamentos são necessários. A Figura (2) descreve os principais módulos necessários para a produção de petróleo.

Cada módulo possui uma função específica, de forma a garantir a qualidade dos fluidos produzidos. A função de cada módulo é apresentada abaixo:

- a) Separação: separação gás-líquido e a separação da água livre ou desemulsionada presente no petróleo. É constituído de separadores bi ou trifásico;
- b) Tratamento de óleo: quebra da emulsão água-óleo e sua separação. É constituído de tratadores eletrostáticos;
- c) Recuperação de Vapor: garantir que a Pressão de Vapor Reid (PVR) do óleo esteja abaixo de 10 psia através da separação gás-líquido atmosférica em separadores bifásicos. O gás separado é comprimido e enviado para o sistema de compressão principal. Este sistema é constituído de separadores, resfriadores e compressor *booster*;
- d) Depuração e filtração: retirar o líquido que possa ter sido arrastado pelo gás e separar o líquido condensado no resfriamento. Constituído de separadores e resfriadores;
- e) Dessulfurização ou adoçamento: retirada do CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S produzidos, para especificar o gás para exportação. Tipicamente é realizada uma absorção

em MEA (metil-etil amina), DEA (di-etil amina) ou MDEA (metil-dietil amina);

- f) Compressão: comprimir o gás, para que este possa ser exportado. Constituído de separadores bifásicos (depuradores), resfriadores e compressores;
- g) Gás combustível: Tratamento do gás produzido, para adequação e posterior uso em turbogeradores para geração de energia. Constituído de permutadores de calor e separadores bifásicos;
- h) Desidratação: desidratar o gás produzido, de forma a prevenir a formação de hidratos. Tipicamente é realizado uma absorção com TEG (Trietileno Glicol);
- i) Tratamento de água produzida: tratamento da água, para especificação para descarte ou reinjeção. É tipicamente constituído de hidrociclones e flutuadores.

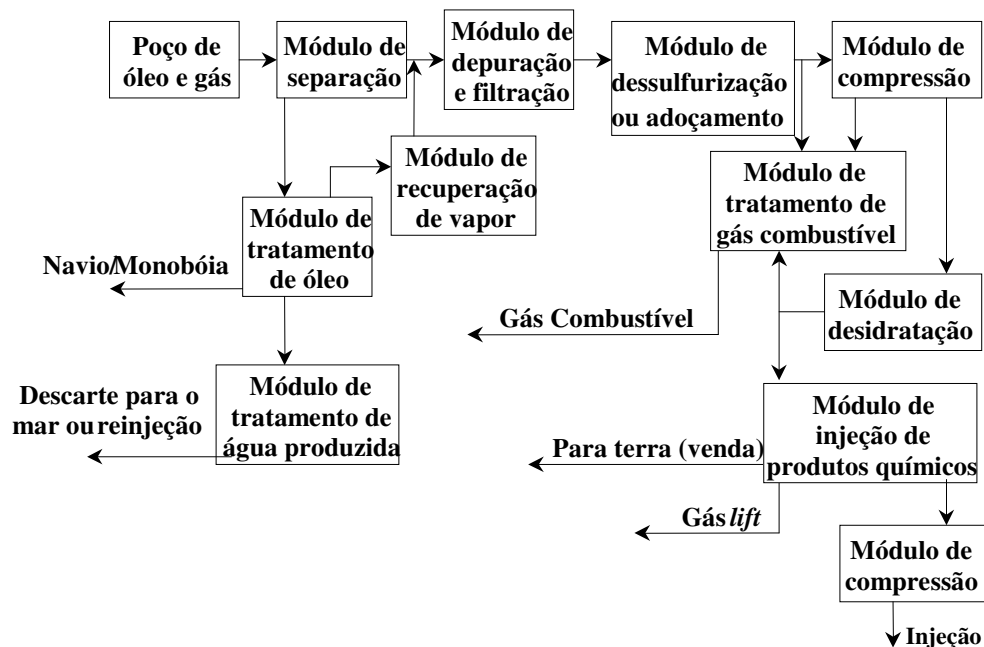


Figura 2. Principais módulos operacionais existentes em uma plataforma produtora de petróleo.

## 2. Motivação

O uso de modelos para representar os processos tornou-se indispensável durante todas as fases de um empreendimento. Modelos são utilizados em todas as etapas do desenvolvimento dos projetos, como no projeto conceitual, básico, de detalhamento, construção e montagem, e na operação propriamente dita. Hoje, existem diversos *softwares* comerciais de simulação que são usados pela indústria para a realização de diversas avaliações (BHUTANI et al., 2007). Modelos de processo podem ser usados para implementação de procedimentos de reconciliação de dados, para validação das variáveis medidas frente às previsões dos modelos, permitindo a obtenção de valores mais confiáveis para as medições realizadas no processo, de estimativas para variáveis que somente podem ser medidas em laboratório e de melhores *set points* para os controladores.

Esses procedimentos utilizam diversas técnicas numéricas para minimização de uma função objetivo, que compara os valores medidos com aqueles valores calculados com o auxílio dos modelos.

Existem trabalhos que utilizam modelos estacionários para avaliar a estabilidade de um processo, enquanto outros utilizam modelos dinâmicos para avaliar estados transientes do processo; no entanto, os modelos dinâmicos utilizados para reconciliação de dados são quase sempre simplificados. Esta simplificação se deve principalmente à baixa qualidade ou a pequena quantidade de informação disponível para alimentar modelos mais complexos. Deve-se também levar em conta o grande número de vezes que o modelo tem que ser resolvido, para que se conclua o processo de reconciliação de dados. Além disso, muitos trabalhos de reconciliação de dados disponíveis na literatura

utilizam simuladores específicos, desenvolvidos exclusivamente para representar um determinado processo, como demonstrado na revisão bibliográfica.

Com o desenvolvimento dos simuladores modulares comerciais, tornaram-se disponíveis modelos bastante complexos, alimentados por robustos bancos de dados de propriedades, com disponibilidade de milhares de componentes e de métodos para estimar propriedades físicas, incluindo pacotes com reações químicas. Estes *softwares* comumente possuem interfaces do tipo Microsoft COM, com estrutura orientada a objetos, o que permite o acesso a estes aplicativos a partir de uma fonte externa (BHUTANI et al., 2007).

A motivação principal deste trabalho é propor a utilização de simuladores comerciais como modelo fenomenológico para o processo de reconciliação de dados, proporcionando um acesso mais fácil às ferramentas de reconciliação e permitindo o desenvolvimento de alternativas que tornem possível uma análise do processo com menor tempo de desenvolvimento. Na indústria do petróleo, o desenvolvimento deste tipo de ferramenta poderá viabilizar a avaliação e o conhecimento de variáveis que não podem ser medidas em campo e nem em laboratórios *offshore*, permitindo a avaliação das correntes produzidas. Diferentemente de maioria das indústrias químicas, a carga de uma unidade produtora de petróleo não é conhecida e depende das condições de reservatório. Além disso, diversos parâmetros construtivos se alteram ao longo da vida útil dos equipamentos, com o auxílio das ferramentas de reconciliação, esses parâmetros podem ser estimados a qualquer tempo, permitindo aumento da eficiência operacional. A disponibilidade de grandes massas de dados em plantas em operação também é um ponto forte de motivação desse trabalho, pois permite demonstrar que técnicas de

reconciliação de dados, ainda não disponíveis comercialmente, mas disponíveis no meio acadêmico, podem encontrar muitas aplicações na indústria.

### **3. Apresentação**

Esta dissertação está constituída por seis Capítulos, incluindo esta introdução. No Capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica que procura apresentar os conceitos básicos e definir o problema de reconciliação de dados e pontos importantes que podem afetar este procedimento. No Capítulo III é apresentada a base teórica utilizada pelo simulador Aspen Hysys, com ênfase nos modelos termodinâmicos disponíveis, na resolução do problema dinâmico e a interface que permite o acesso externo a este aplicativo. O Capítulo IV desenvolve a estruturação de todo o procedimento proposto nesta dissertação, com destaque a estrutura computacional desenvolvida e os fluidos utilizados. No Capítulo IV são apresentados três exemplos em que é executado o procedimento de reconciliação de dados utilizando como modelo fenomenológico simulações construídas no aplicativo Aspen Hysys. Nos dois primeiros exemplos são utilizados dados simulados e o último exemplo utiliza dados reais de uma planta de tratamento de gás combustível, com objetivo de avaliar o ponto de orvalho de hidrocarbonetos no gás tratado antes do envio para turbinas.

# Capítulo II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

---

## 1. Objetivo

A revisão bibliográfica apresentada a seguir visa principalmente descrever as diversas técnicas utilizadas para reconciliação de dados em aplicações reais. A apresentação está focada em sistemas dinâmicos, utilizando dados oriundos de plantas em operação. Esta revisão apresenta os trabalhos considerados mais importantes uma vez que uma extensa revisão bibliográfica se encontra disponível em PRATA *et al.*(2009).

## 2. Fundamentos

Uma planta de processos químicos é um sistema extremamente complexo. Em qualquer área em que a produção seja contínua, por mais simples que seja o processo, existirão muitas variáveis e correntes que afetam a produção. No entanto, normalmente não é possível acompanhar todas as variáveis do processo; às vezes, nem mesmo é desejável monitorar muitas variáveis, pois o maior número de equipamentos de medição aumenta o CAPEX (sigla inglesa para Custos de Capital) para desenvolvimento do projeto e o OPEX (sigla inglesa para Custos de Operacionais) associado com a manutenção dos equipamentos.

Durante a fase de projeto são avaliados que sistemas devem ser monitorados, identificadas que variáveis devem ser medidas. A escolha destas variáveis pode levar a processos mais ou menos eficientes, permitindo ou não a utilização na planta de técnicas de otimização, controle e reconciliação de dados. Mesmo com a implantação de sistemas otimizados de medição, nunca estarão disponíveis todas as variáveis do



processo. Sendo assim, a utilização de modelos que representem o processo de forma fidedigna podem auxiliar na estimação de variáveis que não são medidas.

Para a modelagem de uma planta, são necessárias informações de todo o processo, que nem sempre estão disponíveis, VACLAVEK (1969) propôs originalmente que a análise das variáveis e das equações que compõe o modelo do processo, torna possível a classificação das variáveis e a eliminação das variáveis não medidas. Assim, obtêm-se um subconjunto de equações que contem somente as variáveis medidas no sistema. Depois de feita a classificação de variáveis, admitindo-se que este subconjunto de variáveis e equações pode ser obtido, diz-se que o sistema é reconciliável.

Além do problema da quantidade de variáveis medidas, existe ainda o problema da qualidade da medição. Os sistemas de medição possuem precisão limitada, de forma que valores medidos embutem erros de medição. As fontes de erro são as mais diversas, podendo ser causadas pela qualidade do próprio instrumento, pela falta de manutenção, por oscilações da tensão de alimentação, pelo estado de conservação e vida útil do equipamento (LIEBMAN, EDGAR e LASDON, 1992).

Se os erros forem grandes, eles podem inviabilizar a aplicação de modelos e de técnicas de reconciliação de dados. Por isso, REILLY e CARPANI (1963) propuseram originalmente a importância da detecção e a caracterização destes erros durante o processo de reconciliação de dados. Estes erros podem ser usualmente classificados como erros grosseiros ou erros aleatórios. Os erros grosseiros são aqueles resultantes de mau funcionamento do medidor, da falta de calibração, da corrosão ou da incrustação nos sensores. Como o nome sugere causam grandes variações entre o valor medido e o valor real. Segundo CHEN *et al.* (1998), estes erros ainda podem ser adicionalmente classificados como desvios sistemáticos (*bias*) ou valores espúrios (*outliers*). Os primeiros são usualmente associados ao mau funcionamento persistente dos sistemas de

medição, enquanto os erros espúrios são eventuais e devidos a inconsistências ocasionais das medidas. Os erros aleatórios, por sua vez, são resultantes das mais diversas fontes de perturbação relacionadas a fatores incontrolláveis como oscilações de tensão e mudanças ambientais. Algum nível de flutuação dos dados é inevitável. Boas medidas apresentam erros aleatórios com pequena variância e são isentos de erros grosseiros. Admitindo-se que já foi desenvolvido um modelo que represente o processo de forma fidedigna, verifica-se que a resposta do modelo nunca é exatamente igual ao valor medido por causa dos erros. Como os valores medidos são incertos, os valores que alimentam o modelo não são necessariamente os valores reais. Mesmo que se considere que o modelo represente bem o processo, ainda assim ele responderá de forma diferente da realidade medida.

Uma técnica matemática que permita minimizar as diferenças observadas entre predições do modelo e medidas disponíveis pode prover um conjunto de estimativas mais acuradas das variáveis de processo, uma vez que o modelo quase sempre satisfaz as restrições fundamentais de operação (como os balanços de massa e energia). Segundo LIEBMAN *et al.*, (1992), a reconciliação de dados pode ser definida como a estimação das variáveis de processo medidas, de forma a reduzir os erros de medição através do uso de redundâncias temporais espaciais ou funcionais, conforme representado na Figura (3). Matematicamente, a reconciliação de dados pode ser definida como a solução que a minimiza uma função objetivo, que compara as variáveis medidas com as variáveis calculadas através de um modelo. Assim, torna-se possível obter estimativas para as variáveis medidas consistentes com as restrições do processo. Obviamente, se um modelo não for capaz de representar um processo de forma fidedigna, a reconciliação será de pouco valor prático.

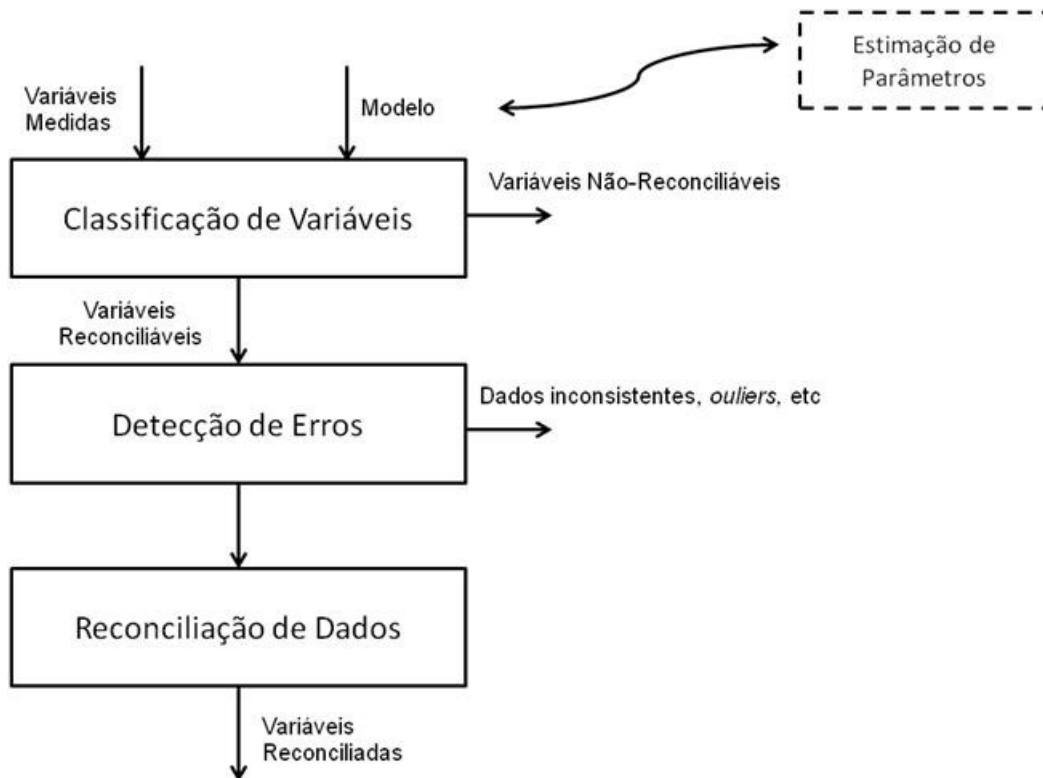


Figura 3. Estrutura básica para o processamento de dados de processo (adaptado de LIEBMAN *et al.*, (1992))

## 2.1. Classificação de Variáveis

A classificação de variáveis é útil não somente para o processo de reconciliação de dados, mas principalmente para determinar a quantidade e a localização que deve ser prevista para a instrumentação de um processo. Uma vez definido o fluxograma do processo, pode-se determinar qual é a mínima instrumentação necessária para que o processo possa ser acompanhado de forma segura e econômica. Para isso, deve-se elencar todas as variáveis existentes no processo (vazão, composição, pressão, temperatura, posição de um atuador, etc.) e dividi-las em duas classes de variáveis:

- a) Variáveis Medidas
- b) Variáveis Não-Medidas

As variáveis medidas podem ser classificadas como redundantes ou não redundantes (ROMAGNOLI e SÁNCHEZ, 2000). São chamadas de redundantes as

variáveis pertencentes ao subconjunto X que podem ser calculadas através do modelo com auxílio das demais variáveis medidas. São chamadas de não-redundantes as variáveis que não podem ser calculadas através do modelo e com auxílio das variáveis medidas; ou seja, estas variáveis são somente medidas e não podem ser calculadas de forma independente com as demais variáveis de processo.

As variáveis não-medidas por sua vez, podem ser classificadas em determináveis e indetermináveis (ROMAGNOLI e SÁNCHEZ, 2000). As variáveis não-medidas são chamadas determináveis se puderem ser obtidas através do modelo e das medições disponíveis. As variáveis não-medidas são chamadas de indetermináveis não puderem ser obtidas através do modelo e das medições disponíveis.

Ao longo do tempo, diversos autores propuseram técnicas para classificação de variáveis. Conforme já citado, VACLAVEK (1969) foi o pioneiro, apresentando uma técnica para classificação baseada em grafos. A técnica dos grafos pode ser aplicada de forma muito simples em sistemas pequenos; contudo quando se deseja classificar sistemas industriais complexos, torna-se muito difícil sua realização através de grafos. Por isso foi proposta uma análise matricial das variáveis, dividindo o problema de reconciliação em dois. Primeiramente, removem-se do modelo as variáveis não-medidas, através da multiplicação das restrições do processo por uma matriz de projeção. Em seguida executa-se a reconciliação. Esta metodologia foi proposta originalmente para sistemas lineares (CROWE, GARCIA e HRYMAL, 1983) e foi posteriormente estendida para sistemas não lineares (CROWE, 1986).

Além destes, diversos trabalhos de classificação de variáveis já foram apresentados na literatura. Por exemplo, SANCHEZ e ROMAGNOLI (1996) propuseram uma metodologia em que é feita a transformação ortogonal da matriz de

projeção, simplificando o problema apresentado por CROWE *et al.* (1983) para sistemas lineares e bilineares. ALBUQUERQUE e BIEGLER (1996) propuseram um esquema de classificação de variáveis para sistemas dinâmicos não-lineares.

## **2.2.Deteccção de Erros Grosseiros**

O processo de reconciliação de dados quase sempre considera que os dados estão contaminados apenas por erros aleatórios, usualmente descritos por uma distribuição gaussiana com pequenos desvios em relação a uma média (NARASIMHAN e MAH, 1987). Ocorre que muitas vezes isto não é verdade, sendo necessário avaliar se os dados estão contaminados por erros grosseiros.

Os primeiros trabalhos relacionados à técnica de reconciliação de dados detectaram a importância dos erros grosseiros no processo de reconciliação. Como esses erros não seguem a estatística natural do processo, acabam por invalidar o esquema de reconciliação. Por isso, REILLY e CARPANI (1963) propuseram originalmente uma forma de testar os dados antes do processo de reconciliação, utilizando a distribuição chi-quadrado. Este método foi chamado de Teste Global e consiste em verificar se a função objetivo quadrática apresenta valores compatíveis, dentro de um determinado nível de confiança com a função chi-quadrado. Por isso, o teste só é válido se os erros aleatórios são conhecidos e gaussianos.

Após a proposta de REILLY e CARPANI (1963), outros trabalhos também propuseram técnicas para deteccção de erros grosseiros, RIPPS (1965) avaliou a eficiência da técnica de chi-quadrado para a remoção de erros grosseiros, propondo que os pontos disparem fossem removidos um a um até que a distribuição obtida fosse compatível com a distribuição chi-quadrado. MAH *et al.* (1976) propuseram a

metodologia do teste nodal, utilizando uma função de restrição para detectar erros grosseiros estendendo a técnica proposta por NOGITA (1972), que considerava não haver covariância entre as medidas.

Mais de uma década depois, foi proposto o teste de razão de verossimilhança generalizada (GLR - *generalized likelihood ratio*) (NARASIMHAN e MAH, 1987), em que se alimenta inicialmente o modelo de referência com dados contendo erros grosseiros, testando-se posteriormente a hipótese do valor medido estar contaminado por erros grosseiros através da análise dos resíduos observados entre as previsões do modelo e os dados medidos. Retiram-se os erros grosseiros um a um até que não haja mais erros grosseiros que afetem a reconciliação de dados.

A técnica de estimação não polarizada - UBET (*Unbiased Estimation Technique*) foi proposta por ROLLINS e DAVIS (1992). Um teste estatístico global é usado para detectar a quantidade e a localização dos erros grosseiros. A detecção é feita por tentativa e erro, usando o teste F e o teste de Bonferoni. Este método está restrito a dados que apresentem uma distribuição gaussiana, em estado estacionário sujeito a restrições lineares.

### **2.3.Reconciliação de Dados**

Os primeiros trabalhos publicados na literatura de engenharia química sobre reconciliação de dados datam de menos de 50 anos atrás. KUEHN e DAVIDSON (1961) foram os primeiros a publicar uma análise de reconciliação de dados, que busca a minimização de uma função objetivo do tipo mínimos quadrados ponderados sujeita a restrições lineares. A formulação pode ser visualizada nas Equações (1) e (2).

$$\text{Min } \Phi = (x^m - x^c)^T \cdot V^{-1} \cdot (x^m - x^c) \quad (1)$$

Sujeito as seguintes restrições:

$$Ax^c = 0 \quad (2)$$

onde  $\Phi$  é função objetivo,  $x^m$  é o vetor de variáveis medidas,  $x^c$  é o vetor de variáveis calculadas,  $V$  é a matriz de covariância dos erros de medida e  $A$  é a matriz correspondente às restrições lineares (modelo) em regime estacionário.

Considerando que todas as variáveis são medidas, KUEHN e DAVIDSON (1961) propuseram a resolução deste problema através da técnica de multiplicadores de Lagrange. A aplicabilidade da proposta de KUEHN e DAVIDSON (1961) está restrita a sistemas algébricos com restrições lineares. Ocorre que, na indústria química, a construção do modelo do processo pode requerer, além dos balanços de massa, a inclusão do balanço de energia, de equações de estado, de relações de equilíbrio, de equações constitutivas que representam propriedades físico-químicas, etc., que dão caráter não linear ao problema. A formulação para sistemas não lineares, em estado estacionário e com todas as variáveis medidas, pode ser visualizada nas Equações (3), (4) e (5).

$$\text{Min } \Phi = (x^m - x^c)^T V^{-1} (x^m - x^c) \quad (3)$$

sujeita às seguintes restrições:

$$\zeta(x^c) = 0 \quad (4)$$

$$\varphi(x^c) \leq 0 \quad (5)$$

onde  $\zeta$  é o vetor que contém as restrições algébricas lineares e não lineares do sistema e  $\varphi$  é o vetor que contém as inequações que também restringem o sistema.

A formulação apresentada acima pode ser ampliada para representar sistemas mais complexos, considerando a dinâmica do sistema, admitindo explicitamente que nem todas as variáveis podem ser medidas permitindo que parâmetros desconhecidos sejam estimados e considerando os erros de medida. Nesse caso, chega-se à formulação descrita nas Equações (6) a (9).

$$\text{Min } \Phi = \Phi[x^m(t), x^c(t, \theta), \sigma] \quad (6)$$

sujeito as seguintes restrições:

$$\zeta[x^c(t, \theta)] = 0 \quad (7)$$

$$\varphi(x^c(t, \theta)) \leq 0 \quad (8)$$

$$f \left[ \frac{d}{dt}(x^c(t, \theta)), x^c(t, \theta) \right] = 0 \quad (9)$$

onde  $\zeta$  é o vetor que contém as restrições algébricas lineares e não lineares do sistema,  $\varphi$  é vetor que contém as inequações que restringem o sistema,  $f$  é o vetor que contém as restrições diferenciais do sistema,  $\theta$  é o vetor de parâmetros estimados do modelo e  $\sigma$  é uma atriz de variâncias dos erros de medida.

Uma planta de ácido sulfúrico foi utilizada por HLAVÁCEK (1977) como exemplo para estudar a reconciliação de dados em estado estacionário e dinâmico. Foi feita uma revisão das técnicas de reconciliação de dados e foram apresentadas cinco possibilidades para a resolução do problema com restrições não-lineares:

- a) Substituição algébrica direta das variáveis das restrições na função objetivo (não é possível aplicar a grandes sistemas não lineares);
- b) Minimização da função objetivo através de multiplicadores de Lagrange, (provoca aumento considerável da dimensão do problema de otimização em problemas reais);
- c) Solução direta através de programação não-linear (é a mais utilizada hoje em dia);
- d) Minimização por programação linear (de uso muito restrito em problemas reais);
- e) Critério *Minimax* de Chebyshev (de uso restrito a uma pequena classe de problemas).



A programação não linear parece ser a estratégia mais condizente com o uso de grandes conjuntos de dados e de modelos fenomenológicos, porque permite a resolução do problema mesmo que ele possua restrições não lineares, restrições de desigualdade e limites para as variáveis. As três técnicas mais conhecidas de programação não linear são:

- a) Programação Sequencial Quadrática (SQP – Sequential Quadratic Programming): envolve a resolução de uma sequência de problemas quadráticos aproximados de forma iterativa. Neste tipo de procedimento, as restrições não lineares são linearizadas iterativamente por expansão em série de Taylor (ROMAGNOLI e SÁNCHEZ, 2000);
- b) Método do Gradiente Reduzido: é baseado na resolução iterativa de uma sequência de subproblemas de otimização, para números reduzidos de variáveis (ROMAGNOLI e SÁNCHEZ, 2000);
- c) Métodos Estocásticos: é feita uma busca extensiva por tentativas, com candidatos a ótimo gerados com o auxílio de técnicas estocásticas (SCHWAAB *et al.*, 2008).

A principal desvantagem das técnicas de programação não linear é o maior tempo computacional demandado. Apesar disso, a técnica permite que se trabalhe com toda gama de problemas, utilizando funções objetivo não quadráticas, restrições não lineares, limites para as variáveis e restrições de desigualdade.

Nos casos em que o processo está em estado estacionário, não existe dependência temporal, e o próximo ponto na sequência de dados não depende do anterior. Nos casos em que os distúrbios existentes introduzam uma dinâmica no sistema, é necessário que a função objetivo e as restrições também apresentem uma dependência temporal.

Em um processo dinâmico as variáveis do processo mudam com o tempo, de forma que as medições são também funções do tempo, mesmo, quando não são considerados os erros de medida. Para a solução de problemas de reconciliação de dados dinâmica com restrições lineares, uma das primeiras soluções propostas foi a utilização do Filtro de Kalman (KALMAN, 1960). O filtro de Kalman é obtido como um estimador aproximado, que pode atualizar dados de forma iterativa. Para sistemas não lineares foi desenvolvido o Filtro de Kalman Estendido (SIROHI e CHOI, 1996), porém a fragilidade dos diferentes filtros de Kalman foi apontada por LIEBMAN *et al.* (1992) quando existem não linearidades em processos dinâmicos. Por isso, apesar de apresentarem vantagens sob o ponto de vista de tempo computacional o uso de filtro de Kalman em problemas de reconciliação é controverso.

Outra técnica comum para resolução de problemas dinâmicos de reconciliação é a utilização de redes neurais. Essas técnicas possuem a vantagem de não utilizarem modelos fenomenológicos e, portanto, não requerem que um modelo complexo seja resolvido a cada interação. Contudo, as redes requerem que grandes quantidades de dados sejam usadas, para que o treinamento seja efetivo. Além disso, as redes são sensíveis a alterações operacionais e possuem baixa capacidade de extrapolação (NARASIMHAN e JORDACHE, 2000).

Dado o contínuo desenvolvimento computacional, cada vez mais vem se tornando viável a utilização de técnicas não lineares de reconciliação de dados em sistemas industriais. No entanto, porém devido às restrições de confidencialidade e ao estado embrionário das aplicações industriais, poucos trabalhos realizados em ambientes industriais são encontrados na literatura. A grande maioria de trabalhos existentes trata de sistemas que operam em estado estacionário e que não utilizam de dados reais. Além

disso, poucos trabalhos relatam aplicações reais de reconciliação de dados em sistemas dinâmicos, podendo-se destacar:

- a) Reconciliação de dados dinâmica utilizando dados de uma planta química da Exxon Mobil, utilizando colocação ortogonal para transformar o sistema de equações diferenciais ordinárias em um sistema de equações algébricas (SODERSTROM *et al.*, 2000). O modelo utilizado e o programa para minimização da função objetivo foram desenvolvidos exclusivamente para a planta em questão, utilizando aplicativos proprietários;
- b) Reconciliação de dados dinâmica em uma planta de polimerização de polipropileno com estimação simultânea de parâmetros. Foi utilizada uma abordagem seqüencial com janelas de amostragem para cada tempo. A minimização da função objetivo utilizou programação quadrática seqüencial com convergência controlada. O modelo foi desenvolvido especificamente para a planta em questão (PRATA, 2005);
- c) Reconciliação de dados em tempo real com estimação de parâmetros para um reator industrial de polipropileno utilizando um modelo dinâmico simplificado do processo baseado nos balanços de massa e energia. O problema de reconciliação dinâmica não linear foi resolvido através de programação quadrática seqüencial (PRATA, PINTO e LIMA, 2006);
- d) Reconciliação de dados para otimização em tempo real de um forno de purificação de coque em planta piloto, utilizando programação quadrática seqüencial para minimização da função objetivo. Um estimador robusto foi usado para minimização do efeito de erros grosseiros. Um modelo

dinâmico foi desenvolvido especificamente para o processo (FABER *et al.*, 2006);

- e) Reconciliação de dados em tempo real para monitoração e detecção de falhas de transporte e armazenamento de petróleo. Foi utilizada uma abordagem seqüencial com janelas de amostragem para cada tempo. A minimização da função objetivo utilizou programação quadrática seqüencial com convergência controlada. O modelo em FORTRAN foi desenvolvido especificamente para a planta em questão (FELDMAN, 2007);
- f) Estimação de parâmetros de parâmetros não-linear utilizando métodos de otimização heurísticos, neste caso foi aplicada um método de otimização por enxame de partículas para estimar parâmetros de sistemas combinado com o método de região de confiança de máxima verossimilhança. Foram utilizados três casos como exemplo. O primeiro caso com um modelo linear. O segundo caso supondo uma reação química com cinética de primeira ordem. O terceiro caso consiste de uma reação de polimerização com cinética não-linear (SCHWAAB *et al.*, 2008);
- g) Reconciliação dinâmica não-linear utilizando estimadores robustos. Foi realizada uma comparação entre funções robustas de probabilidades para detecção de erros grosseiros. Foi utilizado um modelo não-linear de reator CSTR. Foi reportado o problema da presença de *bias* constantes para todos os estimadores (PRATA, PINTO e LIMA, 2008).

Não foram encontrados na literatura trabalhos de reconciliação de dados dinâmica focados ao processamento primário de petróleo.

Não foram encontrados trabalhos de reconciliação dinâmica utilizando simuladores comerciais. CHUAPRASERT *et al.* (1999) utilizou o simulador Aspenplus para reconciliação de dados em de uma planta piloto de um evaporador de filme fino agitado, para concentrar xarope de açúcar. A otimização foi realizada utilizando programação seqüencial quadrática disponível no Aspenplus, com modelo estacionário.

Além disso, em todos os trabalhos citados de reconciliação dinâmica não-linear, o modelo é executado em malha aberta, ou seja, não são implantadas as malhas de controle existentes no processo.

Diversos aplicativos declaram ter a capacidade de resolver problemas de reconciliação de dados em sistemas industriais. Dentre eles podem ser citados SIGMAGFINE, ASPEN ADVISOR, DATACON, ASPENPLUS, HYSYS, UNISYM e PROII. Entretanto, estes pacotes resolvem problemas de reconciliação de dados utilizando modelos estacionários simplificados do processo (NARASIMHAN e JORDACHE, 2000). Aparentemente, nenhum dos pacotes comerciais disponíveis permite reconciliar dados de modelos dinâmicos não lineares do processo e estimar parâmetros. Portanto parece ser extremamente relevante a montagem de uma infraestrutura de simulação que permita executar essa tarefa e simultaneamente explorar os recursos de simulação que os pacotes comerciais oferecem.

Assim, esta dissertação dá continuidade aos trabalhos já desenvolvidos no Programa de Engenharia Química da COPPE-UFRJ, utilizando como base os trabalhos já desenvolvidos no programa, porém com uma nova proposta. Reconciliação dinâmica não-linear, utilizando programação seqüencial para resolver o problema de reconciliação de dados e utilizando simuladores comerciais para representar o processo. Além disso, a proposta considera um modelo dinâmico em malha fechada, ou seja, incluindo também as malhas de controle existentes.

## Capítulo III - SIMULADOR HYSYS

---

O simulador de processo AspenTech Hysys 2004.2 (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005d) é um simulador comercial de uso generalizado na indústria. O simulador possui dois modos de operação: estático e dinâmico. No modo estático, um algoritmo não sequencial resolve todos os balanços necessários simultaneamente em uma estrutura modular; ou seja, as soluções podem ser obtidas de múltiplas direções. Por exemplo, pode-se obter uma entrada a partir de uma saída. No modo dinâmico as equações de balanço não são resolvidas simultaneamente, conforme discutido adiante. Diferentemente do modo estático, a informação dinâmica não é processada imediatamente após ser alimentada: o simulador precisa executar um determinado intervalo de tempo para que as condições das correntes de saída sejam calculadas.

O Hysys possui um projeto orientado a objetos, de modo que os dados podem ser lidos de diversas formas, seja na forma gráfica ou na forma de planilhas. Além disso, o Hysys possui uma arquitetura de programação avançada, utilizando a tecnologia OLE (Object Linking and Embedding), que permite a conexão e controle do aplicativo através de outros aplicativos.

O simulador disponibiliza uma enorme diversidade de operações unitárias, pacotes termodinâmicos, componentes químicos e suas propriedades, permitindo o dimensionamento de equipamentos, estruturação da malha de controle, construção de diagramas de causa-efeito e disponibilizando até mesmo ferramentas de reconciliação de dados. Contudo, como já discutido anteriormente, estas ferramentas se aplicam somente a modelos estacionários.

## 1. Termodinâmica e Propriedades

O software Hysys disponibiliza uma diversidade de pacotes para cálculo de propriedades, proporcionando uma boa precisão para determinação de propriedades termodinâmicas, físicas e de transporte. Sua base de dados possui mais de 1500 componentes, com mais de 1600 pares de coeficientes binários. O pacote computacional também disponibiliza um aplicativo para estimação de propriedades através de componentes hipotéticos. Sua base de dados inclui uma diversidade de hidrocarbonetos, não hidrocarbonetos, compostos da indústria petroquímica e química, permitindo ainda que fontes externas sejam adicionadas e forneçam previsões melhoradas. Além disso, propriedades específicas podem também se alimentadas pelos usuários.

O aplicativo inclui um gerenciador para definição dos compostos, pacotes termodinâmicos, compostos hipotéticos, etc. Cada lista de componentes possui um pacote termodinâmico que alimenta a simulação. Uma vez alterada uma propriedade no gerenciador, toda simulação automaticamente é recalculada com o novo pacote de dados.

O pacote termodinâmico apresenta uma diversidade de equações de estado, como apresentado abaixo. Cada uma delas é recomendada para aplicações específicas (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c):

- a) GCEOS: Permite a definição pelo usuário de uma equação de estado cúbica, incluindo regras de mistura e translação de volume;
- b) Kabadi Daner: o modelo é uma modificação da equação de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK), aprimorado para melhorar os cálculos de equilíbrio líquido-líquido-vapor (ELLV), de sistemas compostos por hidrocarbonetos e água.

- c) Lee-Kesler Plocker: o modelo é indicado para misturas e substâncias não polares;
- d) Peng-Robinson (PR): o modelo é indicado para descrever equilíbrio líquido-vapor (ELV) e para o cálculo de densidade de hidrocarbonetos. O modelo possui aprimoramentos em relação à equação de estado de PR original, tendo sido estendido para sistemas não ideais.
- e) PRSV: modificação da equação de PR, para estender sua aplicação para sistemas moderadamente não ideais.
- f) SRK: apresenta desempenho similar a PR, porém sua faixa de aplicação é mais limitada.
- g) Sour PR: Combina a equação de estado de PR com o modelo de Wilson *API-Sour* para aplicação em águas ácidas.
- h) Sour SRK: Combina a equação de estado de SRK com o modelo de Wilson *API-Sour*, para aplicação em águas ácidas.
- i) Zudkevitch Joffe: modificação da equação de estado de Redlich Kwong. A equação foi aprimorada para melhorar os resultados de equilíbrio líquido-vapor em sistemas com hidrocarbonetos e hidrogênio.
- j) BWRS: modelo aplicado para sistemas de compressão. É utilizado para descrever gases e permitir a avaliação termodinâmica durante a compressão.

O aplicativo possui também diversos pacotes de propriedades para modelos de atividade (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c):

- a) Chien Null: Permite a seleção de pacotes de atividade individuais para cada par binário.



- b) Margules: primeira representação da energia livre de excesso de Gibbs, é útil para rápidas estimativas e interpolação de dados.
- c) NRTL: extensão da equação de Wilson. Usa mecânica estatística e a teoria da célula líquida para representar a estrutura do líquido, sendo capaz de representar o comportamento do ELV, ELL e ELLV.
- d) General NRTL: variação do modelo NRTL que permite a seleção do formato das equações para as equações dos parâmetros  $\tau$  e  $\alpha$ . Apresenta aplicação similar ao modelo Extended NRTL.
- e) Extended NRTL: Variação do modelo NRTL, que permite ao usuário definir o valor dos parâmetros  $A_{ij}$ ,  $B_{ij}$ ,  $Alp1_{ij}$  e  $Alp2_{ij}$ , usados na definição dos coeficientes de atividade. Aplicado para sistemas com grande diferença dos pontos de ebulição entre os componentes e onde é requerida a solução simultânea do ELV e ELL com grande diferença entre os pontos de ebulição.
- f) UNIQUAC: usa mecânica estatística e aproximação quase-química de Guggenheim para representar a estrutura do líquido, sendo capaz de representar o comportamento do ELV, ELL e ELLV. Apresenta faixa de utilização similar à equação NRTL, mas sem a necessidade de definir um fator não-aleatório.
- g) Van Laar: Bons resultados para ELL, podendo ser usado em sistemas que apresentam desvio positivo ou negativo da lei de Raoult. Não é indicado para sistemas com hidrocarbonetos halogenados e alcoóis.
- h) Wilson: primeira equação de coeficiente de atividade a utilizar o modelo de composição local para derivar a expressão da energia livre de Gibbs de excesso.

Estão disponíveis também os modelos de Chao Seader e de Grayson Streed. Diferentes modelos estão disponíveis para calcular a pressão de vapor de misturas ideais a baixa pressão: Antoine, Braun K10 e Esso tabular.

Para sistemas específicos existem ainda modelos especialistas que melhor os representam:

- a) Amine Pkg: contém os modelos termodinâmicos desenvolvidos por D. B. Robinson & Associates para seu simulador de plantas de amina - AMSIM. É utilizado em plantas de adoçamento de gás, utilizando aminas com agente de absorção.
- b) ASME Steam: Modelo para água, com as tabelas de pressão de vapor ASME 1967 (MEYER *et al.*, 1967) ;
- c) Glycon PPkg: Equação de estado de TST (Twu-Sim-Tassone) para sistemas TrietilenoGlicol (TEG) -Água;
- d) NBS Steam: Modelo para água com as tabelas de pressão de vapor NBS 1984 (HAAR, GALLAGHER e KELL, 1984);
- e) OLI\_Electrolyte: pacote de eletrólitos para sistemas em solução aquosa;

Existem diversas outras subopções para cada um dos modelos, de forma a melhorar o desempenho em casos particulares. Sabendo-se que no processamento primário do petróleo a grande maioria dos sistemas envolve ELV, é recomendável a utilização de equações de estado desenvolvidas para este fim. Duas equações de estado amplamente divulgadas e desenvolvidas para este fim (SMITH, VAN NESS e ABBOTT, 2007) são a equação de SRK (SOAVE, 1972) e a equação de Peng Robinson (PENG e ROBINSON, 1976).

Todos os processos avaliados neste trabalho envolvem relações de ELV e separação de hidrocarbonetos. O simulador Hysys possui uma diversidade de modelos

disponíveis, para aplicações envolvendo separação e ELV em sistemas com hidrocarbonetos. As equações de estado com maior faixa de aplicabilidade neste caso são PR(d) e PRSV(e). Dado haver diferença desprezível entre os resultados apresentados pelos dois modelos, foi escolhida a equação de Peng Robinson como referência para este trabalho, sendo que esta será detalhada a seguir para melhor entendimento.

O modelo de Peng Robinson utilizado pelo Hysys, não corresponde à equação de estado de Peng Robinson original, foram feitas modificações que aumentam sua faixa de aplicabilidade. Por exemplo, alguns parâmetros binários de interação sofreram alteração para melhorar os resultados em sistemas com He, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O, CH<sub>3</sub>OH, MEG, DEG e TEG. Como estes compostos podem aparecer no processamento de petróleo, esta melhoria nos parâmetros leva a resultados mais confiáveis.

Os coeficientes binários estão disponíveis para todas as combinações de hidrocarbonetos. Para as espécies que possuem coeficiente binário não conhecido, é utilizada uma fórmula proprietária baseada no volume crítico das espécies.

Nas Equações (10) a (21) podem visualizadas as equações utilizadas pelo Hysys para representar a equação de estado de Peng Robinson (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c).

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (10)$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (11)$$

onde:

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad (12)$$

$$b_i = 0,077796 \frac{RT c_i}{P_{ci}} \quad (13)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad (14)$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i \quad (15)$$

$$a_{ci} = 0,457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad (16)$$

$$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i(1 - T_{ri}^{0,5}) \quad (17)$$

$$m_i = 0,37464 + 1,54226\varpi_i - 0,26992\varpi_i^2 \text{ se } \varpi_i \leq 0,49 \quad (18)$$

$$m_i = 0,379642 + (1,48503 - (0,164423 - 1,016666\varpi_i)\varpi_i)\varpi_i \text{ se } \varpi_i > 0,49 \quad (19)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (20)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (21)$$

Para o cálculo das variações de entalpia e entropia, o Hysys utiliza as relações termodinâmicas das Equações (22) e (23).

$$\frac{H-H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^V \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV \quad (22)$$

$$\frac{S-S_0^{ID}}{RT} = \ln Z - \ln \frac{P}{P_0} + \int_{\infty}^V \left[ \frac{1}{R} \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - \frac{1}{V} \right] dV \quad (23)$$

Se a equação de estado de Peng Robinson é escolhida, as variações de entalpia e entropia são calculadas com as Equações (24) e (25).

$$\frac{H-H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{2^{1,5}bRT} \left[ a - T \frac{da}{dt} \right] \ln \left( \frac{V+(2^{0,5}+1)b}{V+(2^{0,5}-1)b} \right) \quad (24)$$

$$\frac{S-S_0^{ID}}{RT} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P_0} - \frac{A}{2^{1,5}bRT} \left[ \frac{T da}{a dt} \right] \ln \left( \frac{V+(2^{0,5}+1)b}{V+(2^{0,5}-1)b} \right) \quad (25)$$

Onde  $H^{ID}$  muda com a temperatura, de acordo com os coeficientes disponíveis para cada componente.

Para a equação de estado de Peng Robinson, existe ainda a opção de utilizar a equação de Lee-Kesler. O método de Lee Kesler é um aprimoramento do método proposto originalmente por PITZER *et al.* (1955), para o cálculo de variação de entalpia a temperaturas reduzidas menores que 0,8. Esta formulação pode ser visualizada nas Equações (26) a (33).

$$Z = Z^0 + \frac{\omega}{\omega^r} (Z^r - Z^0) \quad (26)$$

Onde  $Z^0$  é o fator de compressibilidade do fluido simples e  $Z^r$  é o fator de compressibilidade do fluido de referência.

Escolhendo a forma reduzida da equação de estado BWR (BENEDICT, WEBB e RUBIN, 1940) para representar  $Z^0$  e  $Z^r$ :

$$Z = 1 + \frac{B}{V_r} + \frac{C}{V_r^2} + \frac{D}{V_r^5} + \frac{D}{T_r^3 V_r^3} \left( \beta - \frac{\gamma}{V_r^2} \right) e^{-\left(\frac{\gamma}{V_r^2}\right)} \quad (27)$$

Onde:

$$V_r = \frac{VP_c}{RT_c} \quad (28)$$

$$B = b_1 - \frac{b_2}{T_r} - \frac{b_3}{T_r^2} - \frac{b_4}{T_r^4} \quad (29)$$

$$C = c_1 - \frac{c_2}{T_r} - \frac{c_3}{T_r^3} \quad (30)$$

$$D = d_1 - \frac{d_2}{T_r} \quad (31)$$

As constantes das Equações (28) a (31) foram determinadas usando dados de compressibilidade e entalpia experimentais. Foram determinados dois conjuntos de constantes: um para o fluido simples e outro para o fluido de referência.

Desta forma, utilizando-se a opção de Lee Kesler, as equações para entalpia e entropia ficam na forma:

$$\frac{H-H^{ID}}{RT_c} = T_r \left( Z - 1 - \frac{b_2 + 2\frac{b_3}{T_r} + 3\frac{b_4}{T_r^2}}{T_r V_r} - \frac{c_2 - 3\frac{c_3}{T_r^2}}{2T_r V_r^2} - \frac{d_2}{5T_r V_r^5} + 3E \right) \quad (32)$$

$$\frac{S-S_0^{ID}}{R} = \ln Z - \ln \left( \frac{P}{P^0} \right) - \frac{b_2 + \frac{b_3}{T_r} + 2\frac{b_4}{T_r^2}}{V_r} - \frac{c_1 - 3\frac{c_3}{T_r^2}}{2V_r^2} - \frac{d_1}{5V_r^5} + 2E \quad (33)$$

Onde:

$$E = \frac{c_4}{2T_r^3 \gamma} \left( \beta + 1 - \left( \beta + 1 + \frac{\gamma}{V_r^2} \right) e^{-\left(\frac{\gamma}{V_r^2}\right)} \right) \quad (34)$$

No caso de misturas, o cálculo das propriedades críticas é feito através das Equações (35) a (40).

$$\varpi = \sum_{i=1}^N x_i \varpi_i \quad (35)$$

$$Z_{c_i} = 0,2905 - 0,0851\varpi_i \quad (36)$$

$$V_{c_i} = \frac{Z_{c_i} R T_{c_i}}{P_{c_i}} \quad (37)$$

$$V_c = \frac{1}{8} \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left( V_{c_i}^{\frac{1}{3}} + V_{c_j}^{\frac{1}{3}} \right)^3 \quad (38)$$

$$T_c = \frac{1}{8V_c} \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left( V_{c_i}^{\frac{1}{3}} + V_{c_j}^{\frac{1}{3}} \right)^3 \left( T_{c_i} T_{c_j} \right)^{0,5} \quad (39)$$

$$P_c = (0,2905 - 0,085\varpi) \frac{R T_c}{V_c} \quad (40)$$

O modelo de Lee-Kesler se apresenta mais preciso para hidrocarbonetos pesados, aumentando a precisão nos cálculos relacionados ao balanço de energia (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c).

No caso de componentes que não possuem propriedades listadas ou que representam mais de um composto químico (e.g. C20+), o simulador possui opção de definir componentes hipotéticos. Nesse caso, devem ser informadas a massa molar e a massa específica do composto hipotético. O simulador então estima o ponto de ebulição, as propriedades críticas ( $T_c$ ,  $P_c$ ,  $V_c$ ) e o fator acêntrico. A Tabela (1) mostra os modelos utilizados pelo Hysys para estimar as propriedades dos componentes hipotéticos.

Tabela 1. Métodos utilizados pelo simulador Hysys para estimar as propriedades dos componentes hipotéticos (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c).

<b>Propriedade</b>	<b>Método Padrão</b>	<b>Métodos Disponíveis</b>	<b>Variáveis Afetadas</b>
<b>Temperatura Crítica</b>	<p>Se:  <math>\rho_{LIQ} &gt; 1067 \text{ kg/m}^3</math> ou                      Ponto Normal de Ebulição <math>&gt; 800 \text{ K}</math>.                      É utilizado Lee-Kesler</p> <p>Se:                      Ponto Normal de Ebulição <math>&lt; 548.16 \text{ K}</math> e  <math>\rho_{LIQ} &lt; 850 \text{ kg/m}^3</math>.                      É utilizado Bergman</p> <p>Em todos os outros casos é utilizado <b>Cavett</b></p>	Aspen, Bergman, Cavett, Chen Hu, Eaton Porter, Edmister, Group Contribution, Lee Kesler, Mathur, Meissner Redding, Nokay, Riazi Dauber, Roess, PennState, Standing, Twu	Temperatura Crítica Densidade padrão do líquido Variáveis COSTALD Viscosidade
<b>Pressão Crítica</b>	<p>Se:  <math>\rho_{LIQ} &gt; 1067 \text{ kg/m}^3</math> ou                      Ponto Normal de Ebulição <math>&gt; 800 \text{ K}</math>.                      É utilizado Lee-Kesler</p> <p>Se:                      Ponto Normal de Ebulição <math>&lt; 548.16 \text{ K}</math> e  <math>\rho_{LIQ} &lt; 850 \text{ kg/m}^3</math>.                      É utilizado Bergman</p> <p>Em todos os outros casos é utilizado <b>Cavett</b></p>	Aspen, Bergman, Cavett, Edmister, Group Contribution, Lee Kesler, Lydersen, Mathur, PennState, Riazi Daubert, Rowe, Standing, Twu	Pressão Crítica Densidade padrão do líquido Variáveis COSTALD Viscosidade
<b>Volume Crítico</b>	Pitzer	Group Contribution, Pitzer, Twu	Volume Crítico Densidade padrão do líquido Variáveis COSTALD Viscosidade
<b>Acentricidade</b>	<p>Para sistemas com                      hidrocarbonetos é utilizado o                      método de Lee Kesler;</p> <p>Em todos os outros casos é                      utilizado o método de Pitzer</p>	Bergman, Edmister, Lee Kesler, Pitzer, Pitzer Curl, Peng Robinson	$w$ $\omega_{Gs}$ Massa Específica Variáveis COSTALD Viscosidade

## 2. Simulação Dinâmica

A maioria dos sistemas reais sofre variações ao longo das três dimensões espaciais. Quando se deseja analisar um sistema ao longo de todas as dimensões espaciais, é necessário construir um modelo composto de equações diferenciais parciais. Neste caso, o modelo é chamado de modelo distribuído.

Se, por outro lado, as variações espaciais são pequenas e podem ser desprezadas, sendo as propriedades e estados do sistema constantes em um determinado volume de controle, pode-se descrever o sistema aproximando-o por um modelo composto de equações diferenciais ordinárias, equações algébricas ou um sistema algébrico-diferencial. Nesse caso, o modelo é chamado de modelo concentrado e, as variáveis do sistema dependem apenas do tempo.

O desenvolvimento e a resolução de modelos distribuídos são complexos e requerem grande dispêndio de tempo e de recursos financeiros e computacionais. Adicionalmente, na grande maioria das vezes a complexidade adicional é desnecessária uma vez que a análise com um modelo concentrado pode fornecer resultados fidedignos com maior facilidade de implementação.

Todos os simuladores de processo modulares utilizam modelos concentrados para representar o processo desejado. Modelos que representam as variações do sistema em função do tempo são chamados de modelos dinâmicos e permitem a análise dos fenômenos transientes do sistema. Quando as variações temporais deixam de ser importantes e avaliam-se os estados estacionários do processo.

As simulações estáticas são utilizadas para representar os processos estacionários, permitindo o dimensionamento dos equipamentos na fase de projeto e a análise de cenários diferentes de produção. Contudo, as simulações estáticas não conseguem representar os períodos transientes pelo qual passa o processo.



Para análise de transientes, é preponderante a avaliação do processo através de simulações dinâmicas. Para isso é necessário obter informações básicas sobre os equipamentos do processo, incluindo dimensões, características de funcionamento, lógicas de controle, dimensões das válvulas, etc. Com essas informações é possível otimizar processos, sintonizar malhas de controle, avaliar a segurança (analisando-se transientes até a estabilização do processo), avaliar partida e parada de sistemas e treinar operadores em situações que não podem ser reproduzidas em condições normais de operações (e.g. acidentes, vazamentos, falhas de equipamentos, etc.).

## 2.1. Balanço de Massa Global

A base matemática do Hysys é constituída pelas leis de conservação. Desta forma, o balanço de massa global, os balanços de massa por componente e o balanço de energia no estado dinâmico são similares aos balanços para estado estacionário com a diferença de apresentarem um termo de acúmulo que é dependente do tempo. Logo, as variáveis de saída também serão dependentes do tempo (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005b).

O balanço de massa global para um sistema pode ser equacionado conforme mostrado na Equação (41).

$$\textit{Taxa de Acúmulo de massa} = \textit{Massa que Entra} - \textit{Massa que Sai} \quad (41)$$

Tomando como exemplo o tanque com mistura perfeita da Figura (4), com uma alimentação e uma saída, o balanço de massa pode ser escrito conforme mostrado na Equação (42).

$$\frac{d(\rho_0 V)}{dt} = F_1 \rho_1 - F_0 \rho_0 \quad (42)$$

Onde,  $\rho$  é a massa específica,  $V$  é o volume e  $F$  é a vazão volumétrica.

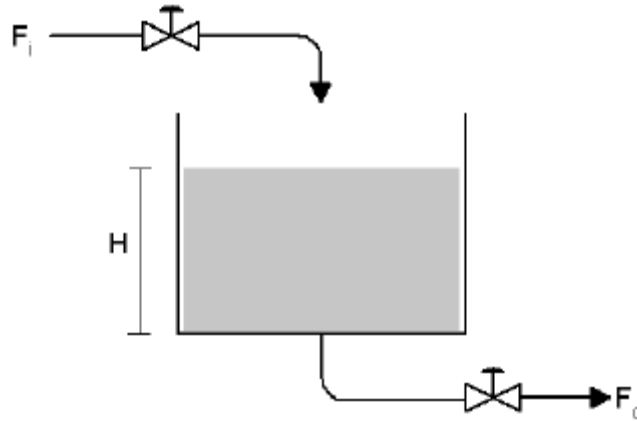


Figura 4. Tanque com mistura perfeita.

A Equação (42) é um exemplo simplificado para compreensão do simulador. O simulador considera os efeitos decorrentes de outros fenômenos físico-químicos, tais como reações químicas, alteração de densidade, efeito da coluna de líquido, vaporização, condensação entre outros.

## 2.2. Balanço de Massa por Componente

O balanço de massa por componente, para um sistema multicomponente com reação por ser descrito como:

$$\begin{aligned}
 & \text{Taxa de Acúmulo do Componente } i = \\
 & \text{Vazão de Alimentação de } i - \text{Vazão de Retirada de } i \\
 & + \text{Taxa de formação ou consumo de } i
 \end{aligned} \tag{43}$$

Para exemplificação considera-se um sistema multicomponente, em um reator CSTR. O balanço de massa por componente é descrito na Equação (44).

$$\frac{d(C_{i0}V)}{dt} = F_1 C_{i1} - F_0 C_{i0} + R_i V \tag{44}$$

## 2.3. Balanço de Energia

Para o balanço de energia é possível escrever:

$$\begin{aligned}
& \text{Taxa de Acúmulo de Energia} = \\
& \text{Fluxo de energia que entra} - \text{Fluxo de energia que sai} + \\
& \text{Calor adicionado} + \text{Calor de reação} - \text{Trabalho realizado} \quad (45)
\end{aligned}$$

Admiti-se que o fluxo de energia que entra ou sai do sistema esta associado a mecanismos condutivos e convectivos. Admiti-se ainda que o calor adicionado ao sistema é transportado através das fronteiras por condução ou por radiação.

Para um reator CSTR com remoção de calor, o balanço de energia pode ser representado pela Equação (46).

$$\frac{d[(u+k+\phi)V]}{dt} = F_1\rho_1(u_1 + k_1 + \phi_1) - F_0\rho_0(u_0 + k_0 + \phi_0) + Q + Q_r - (w + F_1P_1 - F_0P_0) \quad (46)$$

Onde  $u$  é a energia Interna,  $k$  é energia cinética,  $\phi$  é a energia potencial,  $Q$  é o calor adicionado ao sistema e  $Q_r$  é o calor de reação.

O modelo utilizado pelo Hysys pode ou não considerar simplificações. O usuário tem a opção de escolher se deve ser considerado:

- a) Energia potencial: Pode ou não ser considerada. Caso desejado devem ser informadas as elevações de entrada e saída;
- b) Energia cinética: a depender da configuração dos bocais dos vasos de processo e da velocidade de fluxo, pode ou não ser desprezada.

## 2.4.Integração

Para a resolução do sistema de equações, o Hysys utiliza o método de Euler Implícito (PINTO e LAGE, 2001). O método numérico de integração admite que a curva a ser integrada possa ser dividida em pequenos retângulos. Quanto menor for a largura deste retângulo, mais precisa será a integração com o método de Euler implícito. A Figura 5 apresenta um comparativo entre a integração exata e o método de Euler implícito. No Hysys o passo de integração é definido de forma adaptativa, a depender da precisão fixada pelo usuário.

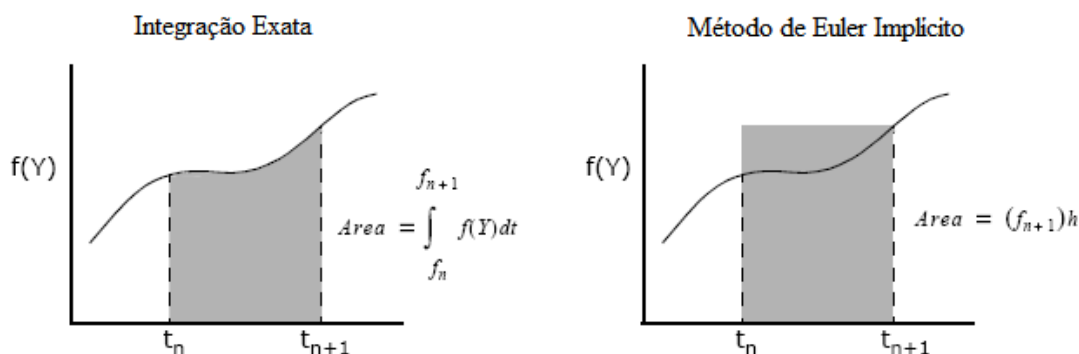


Figura 5. Ilustração esquemática do método de Euler implícito comparando-o à integração exata (ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005b)

A formulação do método de Euler implícito é mostrada na Equação (47)

$$\frac{dY}{dt} = f(Y, t) \quad \frac{Y_{n+1} - Y_n}{h} = f(Y_{n+1}, t_{n+1}) \quad (47)$$

Para reduzir o tempo de integração, os balanços não precisam ser resolvidos simultaneamente a cada passo de integração. Uma das opções oferecidas pelo Hysys é a definição de que modelos devem ser resolvidos a cada ciclo de integração. A opção padrão do aplicativo é:

- a) Balanço Global (pressão) – Resolvido a cada ciclo (variável mais rápida);
- b) Balanço de Energia (temperatura) – Resolvido a cada 2 ciclos (variável com velocidade intermediária);
- c) Balanço por componente (concentração)– Resolvido a cada 10 ciclos (variáveis mais lentas).

Somente com a experiência acumulada e a avaliação dos resultados obtidos consegue-se aperfeiçoar estes parâmetros numéricos. Normalmente esses valores são suficientes para resolver quase todos os problemas de forma eficiente. Somente sistemas mais complexos (como aqueles que incluem sistemas de compressão) requerem

manipulação dos parâmetros numéricos, para obtenção de simulações mais precisas e estáveis numericamente.

Diversos modelos de equipamentos estão disponíveis no Hysys, como:

- a) Separadores bifásicos, trifásicos e tanques;
- b) Aquecedores, resfriadores, trocadores de calor (rigorosos) e fornos;
- c) Bombas, compressores e expansores;
- d) Gasodutos e tubulações;
- e) Válvulas de controle, de bloqueio, de retenção e de alívio;
- f) Reatores CSTR, PFR e outros;
- g) Colunas de destilação, absorção, extração L-L e outros;
- h) Controles e diagramas de causa e efeito.

Além disso, diversas possibilidades para comunicação com outros aplicativos, para criação de modelos pelo usuário, para estimação de propriedades, etc., estão disponíveis. Para cada um destes sistemas, são considerados mínimos detalhes, de forma a permitir uma simulação rigorosa. Por exemplo, pode ser necessário definir:

- a) Diâmetro dos bocais;
- b) Dimensões dos equipamentos;
- c) Alturas dos equipamentos e dos bocais;
- d) Internos dos equipamentos;
- e) Perdas térmicas;
- f) Perdas de carga;
- g) Curvas de bombas e compressores;
- h) Retenção;
- i) Rugosidade de linhas e equipamentos;
- j) Tipos de atuador em válvulas.

### 3. Interface OLE

O simulador Hysys foi desenvolvido com uma estrutura modular de programação orientada a objetos, utilizando a tecnologia Microsoft COM<sup>®</sup>. Portanto, as propriedades do Hysys podem ser acessadas através de outros aplicativos compatíveis com esta tecnologia. O modo mais simples de fazer esta comunicação é a utilização da linguagem de programação Microsoft Visual Basic<sup>®</sup> disponível nos aplicativos Microsoft e conhecida como VBA (*Visual Basic For Applications*). A capacidade de realizar esta comunicação é chamada pela Aspentech de *Automation*. Assim cada objeto é considerado como um *container* associado a um conjunto de funções e variáveis que podem ser acessadas (BHUTANI et al., 2007).

As funções de um objeto do Hysys são chamadas de métodos e as variáveis ligadas a ele são chamadas de propriedades. Na Figura (6) pode-se vislumbrar graficamente um objeto, suas propriedades e os métodos associados ao objeto.

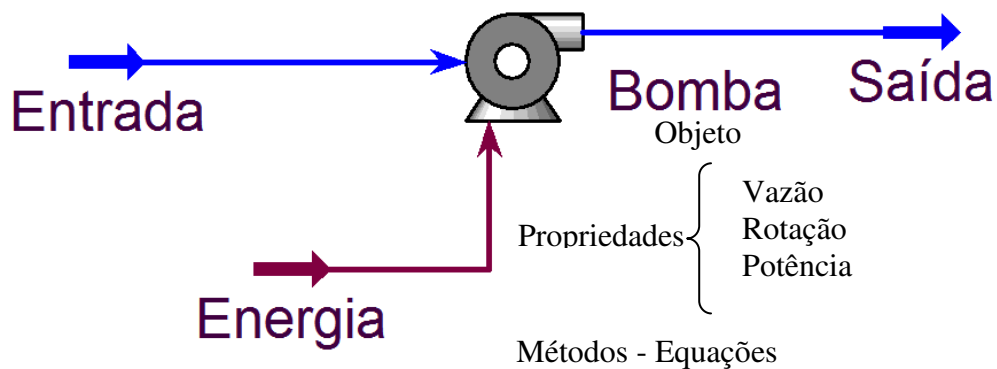


Figura 6. Sistema composto de uma bomba representando suas propriedades e métodos.

No Hysys existem mais de 340 objetos disponíveis, contendo mais de 5.000 propriedades e métodos. Para todos os objetos, a biblioteca do *software* mostra suas propriedades e métodos associados. Para cada propriedade, a biblioteca informa o tipo de resposta que deve ser esperada. Para cada o método, a biblioteca mostra os

argumentos que são necessários para executá-la e as respostas que devem ser esperadas.

Na Figura (7) pode ser visualizada a tela da biblioteca do Hysys. Em destaque para o objeto *Separator*, que possui diversas propriedades e métodos.

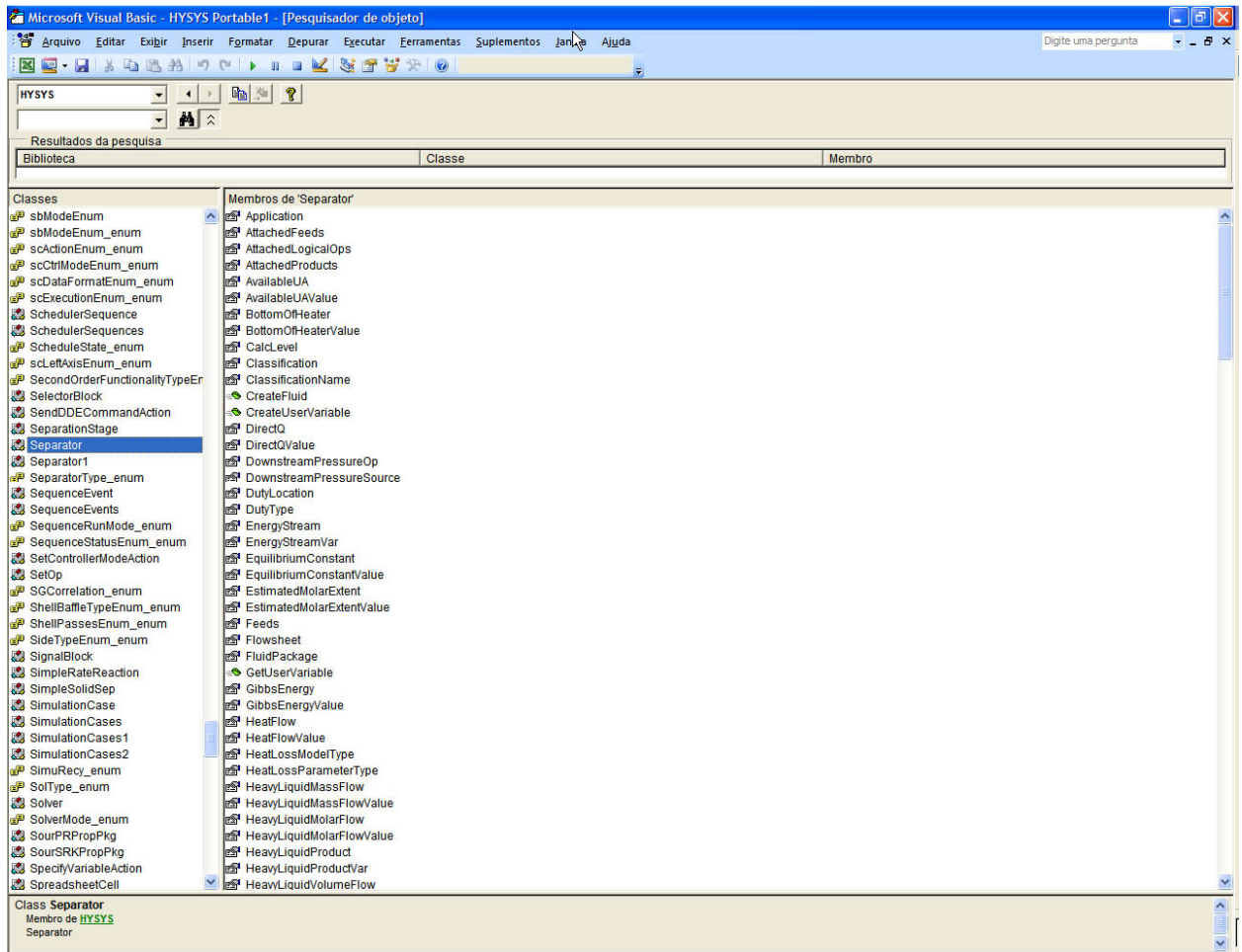


Figura 7. Tela do VBA mostrando a biblioteca de objetos, com destaque para o objeto *separator* e uma parte de suas propriedades e métodos.

Para acessar as simulações a partir do Visual Basic, o objeto *SimulationCase* deve ser declarado e conectado através do método *GetObject*. A partir daí, outros objetos podem ser acessados. Dentre eles, os principais são:

- a) *MaterialStreams*: Definição das correntes materiais da simulação;
- b) *EnergyStreams*: Definição das correntes de energia da simulação;

- c) *Operations*: Definição dos equipamentos e planilhas existentes na simulação;
- d) *Integrator*: Definição dos parâmetros da simulação, incluindo passo, início, fim, parada, etc.;
- e) *Basismanager*: Definição dos modelos a serem usados, componentes, hipotéticos, etc.;
- f) *ReactionSet*: Definição das reações químicas da simulação.

Em modo estático, a simulação é controlada através do método *CanSolve*. Se o método é definido com *TRUE*, a simulação é executada; se *FALSE*, não é executada.

Para simulações dinâmicas, o controle da simulação é feito através do objeto *Integrator*. Na Figura (8) pode ser visualizado um código exemplo para acessar a simulação aberta e executar a simulação do período *StartTime* até *EndTime* minutos:

```

Public Sub SetupSim(StartTime As Double, EndTime As Double)

'Declaração de Variáveis-----
Dim hyApp As Hysys.Application      'HYSYS Application
Dim hyCase As Hysys.SimulationCase  'HYSYS Case
Dim SimControl As Hysys.Integrator  'Integrador
-----
'Conectando to Hysys
Set hyApp = GetObject(, "HYSYS.Application")
'Acessa o caso aberto
Set hyCase = hyApp.ActiveDocument

If hyCase Is Nothing Then
  MsgBox "Não há nenhum arquivo aberto Hysys para conectar."
  Exit Sub
End If

Set SimControl = hyCase.Solver.Integrator 'Acessa o Integrador

SimControl.SetStopTime EndTime, "minutes" 'Define o fim da simulação para EndTime
SimControl.CurrentTime.SetValue StartTime * 60 'Define o tempo de início da simulação
SimControl.Continue 'Reinicia a simulação

Do While SimControl.IsRunning ' verifica se a simulação ainda esta rodando
Loop

End Sub

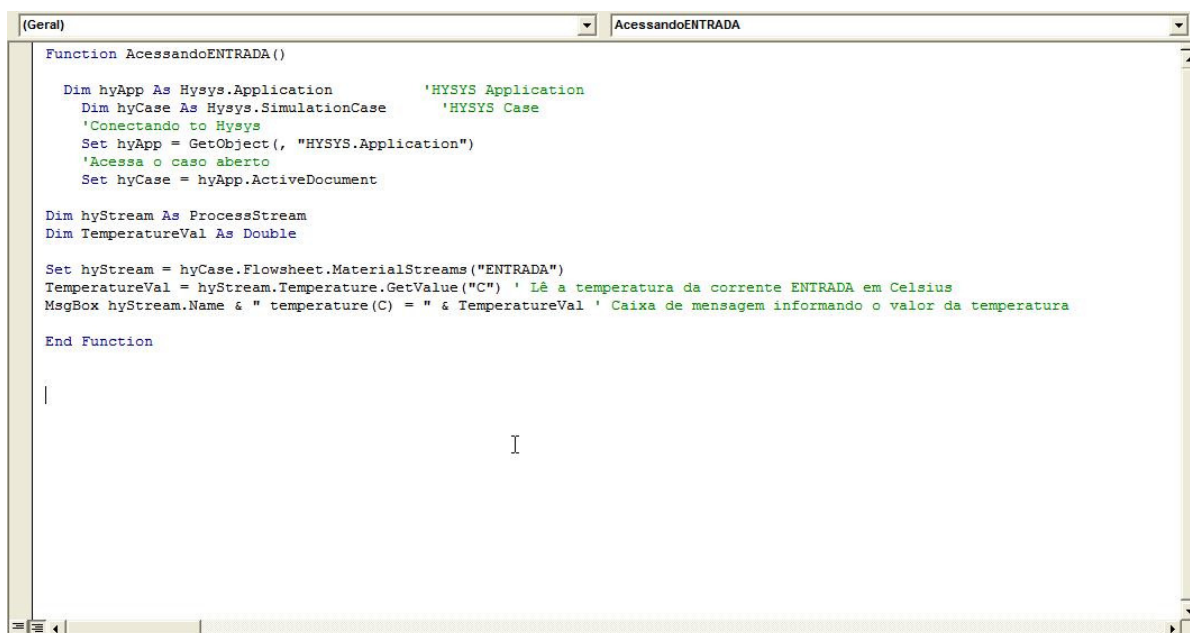
```

Figura 8. Código demonstrando o acesso a uma simulação dinâmica através do VBA.



Para acessar valores diretamente no Hysys, usam-se as função *GetValue* e *SetValue*. Com a função *GetValue* pode-se ler qualquer valor de uma propriedade de um objeto do Hysys. Por outro lado, com a função *SetValue* pode-se definir qualquer valor de uma propriedade que permita acesso no Hysys. Contudo, nem todas as variáveis e propriedades podem ser definidas, já que algumas delas são calculadas.

Tipicamente usa-se a função *SetValue* em uma simulação para definir um valor de entrada (pressão, temperatura, composição, vazão, etc.). Em uma simulação dinâmica é necessário fornecer o mínimo de informação necessária para que se tenha o número de graus de liberdade necessário para a resolução do modelo, ou seja, se for definida a pressão de uma corrente, não é possível definir a vazão e assim por diante. Na Figura (9) pode-se visualizar um exemplo de uso da função *GetValue*, acessando a corrente ENTRADA da Figura 6.



```
Function AcessandoENTRADA()  
    Dim hyApp As Hysys.Application           'HYSYS Application  
    Dim hyCase As Hysys.SimulationCase      'HYSYS Case  
    'Conectando to Hysys  
    Set hyApp = GetObject(, "HYSYS.Application")  
    'Acessa o caso aberto  
    Set hyCase = hyApp.ActiveDocument  
  
    Dim hyStream As ProcessStream  
    Dim TemperatureVal As Double  
  
    Set hyStream = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams("ENTRADA")  
    TemperatureVal = hyStream.Temperature.GetValue("C") ' Lê a temperatura da corrente ENTRADA em Celsius  
    MsgBox hyStream.Name & " temperature(C) = " & TemperatureVal ' Caixa de mensagem informando o valor da temperatura  
  
End Function
```

Figura 9. Exemplo de uso da Função *GetValue*.

# Capítulo IV - ESTRUTURAÇÃO DO SISTEMA

---

## 1. Introdução

Para a realização de um trabalho de reconciliação de dados, é necessário dispor de um conjunto de dados consistentes, onde haja redundância na classificação das variáveis. É necessário ainda que se conheça a matriz de covariâncias das flutuações medidas para definição rigorosa do problema. Uma vez definido o sistema a avaliar, é necessário também que se defina a técnica de reconciliação de dados a ser utilizada, ou seja, definir a função objetivo utilizada e a técnica de minimização a ser aplicada. É necessário ainda que restrições definidas em termos de um modelo que represente o sistema real de forma fidedigna.

A implementação do modelo pode ser uma etapa demorada e custosa, pois deve ser feita a modelagem do sistema e utilizado um método numérico adequado para sua resolução. Uma alternativa é a utilização de simuladores comerciais que já possuem uma gama de modelos disponíveis, minimizando assim o esforço despendido nessa etapa. Isto é particularmente verdadeiro quando são analisados processos complexos, constituídos por malhas de controle, vários equipamentos e envolvendo múltiplos componentes.

A estratégia usada neste trabalho consiste na utilização do simulador de processos comercial Aspen Hysys 2004.2 como restrição no processo de minimização da função objetivo. Assim, faz-se necessário desenvolver uma interface para comunicação entre a ferramenta de reconciliação e o modelo. Neste Capítulo são descritas as ferramentas utilizadas neste trabalho para comunicação.

## 2. Procedimento de Reconciliação de Dados

O problema de reconciliação de dados que será executado neste trabalho foi resolvido utilizando o pacote computacional Máxima, que é um aplicativo derivado do aplicativo ESTIMA originalmente desenvolvido para estimação de parâmetros (NORONHA *et al.*, 1993). Este aplicativo utiliza a técnica de minimização de Gauss-Newton para minimização da função objetivo, como apresentado por ANDERSON *et al.* (1978). Para a obtenção da matriz hessiana, são calculadas numericamente as derivadas primeiras das respostas do modelo em relação às variáveis independentes e aos parâmetros, utilizando diferenças finitas centrais.

A função objetivo utilizada é definida como uma função de máxima verossimilhança, conforme mostrado na Equação (47). Portanto, admite-se implicitamente que os erros são pequenos, possuindo comportamento aleatório com distribuição normal, média nula e variância conhecida.

$$f_{obj} = \sum_{i=1}^{NE} (Y_i^c - Y_i^m)^T \cdot V_{Y_i}^{-1} \cdot (Y_i^c - Y_i^m) + \sum_{i=1}^{NE} (X_i^c - X_i^m)^T \cdot V_{X_i}^{-1} \cdot (X_i^c - X_i^m) \quad (47)$$

Sujeita as restrições do modelo  $Y = f(X, \theta)$ .

É usada uma estratégia de reconciliação por janelas móveis de forma a diminuir a dimensão do problema. Cada janela é utilizada para conduzir uma reconciliação independente. Define-se X como o vetor de variáveis independentes, Y como o vetor de variáveis dependentes, J como o tamanho da janela e DIM a dimensão do vetor. Nesse caso, I é definido como o intervalo de amostragem. Desse modo:

$$\text{Número de variáveis de Entrada} = DIM(X) \cdot \frac{J}{I} \quad (48)$$

$$\text{Número de Variáveis de Saída} = DIM(Y) \cdot \frac{J}{I} \quad (49)$$

Assim, pode-se dizer que o problema possui uma quantidade de experimentos unitária, sendo que o número total de variáveis é igual à soma do número de variáveis

de entrada e de saída das Equações (48) e (49). Pode-se então reescrever a função objetivo da seguinte forma:

$$f_{obj} = \sum_{i=1}^J (Y_i^c - Y_i^m)^T \cdot V_{Y_i}^{-1} \cdot (Y_i^c - Y_i^m) + \sum_{i=1}^J (X_i^c - X_i^m)^T \cdot V_{X_i}^{-1} \cdot (X_i^c - X_i^m) \quad (50)$$

Onde,  $Y_i^c$  é a variável dependente calculada  $i$ ,  $Y_i^m$  é a variável dependente medida  $i$ ,  $X_i^c$  é a variável independente calculada  $i$ ,  $X_i^m$  é a variável independente medida  $i$ . Admite-se implicitamente que as flutuações experimentais das diferentes medidas não são correlacionadas.

Como exemplo, admita que um sistema possui 4 variáveis de entrada, 6 de saída, janelas de amostragem de 30 minutos e intervalo de amostragem de 5 minutos. Nesse caso para cada janela de amostragem há um total de 60 variáveis a serem reconciliadas.

O aplicativo Máxima é composto pelas seguintes subrotinas principais:

- a) Leitura – faz a leitura dos dados experimentais (reais), dos parâmetros da reconciliação, do tipo da função objetivo (1 indica função de mínimos quadrados; 2 indica função de mínimos quadrados ponderados; e 3 indica função com correlação entre variáveis de um mesmo experimento), e das perturbações das variáveis e parâmetros, para cálculo das derivadas numéricas;
- b) Modelo – executa o modelo, alimentando-o com as variáveis de entrada e obtendo as variáveis de saída. No caso deste trabalho, a rotina modelo envia e recebe os dados para simulador Hysys através da interface Hysys – Máxima – Link que será descrita adiante;
- c) Principal – é a rotina mãe do programa. Todas as subrotinas são chamadas a partir dela;

- d) Regres - faz a minimização da função objetivo e controla a convergência do procedimento numérico. Regres chama a rotina que faz o cálculo das variáveis dependentes em cada condição experimental (Func), a rotina que calcula as derivadas do modelo com relação a cada parâmetro e a cada variável independente (Deriv), a rotina que calcula o valor da função objetivo (FunObj), a rotina de inversão de matrizes (Inversa), a rotina que informa algum erro no procedimento (Erro) e ainda escreve os dados calculados durante o procedimento de minimização (saida.dat).

### **3. A interface Hysys – Máxima – Link (HML)**

Dado que a proposta deste trabalho consiste em executar o procedimento de reconciliação de dados utilizando como modelo simulações construídas no simulador comercial Hysys 2004.2 fez-se necessário estabelecer a comunicação entre o simulador e o aplicativo Máxima. Por isso, foi desenvolvido o aplicativo HML (*Hysys-Máxima-Link*). No HML aplicativo Máxima se transformou em uma função paralela, que é executada apenas quando necessário. Quando o modelo precisa ser acessado, o HML acessa o simulador Hysys e obtém os resultados da simulação. Além disso, todos os dados necessários para configurar o processo de reconciliação são alimentados através da interface do HML. O HML consiste de uma pasta de trabalho MS Excel 2007 programada em Microsoft Visual Basic. A estrutura do HML é descrita na Figura (10) e a interface com o usuário é apresentada na Figura (11).

As principais rotinas do HML são:

- a) Reconciliar – rotina principal do programa, responsável pela execução do procedimento de reconciliação com o número de janelas desejadas, chamada das outras subrotinas, detecção da convergência, importação dos resultados da reconciliação e geração dos gráficos com os resultados;

- b) *DadosBusca* – rotina que gera o arquivo *dadosbusca.txt* para alimentar o Máxima;
- c) *DadosExp* – rotina que gera o arquivo *dadosexp.txt* para alimentar o Máxima;
- d) *InitRecon* – rotina que executa o aplicativo Máxima em *shell & wait*;
- e) *ImportDat* – rotina que importa os dados de entrada enviados pelo Máxima para alimentar a simulação;
- f) *SetUpHysys* – rotina que alimenta o Hysys com as variáveis de entrada do modelo;
- g) *SetupSim* – rotina que executa a simulação durante o tempo do intervalo dos dados;
- h) *SaveDatabook* – rotina que executa um *script* no Hysys, salvando os dados de saída da simulação;
- i) *ShellAndWait* – rotinas que acessa o *kernel* do Windows, executando as funções *OpenProcess*, *CreateProcess* e *GetExitCodeProcess*, para executar o aplicativo Máxima e detectar se ele ainda está sendo executado;
- j) *HysysNewWindow* – rotina que prepara o Hysys para a próxima janela executando a simulação até o tempo da próxima janela utilizando os dados reais;
- k) *CreateGraphs* – rotina que após terminadas todas as janelas, gera os gráficos com os dados reconciliados comparando aos dados medidos e os intervalos de confiança para análise;

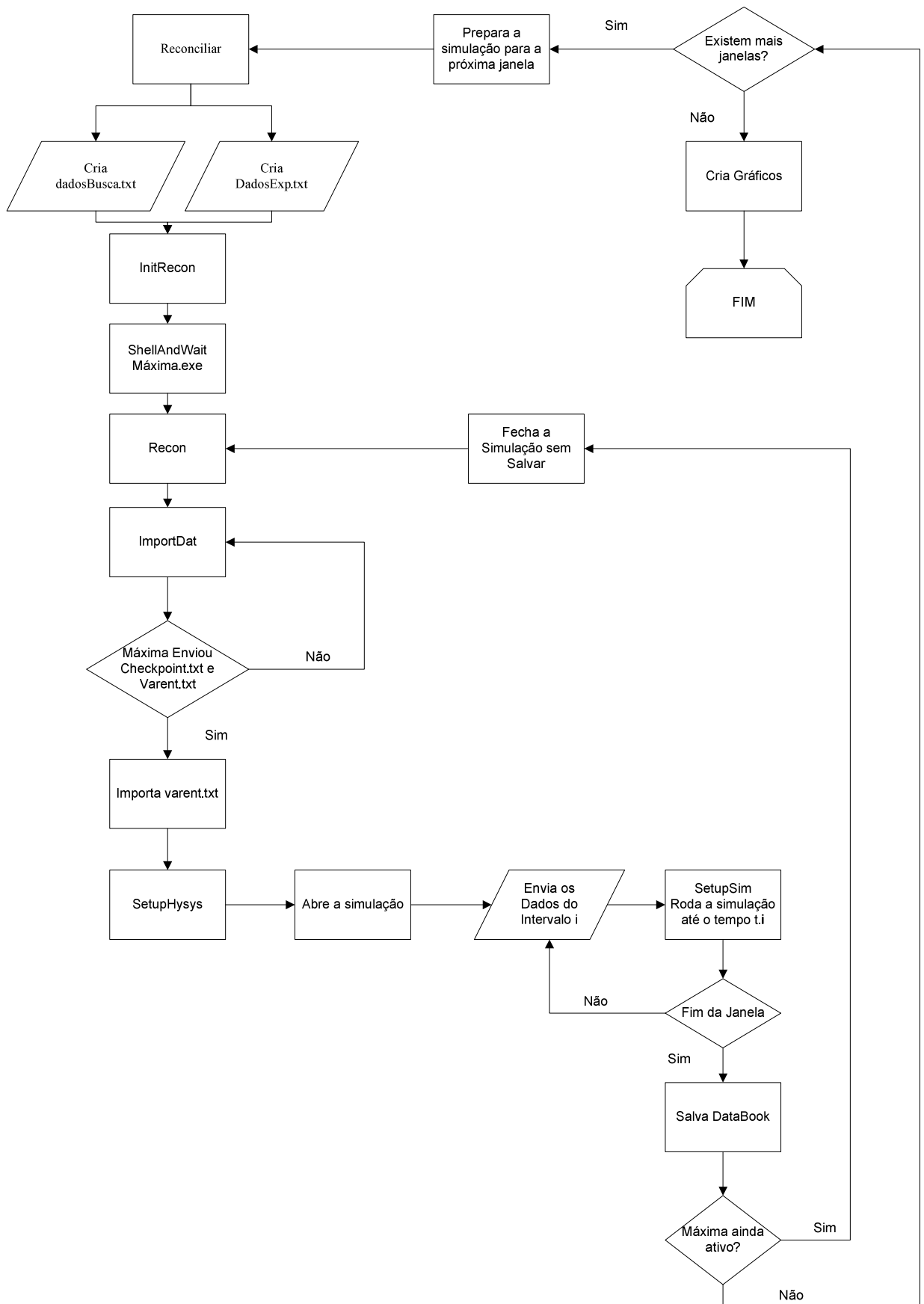


Figura 10. Estrutura do aplicativo HML

Simulação								
Tempo Inicial	0							
Tempo de Simulação	6							
Simulação	G:\Meus documentos\Tese\Programa\Final\Simulação Padrão.HSC							
Início da Simulação	5:19:26 PM							
Fim da Simulação	5:28:44 PM							
Tempo Total (min)	20:30							
Intervalo entre dados	2							
Variáveis de Entrada	60							
Nesp	1							
NVent	20		60					
NVrai	8		24					
FCT	2		Mínimos Quadrados Ponderados					
	0		0					
Número de Parâmetros								
IST	2		Com erro nas variáveis independentes e sem parâmetros					
Número Mínimo de Iterações	1000		Número de Janelas	3				
Restrição do Passo	15		Tempo Total (min)	18				
Parâmetro de Bailes	0.25		Reconiliar	Gerar Gráficos				
Tolerância da Função Objetivo	0.001							
Tolerância do Passo	1E-10							
Nível de Confiança	0.95							
Limites das variáveis independentes				Parâmetros				
	Inferior	Superior	Perturbação	Parâmetros	Chute Inicial	Inferior	Superior	Perturbação
X1	0	50	1.00E-06	P1				
X2	0	20000	1.00E-04	P2				
X3	0	50	1.00E-06	P3				
X4	0	20000	1.00E-04	P4				
X5	0	50	1.00E-06	P5				
X6	0	20000	1.00E-04	P6				
X7				P7				
X8				P8				
X9				P9				
X10				P10				
X11				P11				
X12				P12				
X13				P13				
X14				P14				
X15				P15				
X16				P16				
X17				P17				
X18				P18				
X19				P19				
X20				P20				

Figura 11. Interface do HML no MS Excel 2007

#### 4. Hardware e Software Utilizados

Todo o desenvolvimento deste trabalho foi realizado no sistema operacional Microsoft Windows XP Professional, com *Service Pack 3*. A interface HML foi desenvolvida em MS Excel 2007 e Microsoft Visual Basic for Applications. As modificações no aplicativo Máxima foram realizadas em Compaq Visual Fortran 2000. Para as simulações, foi utilizado o simulador comercial AspenTech Hysys 2004.2 em modo dinâmico. Os dados reais foram obtidos utilizando o aplicativo Plant Information (PI) Datalink, que consiste na interface MS Excel do PI.

O *hardware* utilizado consistiu de um computador com processador Intel Core 2 Quad com quatro núcleos de 2400 MHz, 4 GB de memória RAM (o sistema operacional utilizado gerencia 3,25 GB), placa de vídeo com 768 MB de memória modelo MSI GTX8800 e 2 HDs 250 GB SATA II. Apesar do sistema ter sido desenvolvido com este *hardware*, ele também foi testado em sistemas com processador Intel Core 2 Duo e em



sistemas monoprocessados. Neste caso, foram encontradas limitações para gerenciamento da capacidade do processador, pois tanto o Máxima como o Hysys não foram programados para gerenciar o uso de um único processador. Assim, ambos tentam ocupar 100% da capacidade de processamento disponível. Em sistemas multiprocessados, por outro lado, estes aplicativos não conseguem utilizar mais que 50% (processadores com 2 núcleos) ou 25% (processadores com 4 núcleos). Isto também causa limitações de execução, já que não é possível ocupar toda a capacidade de processamento.

## 5. Fluidos utilizados

Para realização das simulações, foram utilizadas como base as análises de PVT de poços produtores para compor o óleo produzido por uma plataforma. Das análises de PVT foram extraídos os seguintes dados:

- a) Composição do fluido reservatório;
- b) Dados dos testes de separação: temperatura, pressão, °API,  $RGO_{sep}$ ,  $RGO_{tq}$  e  $RGO_{total}$ ;

Sendo que °API representa a relação de densidade estabelecida pela API (*American Petroleum Institute*), inversamente proporcional à densidade do óleo a 60°F, de acordo com Equação (51).

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{d_{\acute{o}leo_{60^{\circ}F}}} - 131,5 \quad (51)$$

Onde,  $RGO_{sep}$  é a razão gás/óleo na condição de separação (volume de gás do separador por volume de óleo do tanque, em  $Sm^3/Sm^3$ ),  $RGO_{tq}$  é a razão gás óleo no tanque (volume de gás do tanque por volume de óleo do tanque),  $RGO_{total}$  é a razão gás óleo total (volume de gás total separado por volume de óleo do tanque).

Na Tabela (2) pode-se visualizar um exemplo de teste de separação utilizado neste trabalho. Com os dados do teste de separação e da composição do óleo apresentados na Tabela (3) é construída uma simulação equivalente ao teste de separação (Figura (12)) de forma a ajustar a simulação aos dados laboratoriais. O ajuste fino realizado através do composto hipotético C20+ ou C12+ (o que estiver disponível). Para execução destas simulações foi utilizada a equação de estado de Peng Robinson com cálculo de entalpia e entropia pelo método de Lee Kesler, como já citado anteriormente.

Tabela 2. Resultados de um teste de separação.

$P_{sep}^{(a)}$	$T_{sep}^{(b)}$	$RGO_{sep}^{(c)}$	$RGO_{tq}^{(d)}$	$RGO_{total}^{(e)}$	$API^{(g)}$
250.0	75.0	95.47	9.63	105.10	29.52
200.0	75.0	98.36	7.32	105.68	29.44
150.0	75.0	101.75	5.04	106.79	29.30
115.0	75.0	104.60	3.51	108.10	29.12
50.0	75.0	112.20	1.05	113.25	28.44
0.0	75.0	128.10	0.00	128.10	26.64

Foram utilizadas 12 análises de PVT representativas para ajustar o óleo de 16 poços produtores. Desta forma, foi elaborada uma planilha em MS Excel que se conecta ao Aspen Hysys e roda cada caso de teste de separação para cada poço. Assim, alteram-se as características do composto hipotético C20+ ou C12+, de modo a obter na simulação as razões gás óleo e o °API experimentais. Este ajuste é feito por tentativa e erro, alterando-se massa molecular média e a massa específica de cada fluido hipotético. Avalia-se cada nova tentativa em todas as pressões e temperaturas, verificando-se as RGOs obtidas e o °API.

Tabela 3. Análise composicional de um petróleo.

Componentes	Óleo morto	Gás do <i>flash</i>	Fluido do Reservatório
CO <sub>2</sub>	0.00	0.19	0.11
N <sub>2</sub>	0.00	0.47	0.28
C <sub>1</sub>	0.00	69.71	42.18
C <sub>2</sub>	0.00	13.27	8.03
C <sub>3</sub>	0.19	9.61	5.89
IC <sub>4</sub>	0.14	1.41	0.91
NC <sub>4</sub>	0.90	3.16	2.27
IC <sub>6</sub>	0.53	0.69	0.63
NC <sub>6</sub>	1.60	0.91	1.18
C <sub>8</sub>	3.43	0.44	1.62
C <sub>7</sub>	5.17	0.10	2.10
C <sub>8</sub>	7.48	0.04	2.98
C <sub>9</sub>	6.57	0.00	2.59
C <sub>10</sub>	6.18	0.00	2.44
C <sub>11</sub>	5.43	0.00	2.14
C <sub>12</sub>	4.87	0.00	1.92
C <sub>13</sub>	5.11	0.00	2.02
C <sub>14</sub>	4.17	0.00	1.65
C <sub>15</sub>	4.19	0.00	1.66
C <sub>16</sub>	3.22	0.00	1.27
C <sub>17</sub>	2.72	0.00	1.07
C <sub>18</sub>	2.61	0.00	1.03
C <sub>19</sub>	2.32	0.00	0.92
C <sub>20+</sub>	33.19	0.00	13.11
Densidade do gás		0.8269	
Massa Mol. Total	274	23.95	123
Massa Mol. C <sub>20+</sub>		519	
Densidade C <sub>20+</sub>		0.9525	
Temperatura		40 °C	
RGO do <i>flash</i>		117.66 m <sup>3</sup> std / m <sup>3</sup> std	
API	27.65		
Coef. exp. térmica	7.5752 × 10 <sup>-4</sup> °C <sup>-1</sup>		

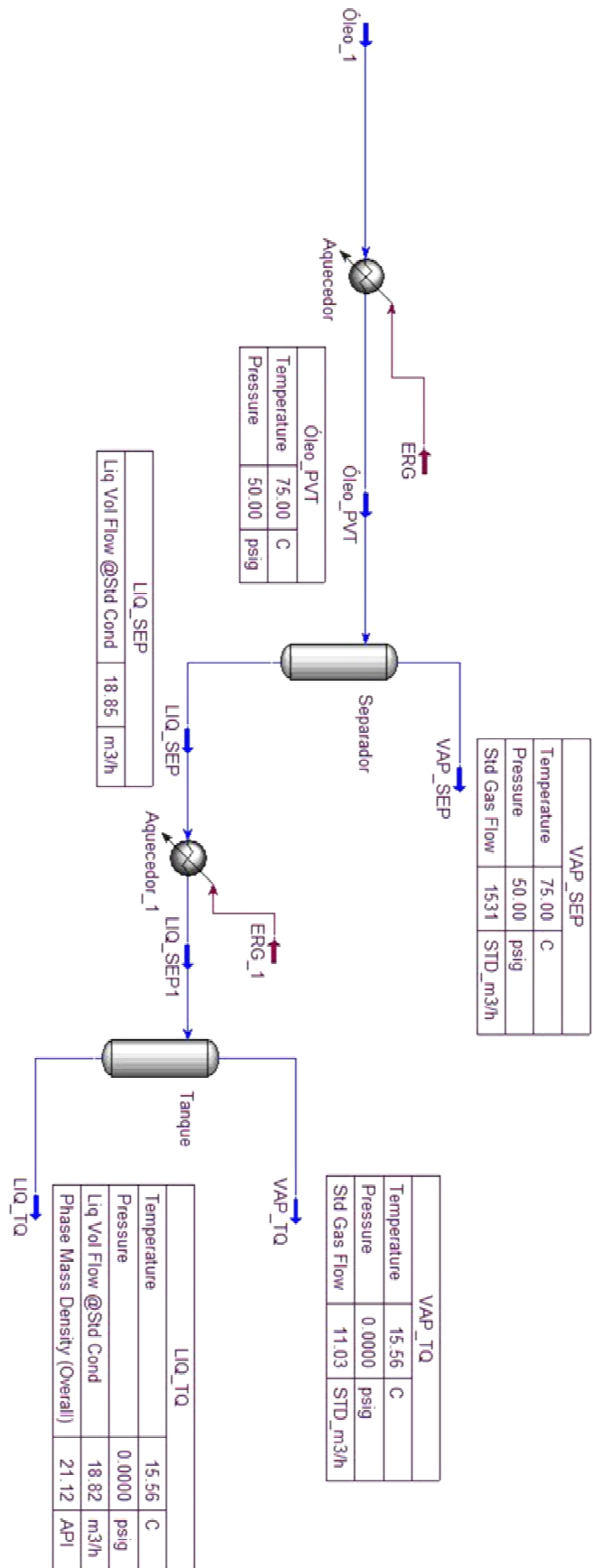


Figura 12. Modelo para teste de separação em Hysys 2004.2

Foi estabelecido que uma faixa de erro  $\pm 5\%$  como aceitável para a  $RGO_{sep}$  e  $RGO_{total}$ . Na Tabela (4) visualiza-se a planilha MS Excel utilizada para otimizar os fluidos que serão utilizados.

Na Figura (13) observa-se o ajuste final dos fluidos hipotéticos para todos os poços. Para cada estimativa de massa molar e massa específica, eram calculadas pelo Hysys as propriedades do componente hipotético, conforme mostrado na Tabela (1).

Depois de realizados os ajustes de todos os fluidos produzidos, foi obtida a composição de cada fluido produzido e construída uma simulação dinâmica para o processo. A planta inclui a separação e o tratamento do óleo, a compressão e o tratamento do gás e ainda o sistema de gás combustível com retirada do gás após o terceiro estágio de compressão, sendo obtida a composição do fluido na saída do terceiro estágio de compressão para utilização posterior neste trabalho. A Tabela (5) apresenta a composição deste fluido.

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPag]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
C20+_46HP*	570.70	510.00	1040.00	739.40	903.26	1.6969	1.1941
C20+_71HP*	570.95	540.00	990.00	718.06	724.73	1.9725	1.2874
C20+_8HP*	578.28	523.00	1035.00	742.34	854.29	1.7756	1.2233
C20+_20HP*	669.40	607.00	1085.00	825.00	691.74	2.2352	1.3600
C20+_24HP*	633.89	580.00	1060.00	790.32	732.72	2.0791	1.3195
C20+_62HP*	534.57	505.00	960.00	681.22	756.71	1.8491	1.2432
C20+_11H*	510.11	450.00	1005.00	682.35	966.99	1.5884	0.9934
C20+_16JP*	568.32	495.00	1060.00	746.39	988.45	1.5930	1.1508
C20+_50HP*	991.18	1185.00	1020.00	1030.28	14.06	15.6705	2.0183
C12+_60HP*	600.85	607.00	952.90	721.43	510.08	2.5773	1.4358
C20+_68HP*	533.67	473.00	1020.00	705.84	986.82	1.5395	1.1320
C12+_54HP*	621.23	631.00	964.00	739.40	483.58	2.7207	1.4689

Figura 13. Fluidos hipotéticos ajustados a partir da massa molecular e massa específica.

Tabela 4. Planilha utilizada para otimização dos fluidos produzido frente as PVTs.

Pressão(psig)	T(°C)	Pressão	T(°C)	Vliq (m3/h)	Vgas (m3/h)	RGO SEP	RGO_PVT_SEP	RGO SEP e %
50.00	10.00	50.00	10.00	1.03	80.20	78.08	76.14	2.55
65.00	10.00	65.00	10.00	1.03	78.76	76.35	73.24	4.24
120.00	10.00	120.00	10.00	1.04	74.63	71.52	68.33	4.66
120.00	40.00	120.00	40.00	1.03	79.52	77.47	73.83	4.93
65.00	40.00	65.00	40.00	1.01	83.44	82.33	79.69	3.31
50.00	40.00	50.00	40.00	1.01	84.80	84.09	83.32	0.93

Vliq 2(m3/h)	Vgas2 (m3/h)	RGO2	RGO_PVT_TQ	RGO TQ e	Vliq 2(m3/h)	Vgas2 (m3/h)	RGO2	RGO_PVT_TOT	RGO TOT e %	API e%
1.02	2.96	2.90	9.18	6.28	1.02	83.16	81.61	85.32	-4.35	-1.79861849
1.02	4.07	3.99	11.00	7.01	1.02	82.83	81.18	84.23	-3.62	-1.51492755
1.02	7.98	7.82	13.86	6.04	1.02	82.61	80.89	82.19	-1.58	-1.32352087
1.01	4.69	4.62	11.06	6.44	1.01	84.21	83.04	84.90	-2.19	-0.1830956
1.01	2.07	2.06	6.25	4.19	1.01	85.51	84.82	85.94	-1.30	-1.41026422
1.00	1.43	1.43	5.56	4.13	1.00	86.23	85.82	88.88	-3.45	-2.09912187

Tabela 5. Composição do gás na saída do terceiro estágio de compressão a ser enviado para o sistema de gás combustível.

Componente	% Molar
H <sub>2</sub> O	0,000
CO <sub>2</sub>	1,097
Nitrogênio	0,259
Metano	89,912
Etano	4,142
Propano	2,129
i-Butano	0,383
n-Butano	0,814
i-Pentano	0,224
n-Pentano	0,326
n-Hexano	0,309
n-Heptano	0,268
n-Octano	0,108
n-Nonano	0,019
N-Decano	0,006
n-C11	0,002
n-C12	0,001

# Capítulo V - RECONCILIAÇÃO DE DADOS

---

## 1. Introdução

Para o desenvolvimento desta dissertação, foram estudados três exemplos de problemas de reconciliação de dados dinâmica não-linear. Os três exemplos são:

- a) Reconciliação de dados em um sistema modelo, composto por uma linha com dois medidores de vazão mássica;
- b) Reconciliação de dados um sistema modelo, composto por um separador bifásico, com medição de vazão mássica nas correntes de entrada e saída e medição de nível;
- c) Reconciliação de dados em um sistema real de condicionamento de gás combustível, para consumo em turbinas para geração de energia;

Cada um dos três casos é detalhado a seguir. Em todos os casos foram utilizados modelos implementados em Aspen Hysys. Para uniformizar os procedimentos utilizados, todos os casos utilizaram os mesmos modelos termodinâmicos e mesma composição do fluido da corrente de entrada. Além disso, foram utilizadas as mesmas técnicas de reconciliação de dados, com uma função objetivo do tipo mínimos quadrados ponderados com limite de confiança igual a 95%.

## 2. Reconciliação de Dados– Caso I

### 2.1.Modelo

O principal objetivo do Exemplo 1 é ilustrar em um problema simples o desempenho do sistema de reconciliação implementado. Como descrito anteriormente, a reconciliação de dados foi feita utilizando um modelo construído em Hysys. Para este

caso, foi utilizado o modelo apresentado na Figura (14) com composição da corrente 1 igual a da Tabela (5).

O processo consiste em uma tubulação de gás combustível com dois medidores de vazão mássica, o primeiro localizado a montante da válvula VLV-101 e o segundo após a válvula. Assim, o procedimento de reconciliação de dados será executado considerando as seguintes variáveis:

- Variável Independente: Vazão mássica da corrente 1;
- Variável Dependente: Vazão Mássica da corrente 2;

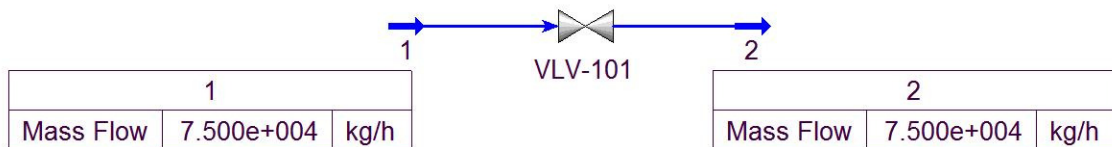


Figura 14. Fluxograma da simulação em Hysys do processo do exemplo 1.

O pacote termodinâmico utilizado considerou a equação de estado de Peng Robinson, com entalpias calculadas pelo método de Lee Keesler.

## 2.2.Dados Utilizados

Dado que o sistema proposto não é real, foi necessário gerar os dados experimentais por simulação, de forma que o procedimento de reconciliação de dados pudesse ser executado. Assim, foram simuladas 24 horas de operação deste processo com aquisição de dados a cada 5 minutos. Admitindo-se que o sistema não é isolado e que a montante e a jusante da válvula existem outros processos que o perturbam, as vazões perturbadas arbitrariamente alterações de *set points*. Os dados de simulação foram perturbados por um sinal pseudo-aleatório gerado pela função ALEATÓRIO do MS Excel. Como os dados pseudo-aleatórios originais são uniformemente distribuídos no intervalo de [0,1], as perturbações foram transformadas com as Equações (51) e (52)



para gerar perturbações aproximadamente gaussianas, como mostrado nas Figuras (15) e (16) (PEREIRA JUNIOR, FREITAS e LACERDA, 2003).

$$\Phi_1 = \sqrt{-2 \cdot \ln(U_1)} \cdot \text{sen}(2 \cdot \pi \cdot U_2) \quad (51)$$

$$\Phi_2 = \sqrt{-2 \cdot \ln(U_1)} \cdot \text{cos}(2 \cdot \pi \cdot U_2) \quad (52)$$

Onde,  $\Phi_1$  e  $\Phi_2$  representam as perturbações aproximadamente gaussianas independentes e  $U_1$  e  $U_2$  são dados pseudo-aleatórios uniformemente distribuídos independentes.

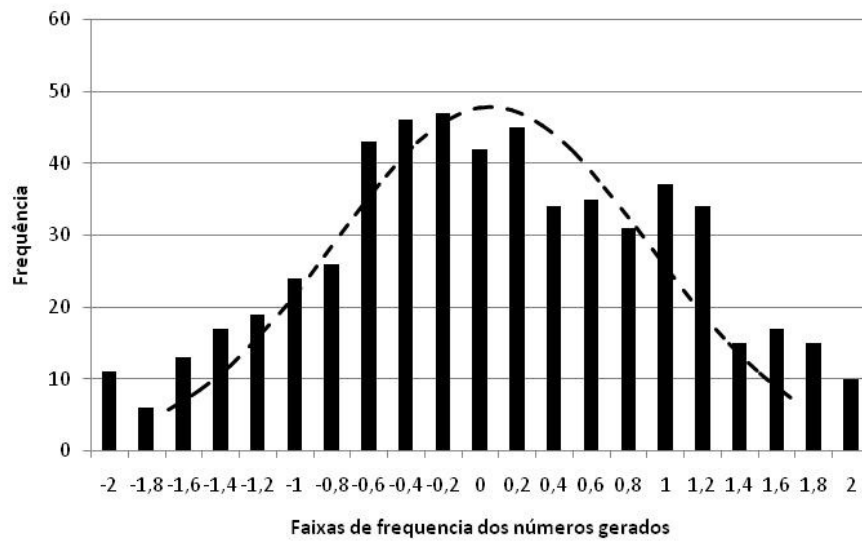


Figura 15. Distribuição utilizada para perturbar a vazão 1.  $\mu_{x1} = 0,0690$  e  $\sigma_{x1}^2 = 0,9997$ .

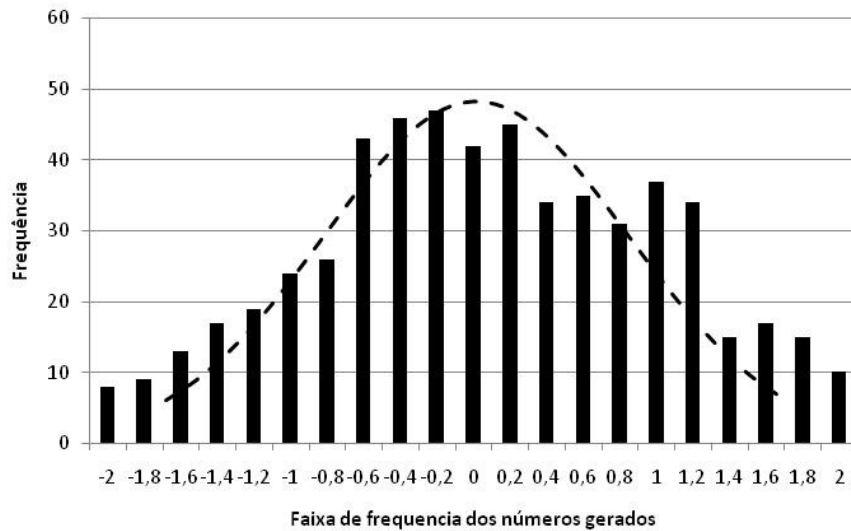


Figura 16. Distribuição utilizada para perturbar a vazão 2.  $\mu_{x2} = 0,0196$  e  $\sigma_{x2}^2 = 0,9910$ .

A geração dos dados perturbados aleatoriamente foi feita na forma:

$$Q_1 = Q_1 + Q_1 \cdot \frac{\text{Aleatório}_1}{1000} \quad (53)$$

$$Q_2 = Q_2 + Q_2 \cdot \frac{\text{Aleatório}_2}{1000} \quad (54)$$

para ajustar a amplitude das perturbações.

A Figura (17) apresenta os valores simulados e os valores perturbados pela função aleatória. Vê-se que o ruído é relativamente pequeno. Mudanças de *set points* foram introduzidas para verificar a estabilidade do procedimento de reconciliação quando o sistema passa por mudanças bruscas.

O procedimento de reconciliação de dados foi executado, utilizando o HML. Foram consideradas janelas de 20 minutos com amostragem a cada 5 minutos. Para o cálculo das variâncias dos erros de medida, foi considerado o trecho final do segundo dia, onde o processo se encontra em estado estacionário, obtendo-se as variâncias apresentadas na Tabela (6).

Tabela 6. Variância dos erros de medida da variável dependente e independente.

Variável	Variância (Kg/h) <sup>2</sup>
Vazão Mássica da Corrente 1	6089
Vazão Mássica da Corrente 2	6594

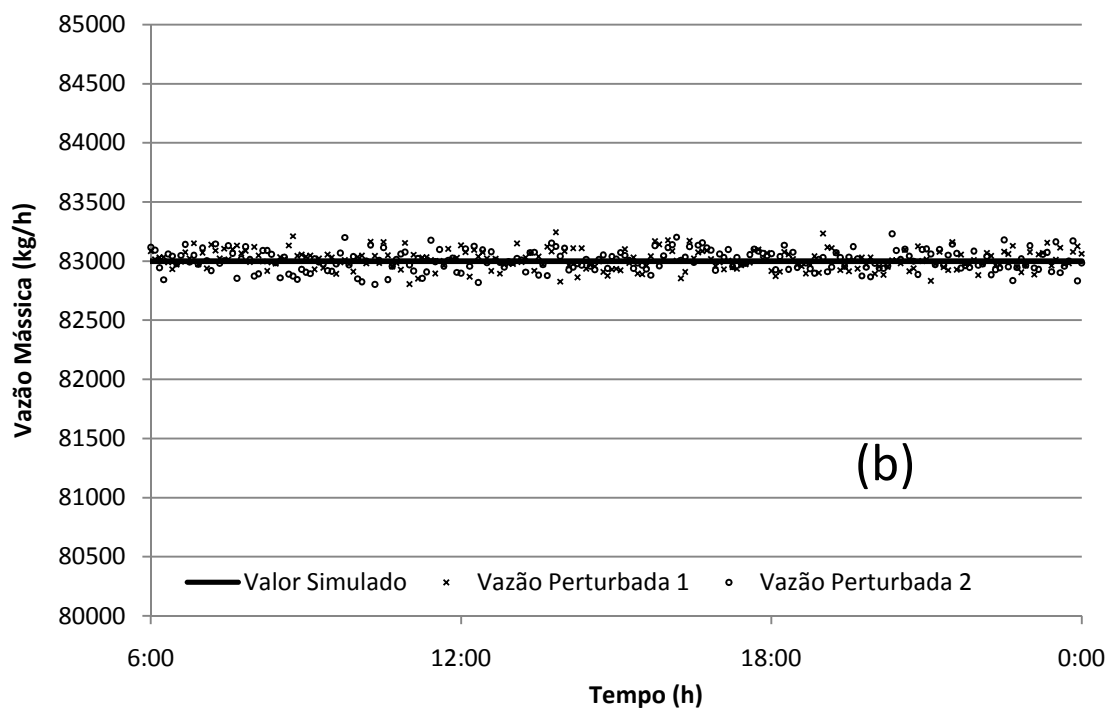
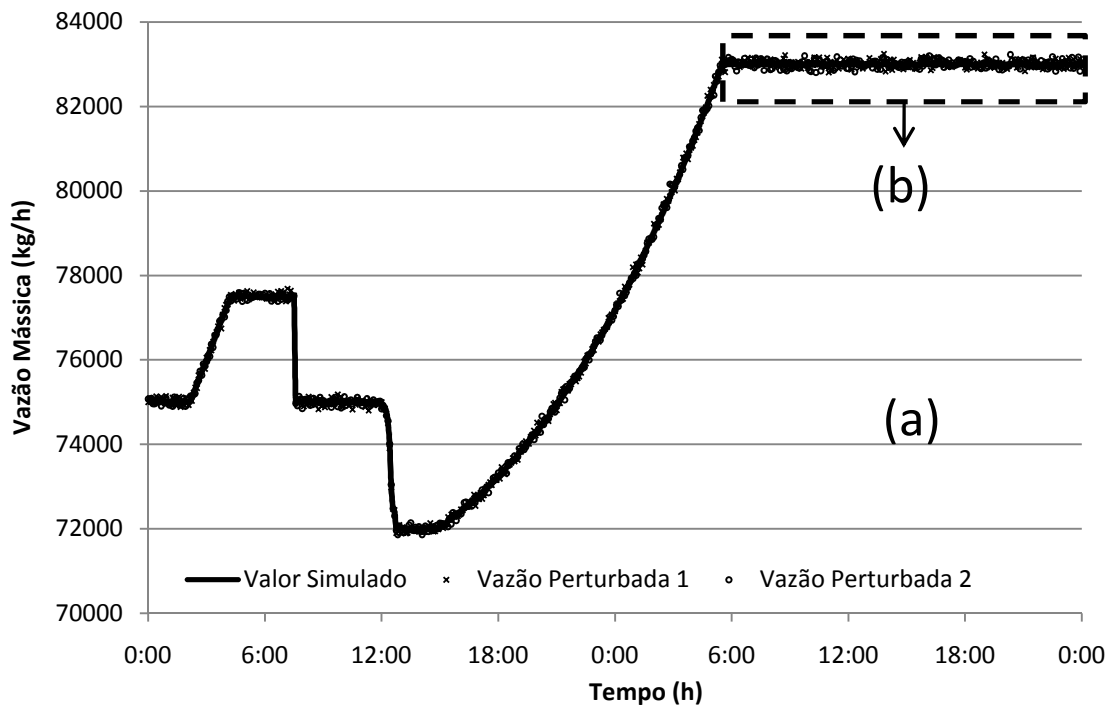


Figura 17. (a) Valor simulado da vazão e valores perturbados pela função aleatória. (b)

Visão aproximada do intervalo de tempo indicado na Figura 17(a)

### 2.3. Resultados e Análise

Os dados reconciliados para a variável independente são apresentados na apresentadas na Figuras (18) e (19).

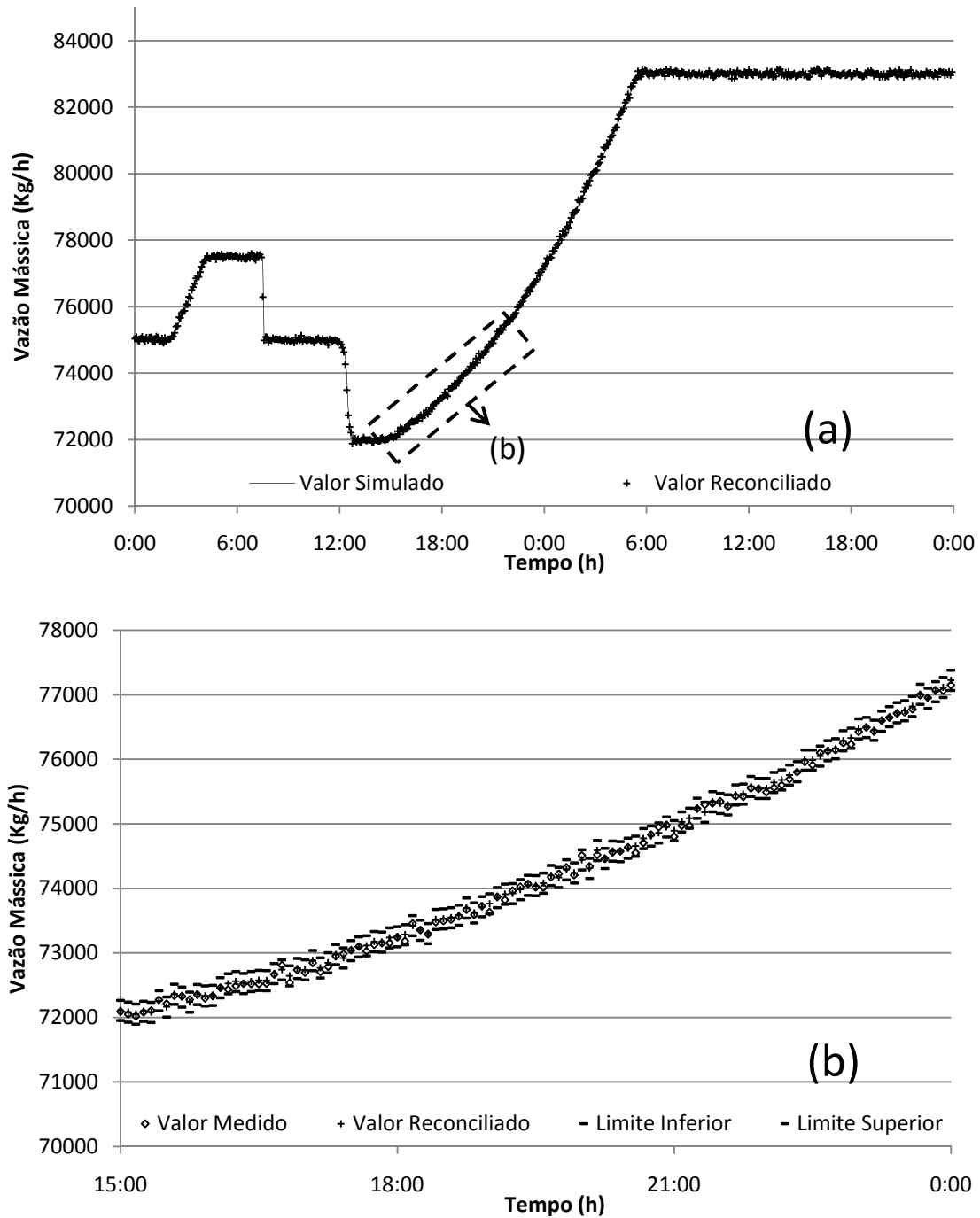


Figura 18. (a) Vazão mássica reconciliada da Corrente 1 (variável independente) frente ao valor simulado. (b) Visão aproximada no período de 15:00 h as 00:00 h comparando o valor medido, reconciliado e limites de confiança superior e inferior igual a 95%.

É possível notar que o valor reconciliado está sempre próximo do valor simulado, minimizando a amplitude da oscilação gerada pela perturbação aleatória e apresentando estimativas mais precisas para as variáveis monitoradas.

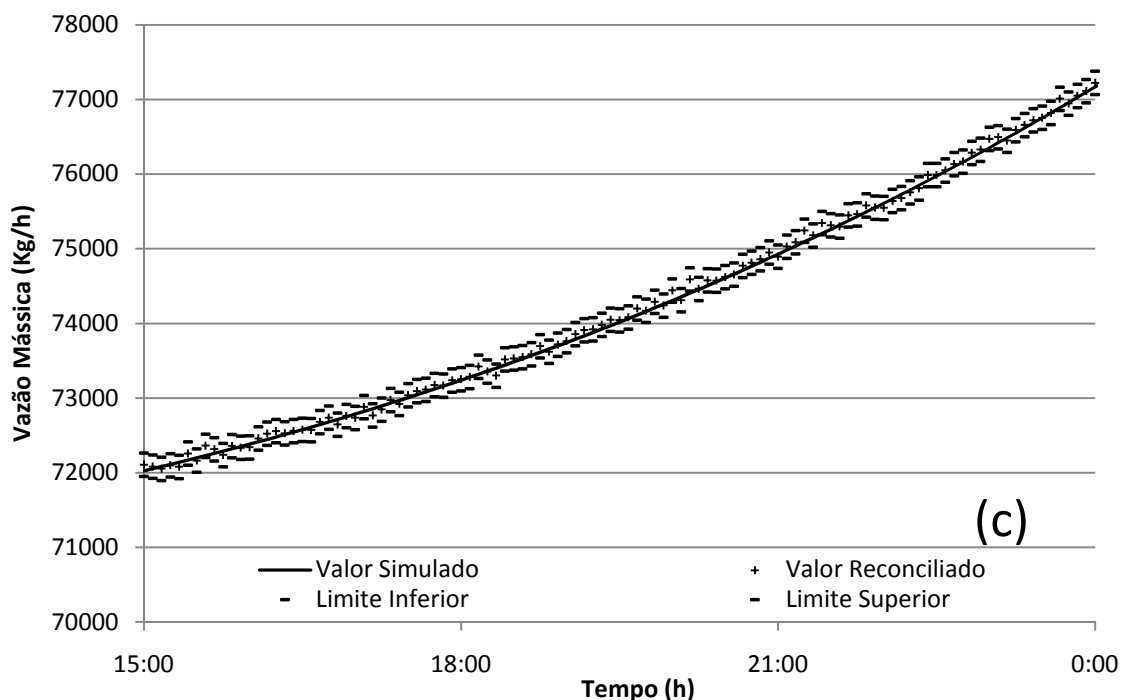


Figura 19. Mesmo período da Figura (18(b)) comparando o valor simulado e o valor reconciliado com os limites de confiança para a vazão mássica da Corrente 1.

Na Figura (20) e (21) é possível verificar que os valores reconciliados para a variável dependente também aproximam dos valores simulados. Em todos os casos, os limites de confiança englobam o valor simulado, mostrando a reconhecida capacidade de filtragem de ruídos do procedimento de reconciliação de dados.

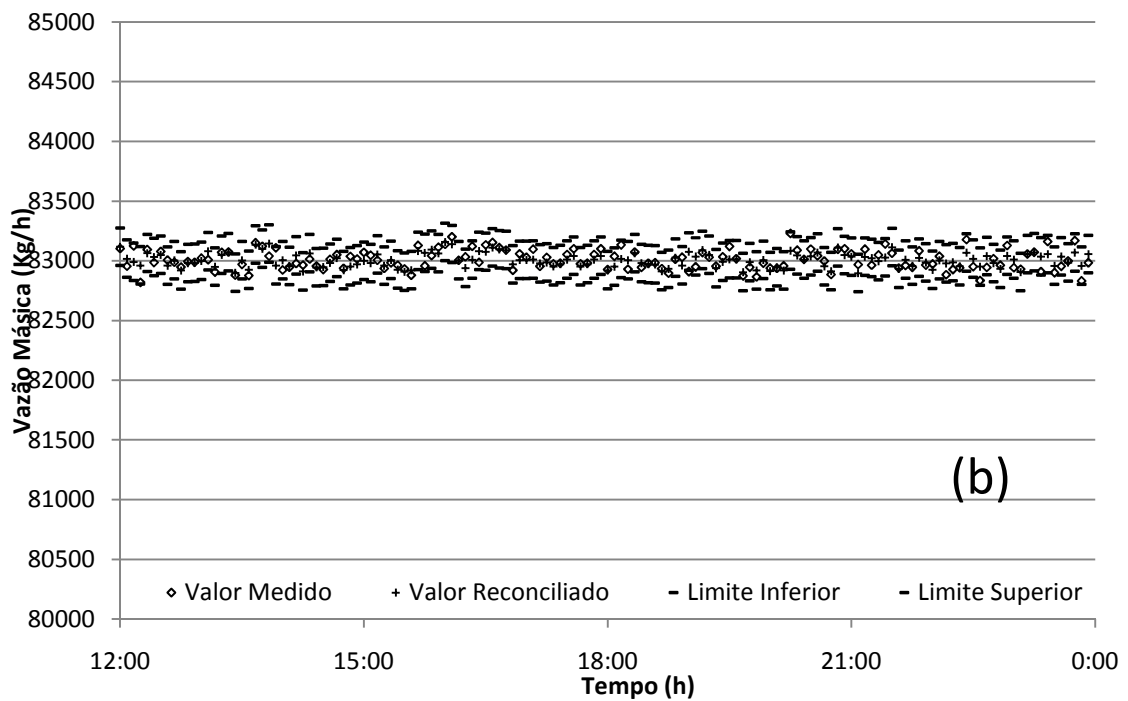
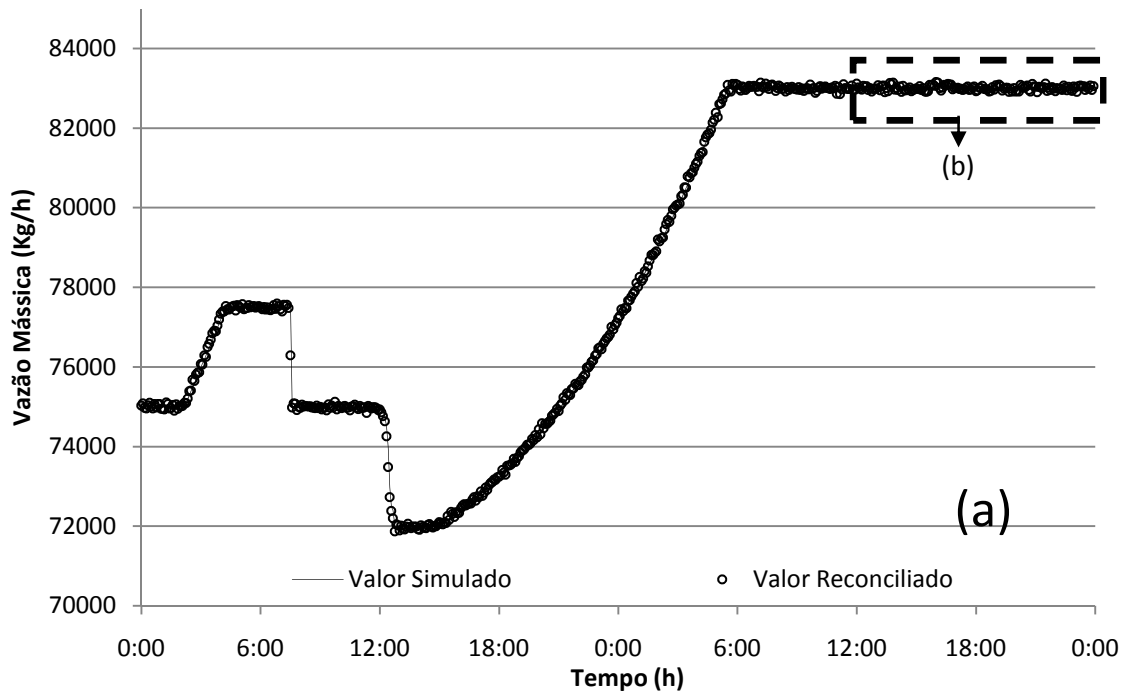


Figura 20. (a) Vazão mássica reconciliada da Corrente 2 (variável dependente) frente ao valor simulado. (b) Visão aproximada no período de 12:00 as 00:00 do segundo dia comparando o valor medido, reconciliado e limites de confiança superior e inferior igual a 95%.

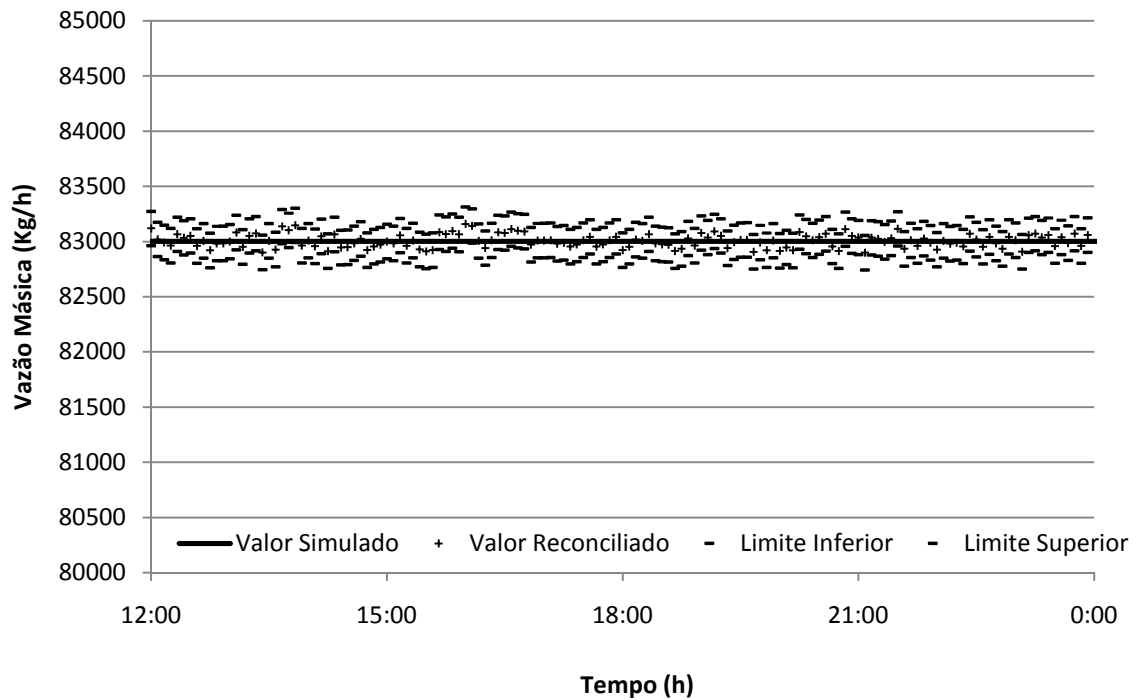


Figura 21. Mesmo período da Figura (20(b)) comparando o valor simulado e o valor reconciliado com os limites de confiança para a vazão mássica da Corrente 2.

A Figura (22) apresenta a comparação entre os valores reconciliados para as vazões mássicas da corrente 1 e 2. Os valores reconciliados para as duas correntes se distribuem ao longo da mesma linha demonstrando a precisão do processo de reconciliação, que aproximou os valores reconciliados dos valores simulados com alta precisão. Dada a simplicidade do modelo isto realmente era esperado, porém este modelo proporcionou avaliar que não existem erros de programação ou numéricos mostrando que o HML, o Hysys e o Máxima se comunicam sem problemas.

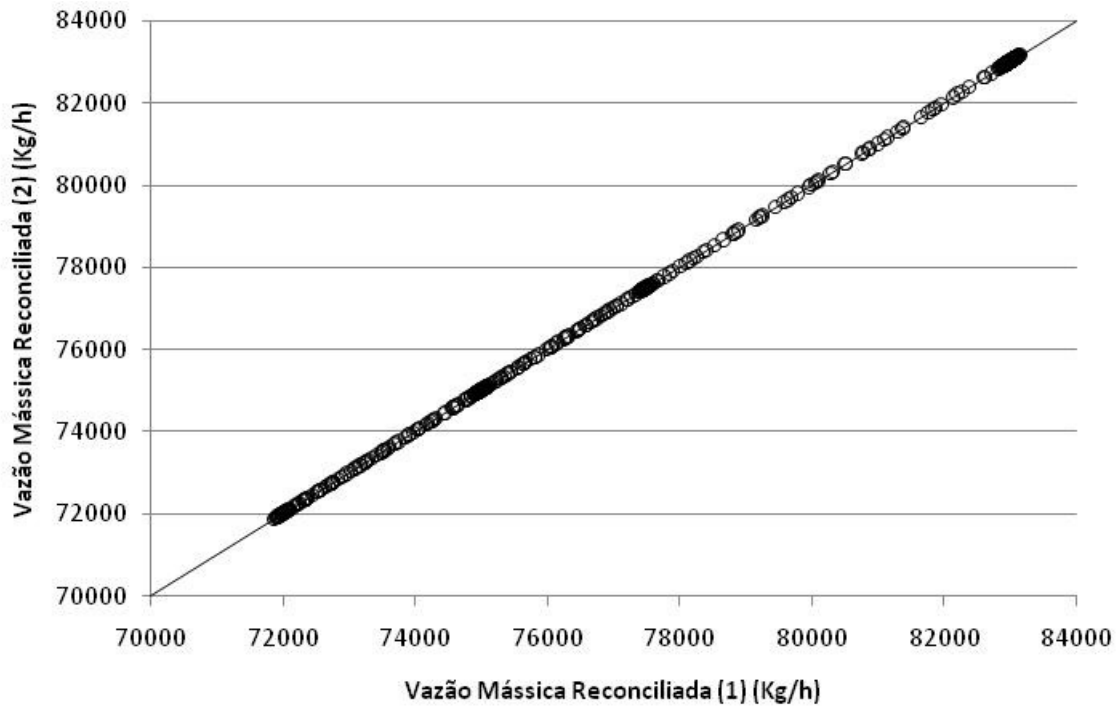


Figura 22. Comparação entre as vazões mássicas reconciliadas das correntes 1 e 2.

A análise do tempo computacional demonstrou a viabilidade de implantação em tempo real deste procedimento de reconciliação de dados. Para execução do procedimento de reconciliação de dados foram gastos em média 54 segundos para cada janela.

### 3. Reconciliação de Dados - Caso II

#### 3.1. Modelo

O principal objetivo do Exemplo 2 é mostrar que o sistema de reconciliação de dados funciona a contento quando é usado um processo que, embora de simples interpretação, pode ser considerado como uma estrutura matemática complexa. O processo está representado na Figura (23). Para este caso foram utilizadas as mesmas bases termodinâmicas do Exemplo 1. O processo consiste de um depurador de gás com medição de vazão mássica na entrada e nas duas saídas. O sistema possui controle de nível do tipo PI atuando na válvula VLV-100.



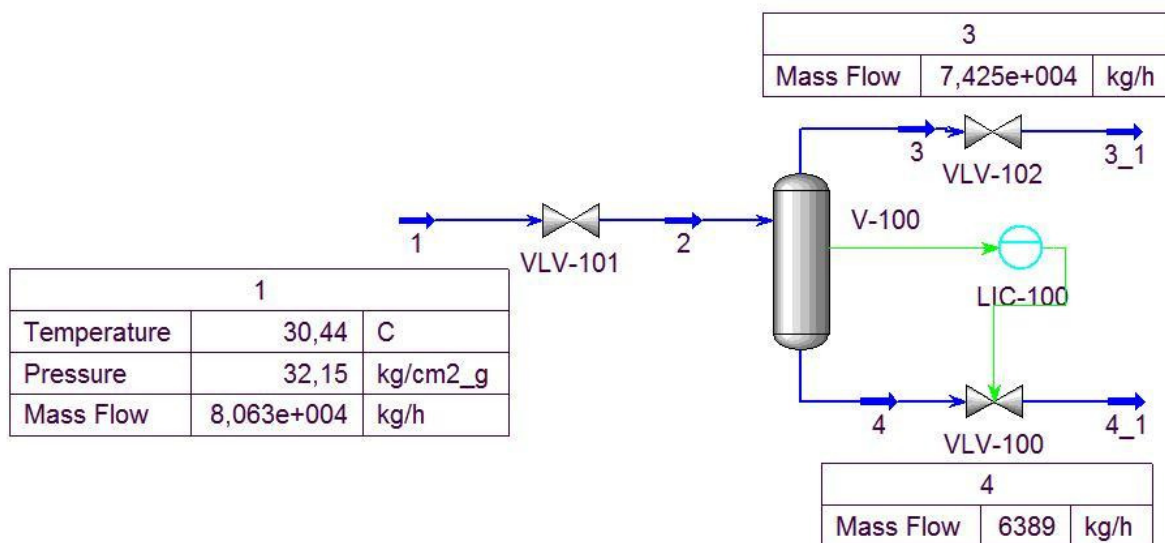


Figura 23. Fluxograma da simulação em Hysys do processo do Exemplo 2.

A composição da corrente 1 do sistema é a apresentada na Tabela (4) com temperatura em torno de 30°C e pressão em torno de 32 Kgf/cm<sup>2</sup>. As variáveis do sistema são apresentadas na Tabela (7).

Tabela 7. Variáveis do sistema

Variáveis Independentes	$T_1, P_1$
Variáveis Dependentes	Vazões mássicas: $Q_1, Q_3$ e $Q_4$ Nível: V-100

As características dimensionais dos equipamentos de processo estão apresentadas na Tabela (8).

Tabela 8. Características dos equipamentos de processo.

Equipamento	Características
Separador Bifásico – V-100	Diâmetro= 2m Altura= 5m
Controle de Nível	Nível <i>Set Point</i> =13,9% Kc= 1,8 ; Ti= 22,2 min; Td= 0 min
Válvula de Controle – VLV 100	Cv= 150 USGPM

### 3.2. Dados Utilizados

Como no Exemplo 1, as variáveis foram perturbadas aleatoriamente para gerar um sinal ruidoso. As variáveis foram, portanto, perturbadas utilizando as Equações (51) e (52). Nas Figuras (24) a (29) são apresentados os dados simulados através de uma linha contínua e os dados perturbados através de pontos.

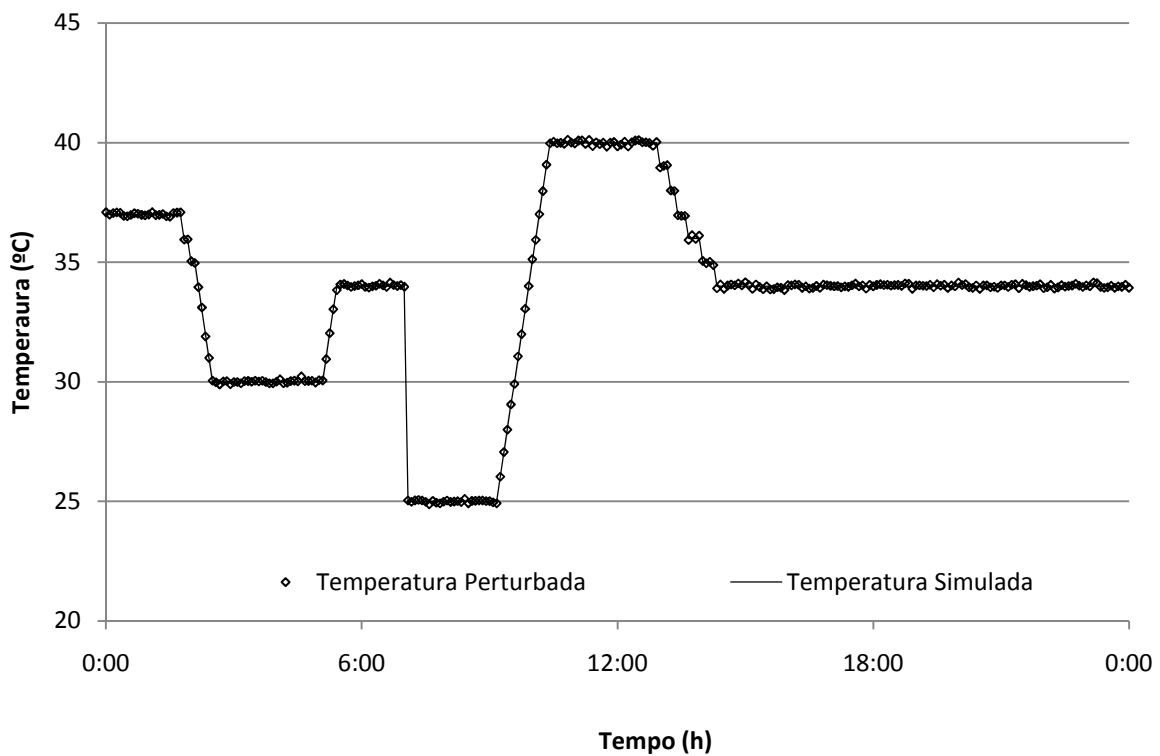


Figura 24. Temperatura da corrente 1.

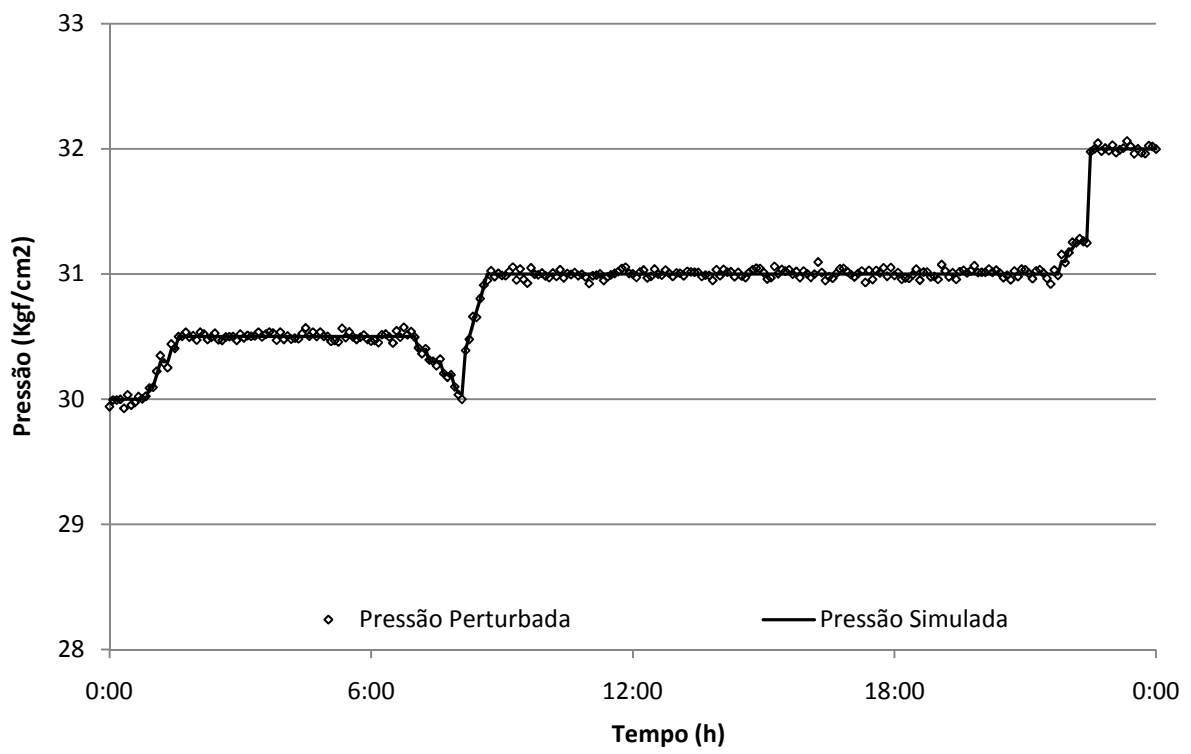


Figura 25. Pressão da corrente 1.

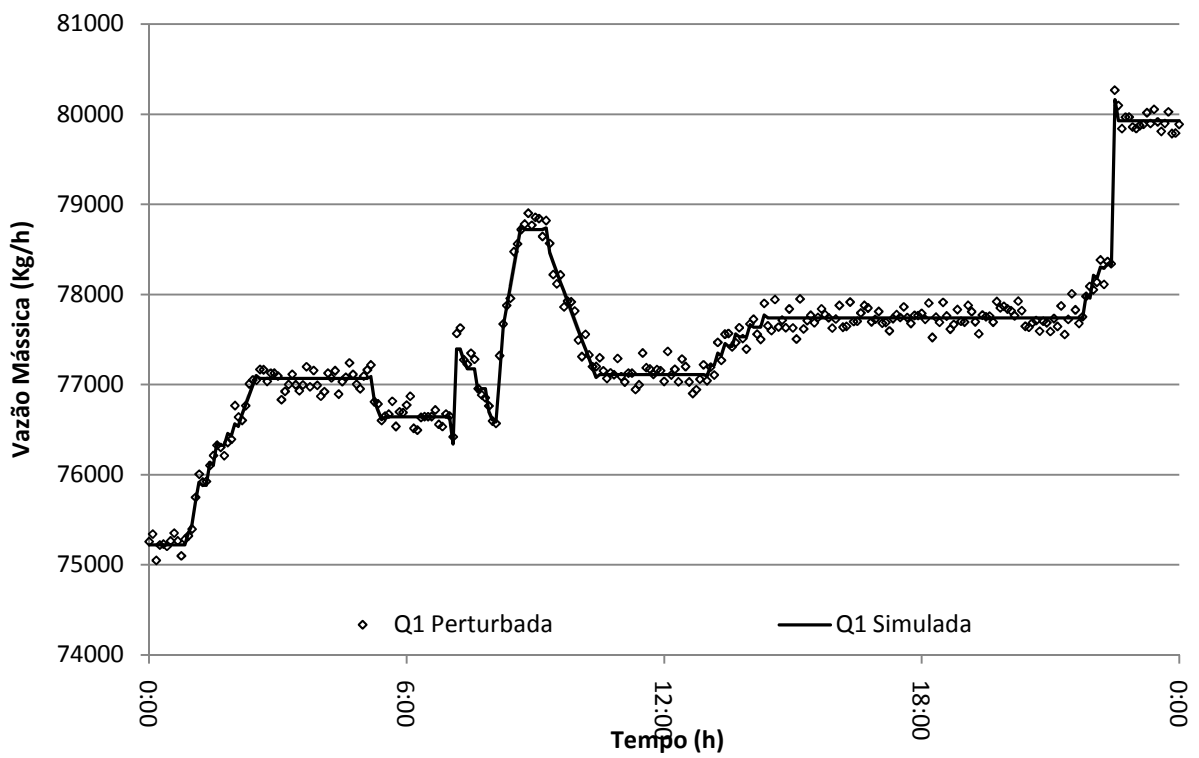


Figura 26. Vazão mássica a corrente 1.

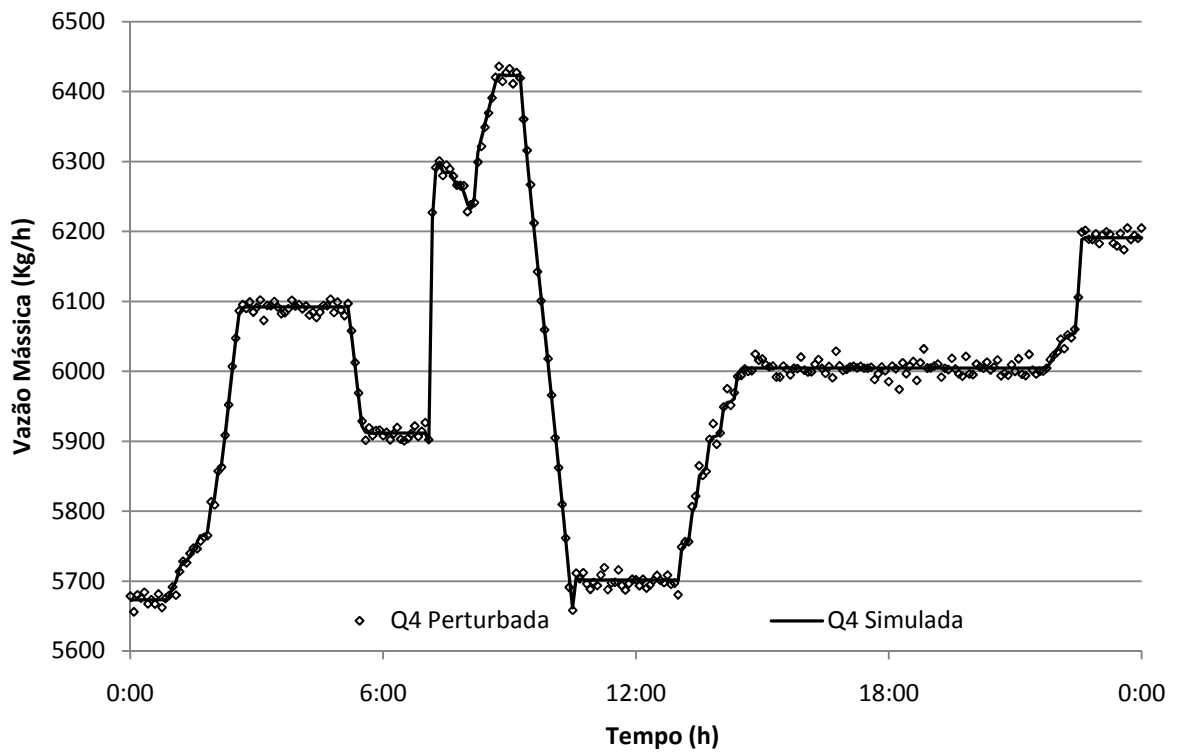


Figura 27. Vazão mássica da corrente 4.

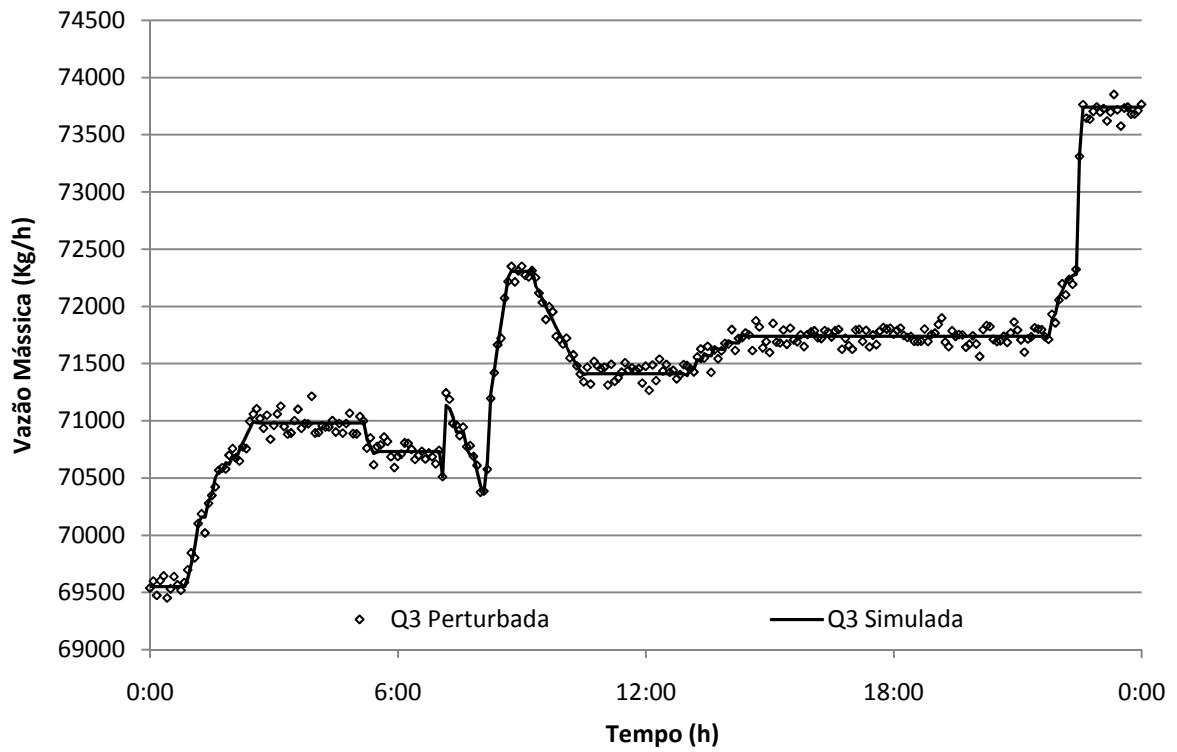


Figura 28. Vazão mássica da corrente 3.

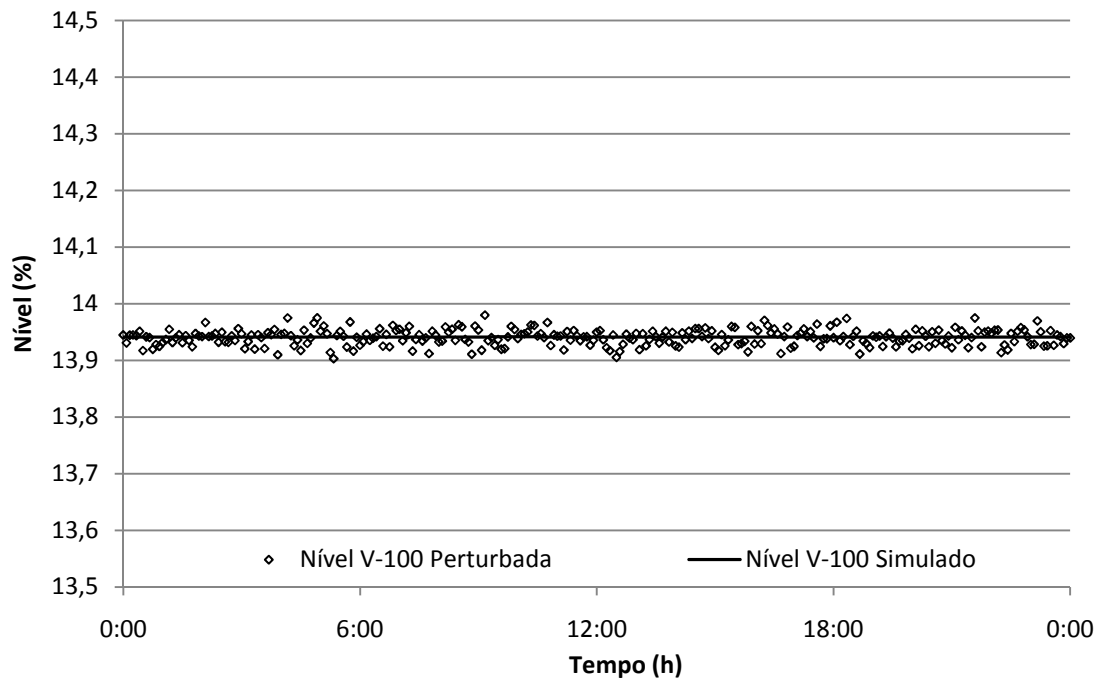


Figura 29. Nível de líquido do separador V-100.

### 3.3.Resultados e Análise

Como resultado do procedimento de reconciliação, obtiveram-se os valores reconciliados para as variáveis dependentes ( $P_1$  e  $T_1$ ) e as variáveis independentes ( $Q_1$ ,  $Q_2$ ,  $Q_3$  e Nível) reconciliadas, os resultados são apresentados nas Figuras (35) a (40).

Fazendo a análise dos valores reconciliados, verifica-se que o reconciliador convergiu de forma efetiva, apresentando limites de confiança (95%) estreitos e pouco oscilatórios. A soma das vazões mássicas de saída deve ser igual à vazão mássica de entrada menos o acúmulo. Na Figura (35) é apresentado o nível do vaso V-100 reconciliado. Como a variação no nível é desprezível pode concluir que o acúmulo no sistema é quase nulo. Assim, a soma das vazões mássicas de saída  $Q_3$  e  $Q_4$  deve ser igual a vazão mássica  $Q_1$ . Na Figura (37(a)) é apresentado  $Q_3+Q_4$  como função de  $Q_1$ , verifica-se a perturbação variáveis simuladas através do afastamento da diagonal principal. Os pontos apresentam-se distribuídos ao longo da diagonal, porém com afastamento em relação a esta. Na Figura (37(b)) é apresentado a soma das vazões

mássicas reconciliadas Q3 e Q4 como função de Q1. A maior aproximação dos pontos em relação à diagonal confirma a eficiência do procedimento de reconciliação de dados filtrando os ruídos causados pelas medições.

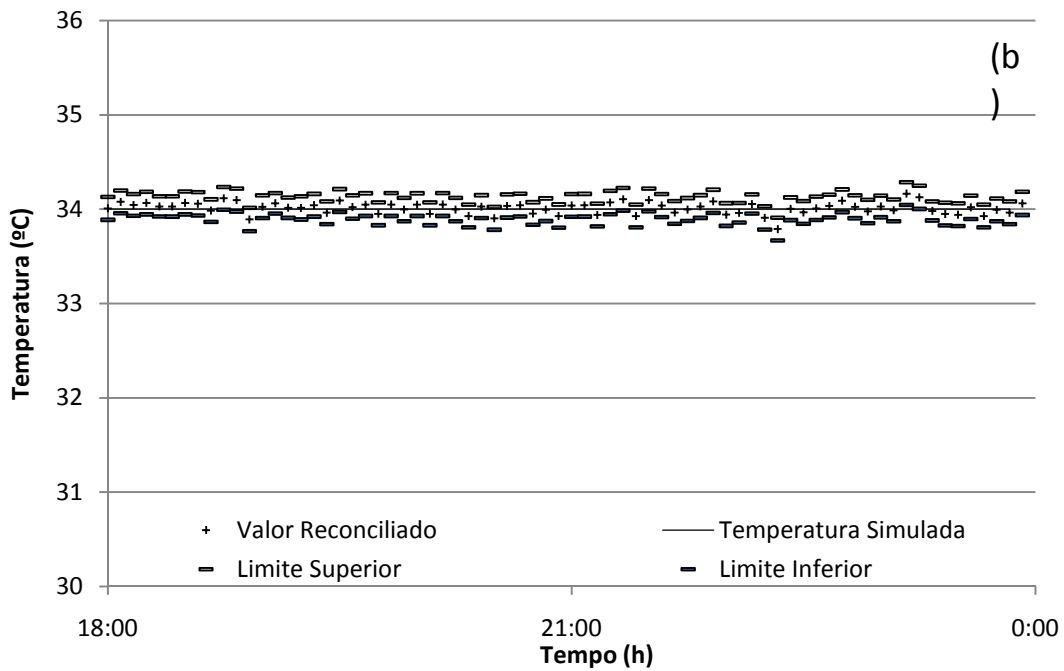
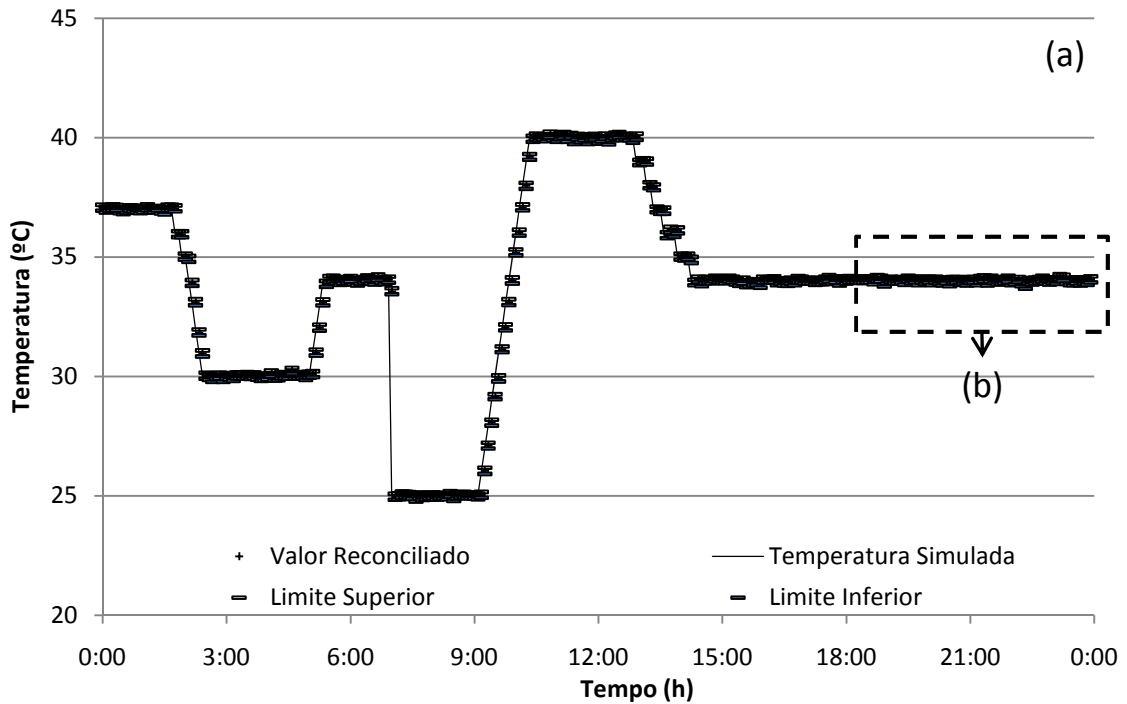


Figura 30. (a) Resultados da reconciliação da temperatura da corrente 1. (b) Visão aproximada da Figura (30(a)).

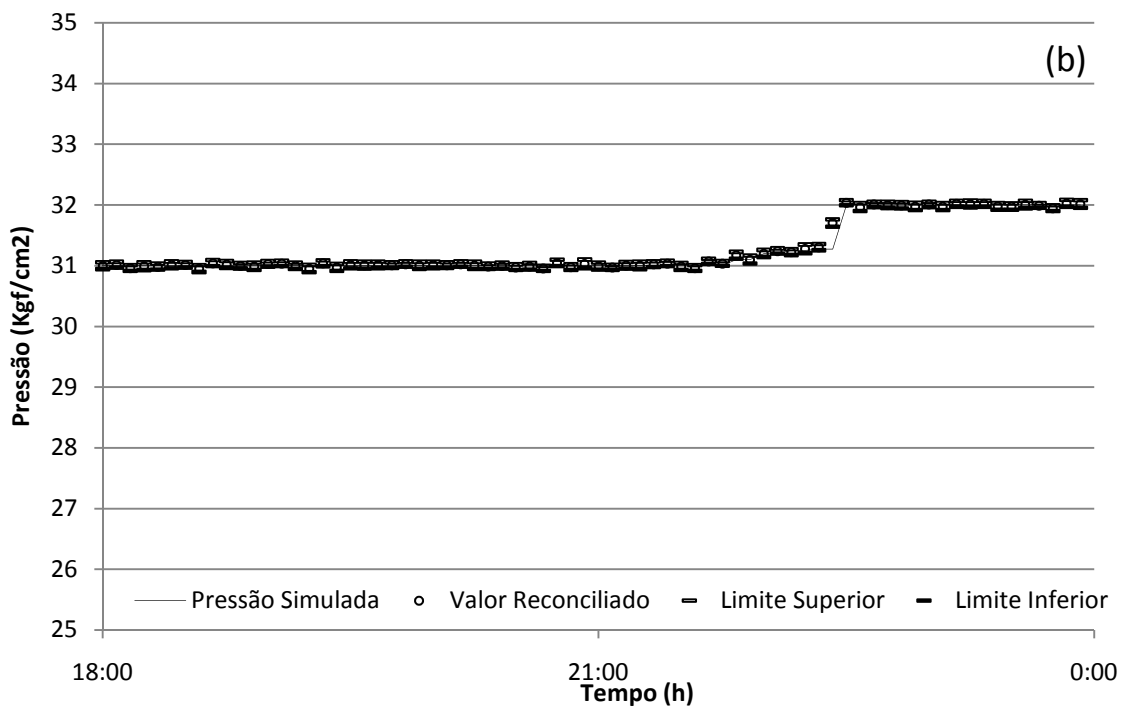
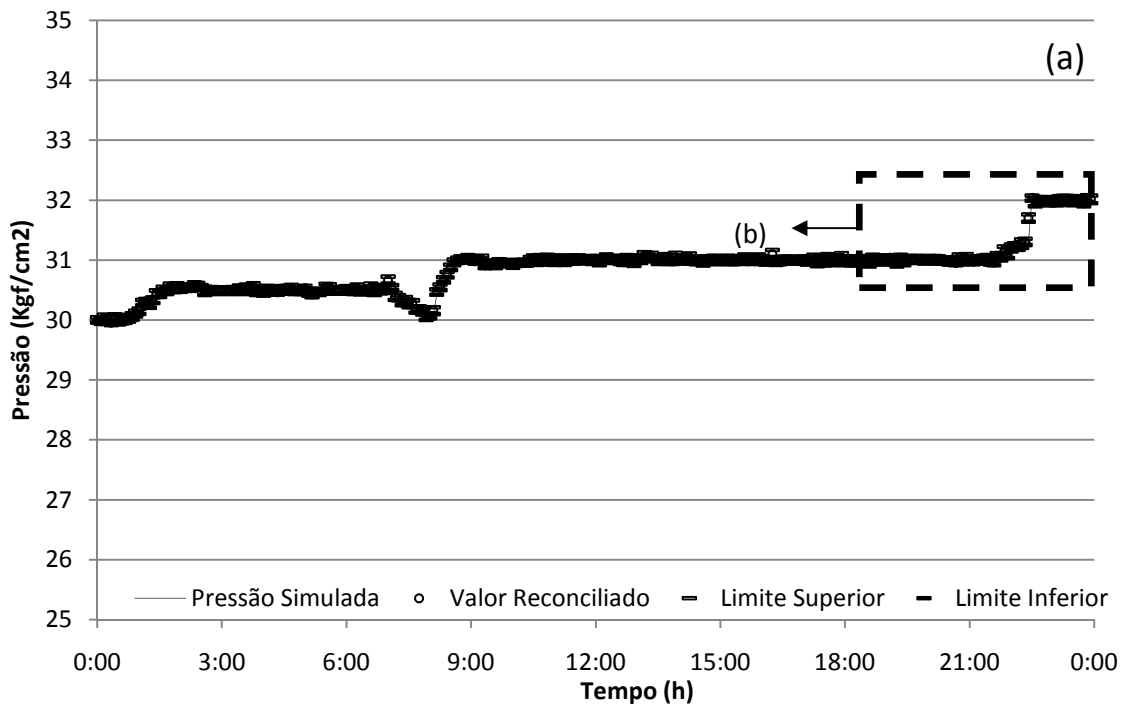


Figura 31. (a) Resultados da reconciliação da pressão da corrente 1. (b) Visão aproximada da Figura (31(a)).

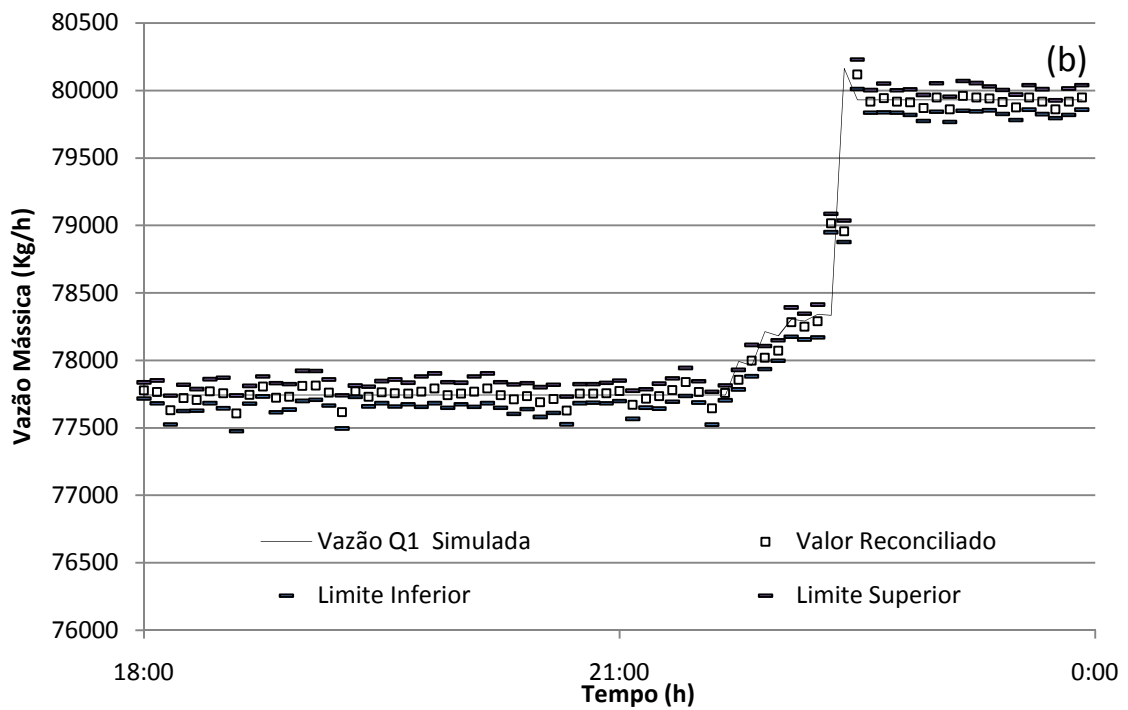
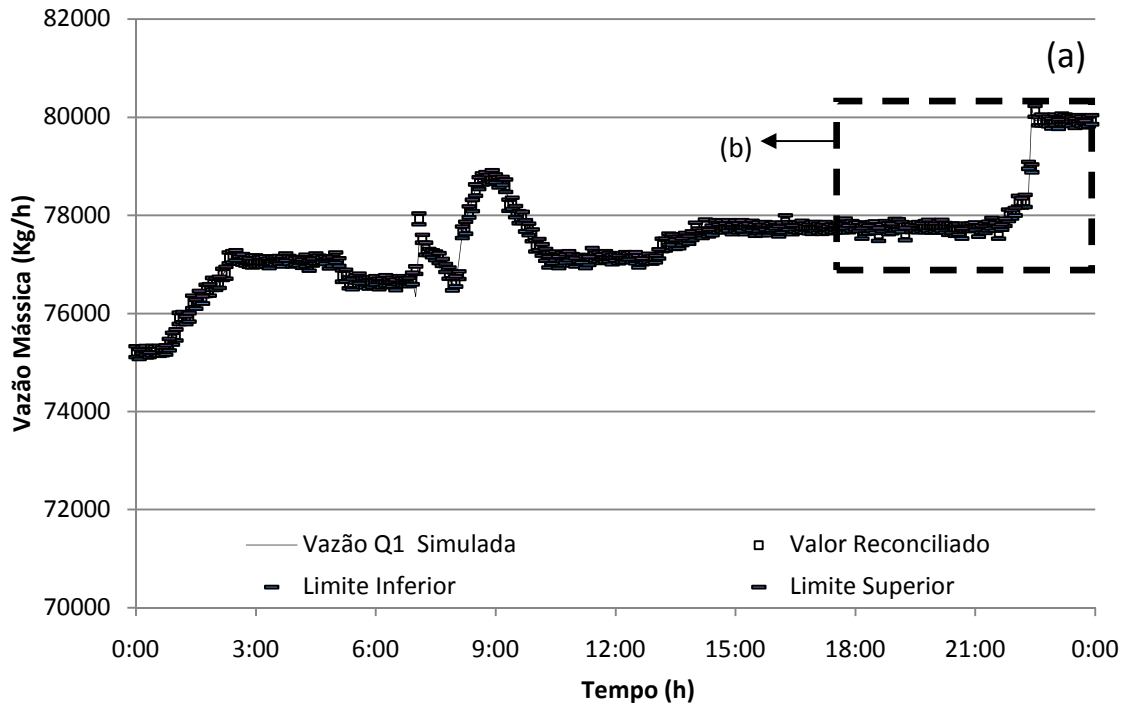


Figura 32. (a) Resultado da reconciliação da vazão mássica da corrente 1 - Q<sub>1</sub>. (b) Visão aproximada da Figura (32(a)).



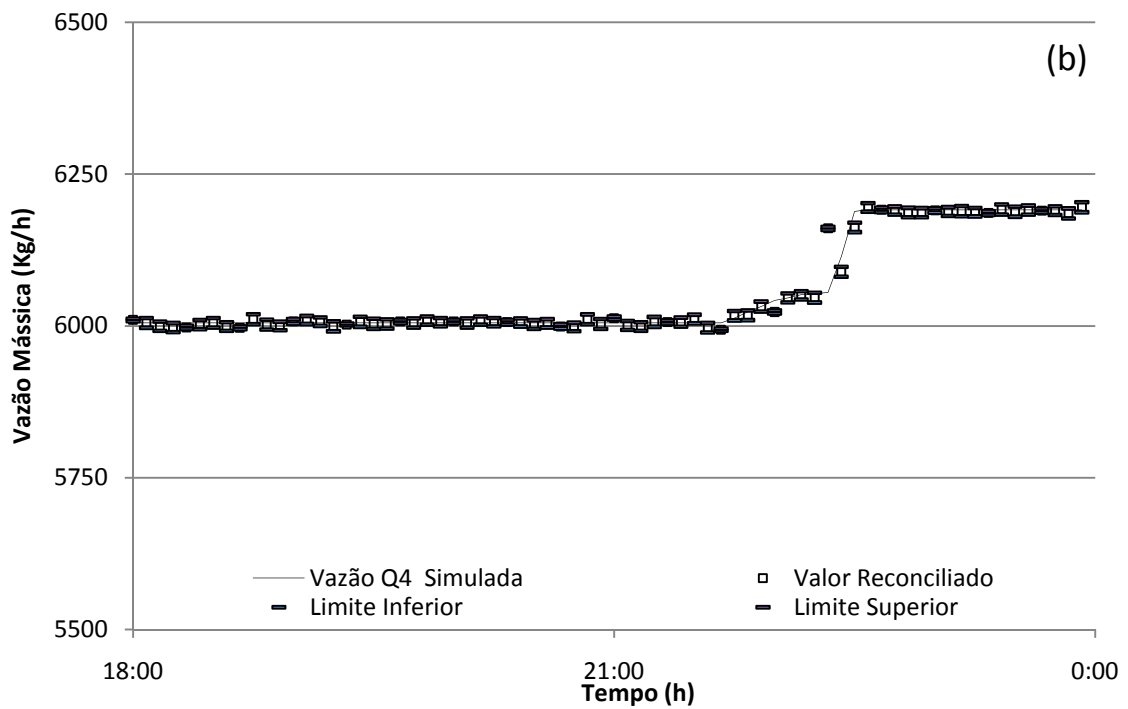
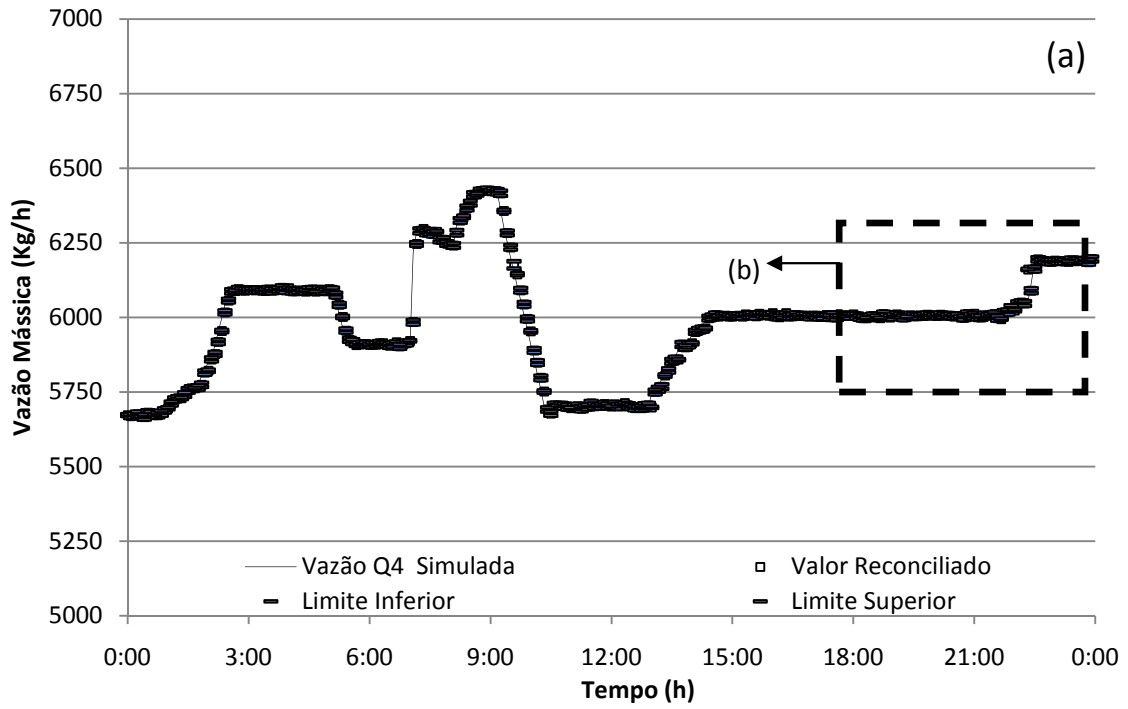


Figura 33. (a) Resultado da reconciliação para a vazão mássica da corrente 4 - Q<sub>4</sub>. (b)

Visão aproximada da Figura (33(a)).

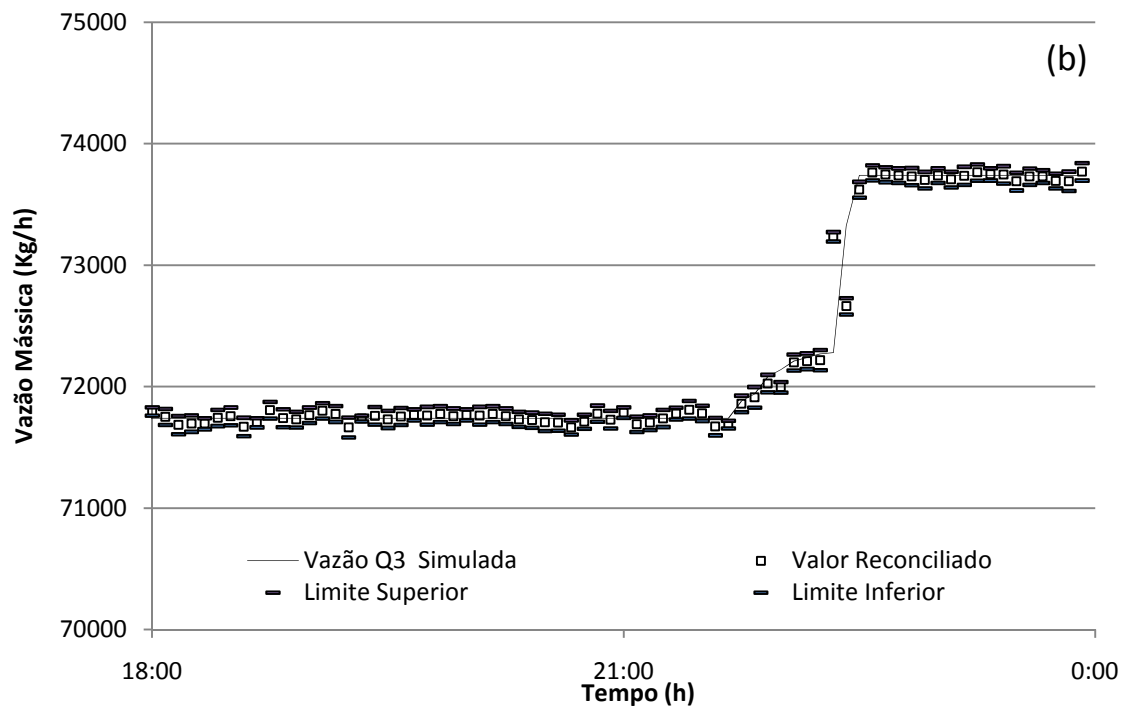
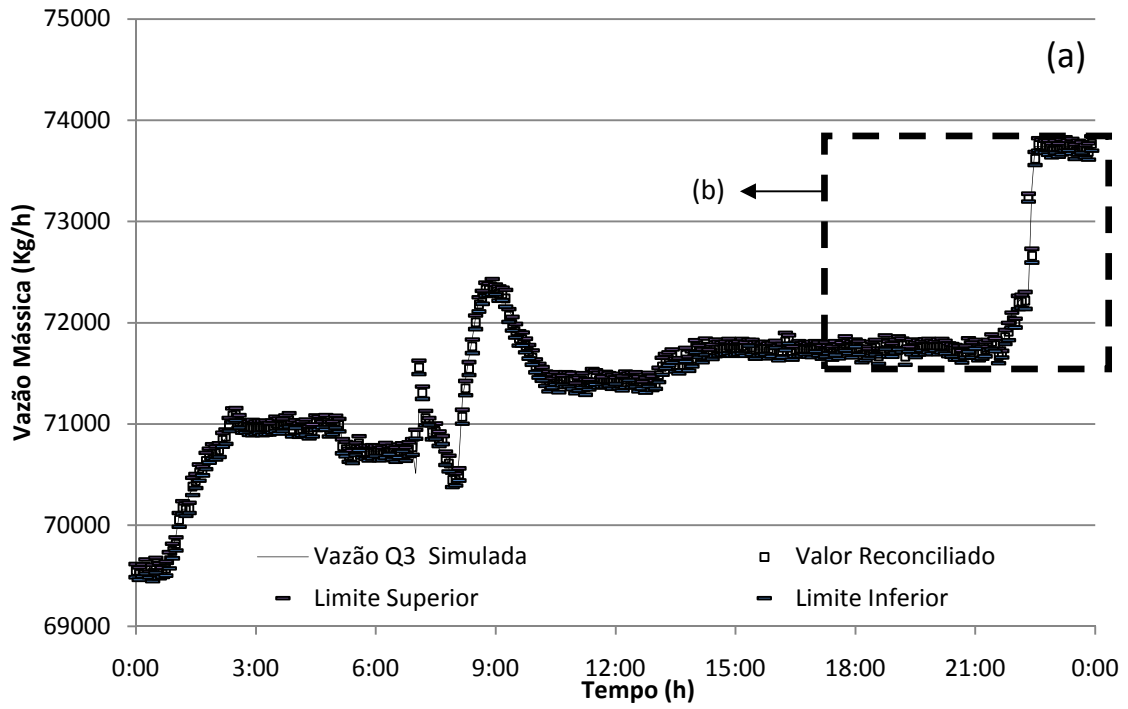


Figura 34. (a) Resultado da reconciliação da vazão mássica da corrente 3 - Q<sub>3</sub>. (b) Visão aproximada a Figura (34(a)).

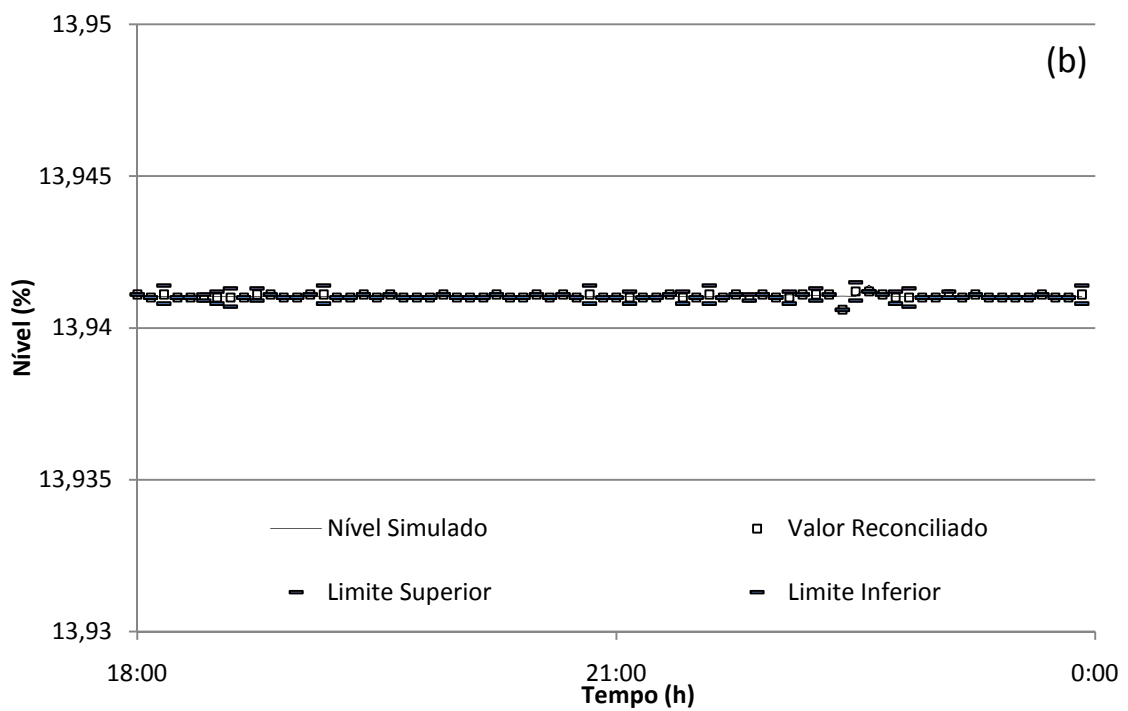
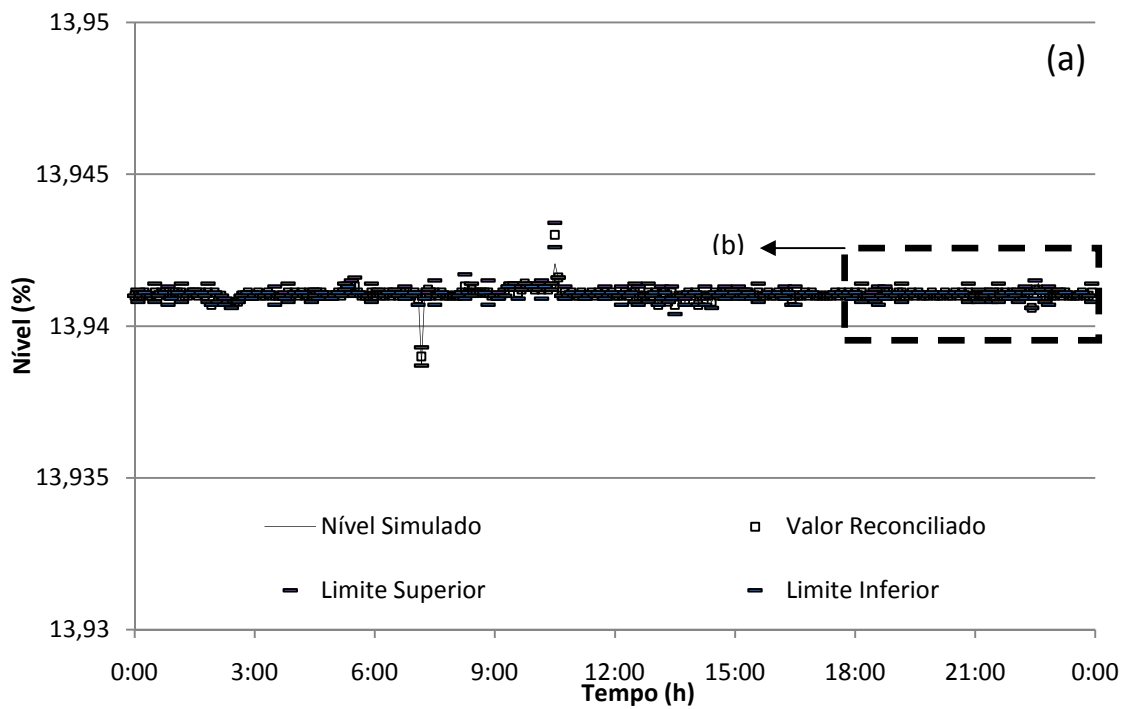


Figura 35. (a) Resultado da reconciliação para o nível do vaso V-100. (b) Visão aproximada da Figura (35(a)).

A análise da Figura (36) demonstra que o tempo médio obtido para reconciliação de dados foi de 4,5 minutos, mostrando a possibilidade de aplicação do Hysys Dinâmico, como modelo do processo em procedimentos de reconciliação de dados dinâmico e não linear. A possibilidade de aplicação em linha também fica provada.

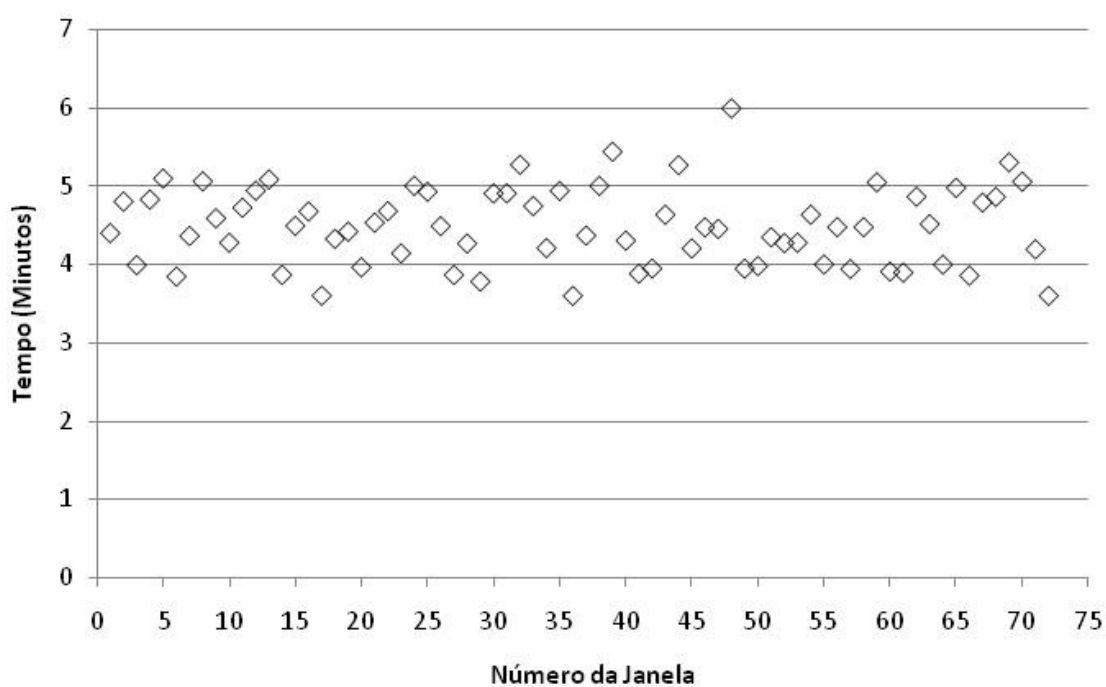


Figura 36. Tempo computacional necessário para executar a reconciliação em cada janela.

Durante o processo de reconciliação não foram notados problemas de comunicação entre os aplicativos, demonstrando que o HML executa a contento a tarefa de comunicar o Máxima ao Hysys.

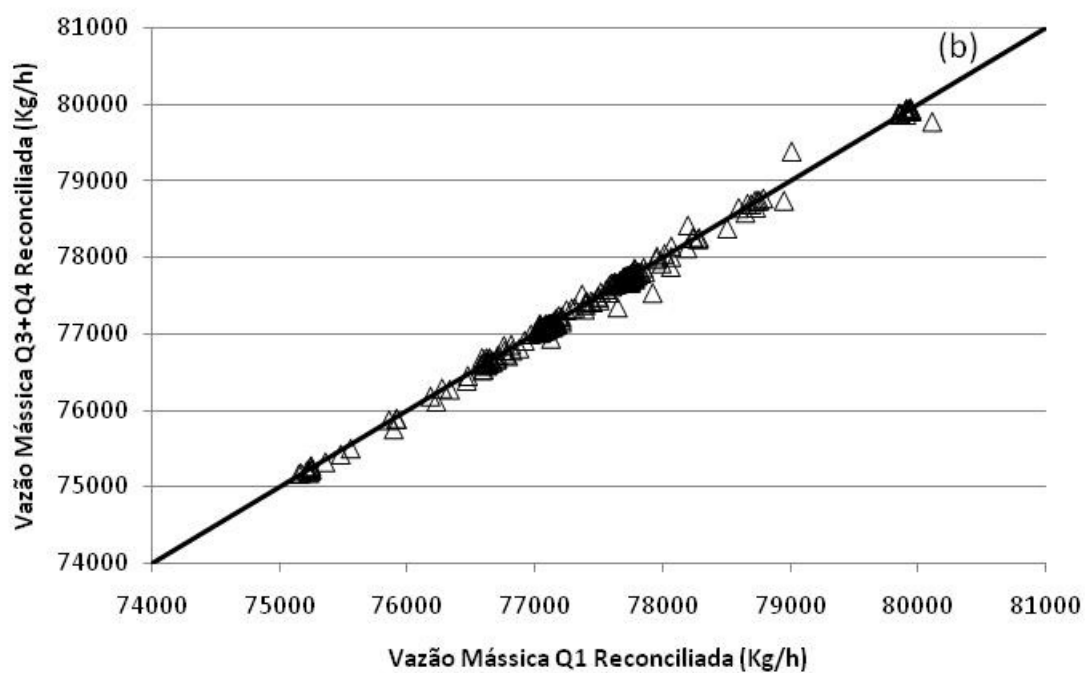
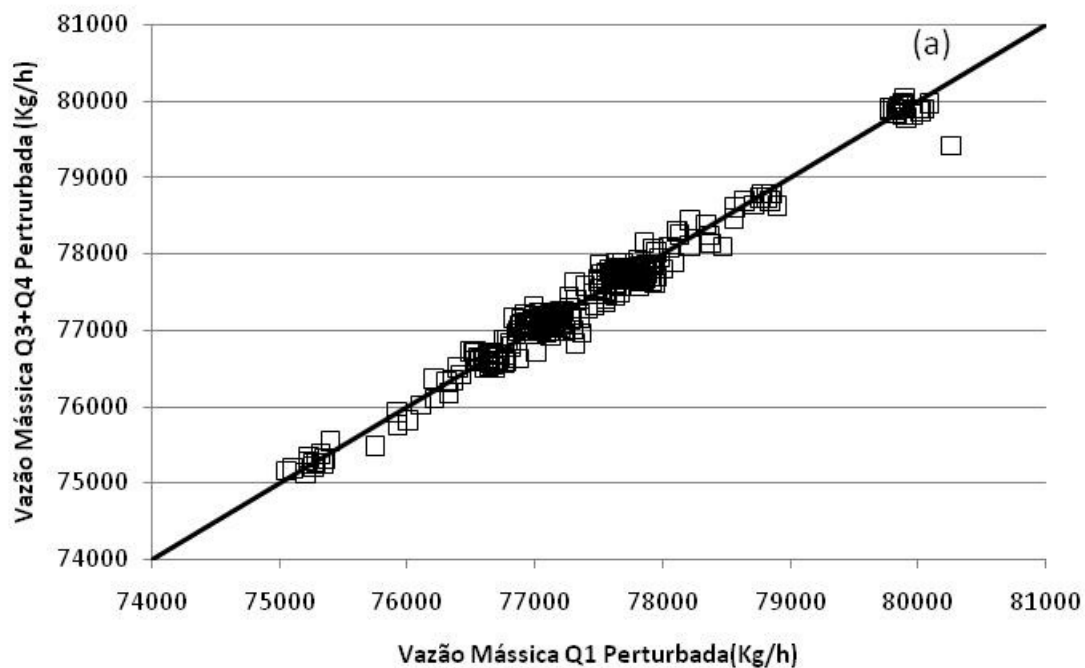


Figura 37. (a) Vazão mássica perturbada Q3+Q4 como função da vazão mássica perturbada Q1. (b) Vazão mássica reconciliada Q3+Q4 como função da vazão mássica reconciliada Q1.

## 4. Reconciliação de Dados – Caso Real

### 4.1. Modelo

Para avaliação do procedimento de reconciliação proposto em casos reais, foi selecionada uma planta de condicionamento de gás combustível. A função desta planta é adequar o ponto de orvalho do gás combustível garantindo que não haja condensação do gás que entra nas turbinas para geração de energia. O gás combustível deve estar em uma temperatura 20°C acima do ponto de orvalho dos hidrocarbonetos.

Este sistema coleta gás de duas fontes. Em situação normal, o gás é retirado após a planta de desidratação com TEG; isto é, após o terceiro estágio de compressão, a pressões próximas a 20000 KPag. Em situação de contingência, quando o sistema de compressão não está operacional, existe a possibilidade de importação de gás a partir do gasoduto. Neste caso, o gás é consumido e tem sua temperatura reduzida com a diminuição da pressão do gasoduto. Assim, existe um limite de tempo para que o gás possa ser continuamente importado, sob pena de não se conseguir atingir a especificação necessária para envio as turbinas. O gás recebido é então aquecido em um permutador casco e tubo, utilizando água quente de processo a 180°C e 18000 KPag como fonte quente. A água passa pelo casco e gás passa pelos tubos. Este gás tem então sua pressão diminuída para valores em torno de 8600 KPag, sendo expandido através de uma válvula de pressão (PV). O gás é então encaminhado para outro permutador de calor gás quente-gás frio, onde tem sua pressão reduzida novamente em um conjunto de PVs configuradas em *Split Range* para uma pressão de 4100 KPag. Dessa forma, a temperatura do gás baixa, atingindo o ponto de orvalho. O líquido condensado é separado em um separador bifásico vertical com controle automático de nível. O gás separado passa então pelo permutador gás frio-gás quente e atinge uma temperatura de

30 a 50°C, sendo novamente enviado para outro permutador de calor tipo casco e tubo onde é aquecido novamente com água quente de processo. O gás é finalmente enviado para as turbinas para geração de energia.

Todos os trocadores de calor são do tipo casco e tubo, sendo que nos trocadores água-gás o controle da vazão de água é feito através de uma válvula de controle de temperatura (TV). Deve ficar registrado que o segundo permutador água-gás se encontrava fora de operação, sendo utilizado então o *by pass* deste equipamento.

Na Figura (38) é apresentado o fluxograma do processo. As linhas de cor azul correspondem às correntes de material, as linhas de cor verde representam as malhas de controle e as linhas de cor marrom são correntes de energia.

Os equipamentos existentes no processo e suas principais dimensões estão detalhados na Tabela (9). Os controladores, suas funções e parâmetros são resumidos na Tabela (10).

Tabela 9. Detalhes dos principais equipamentos do processo.

Equipamentos	Função	Características	Valor	Unidade
<b>P-5135002</b>	Permutador de Calor Água-Gás	UA Global	Estimado - 14800	KJ/(C.h)
<b>TV-5135003</b>	Válvula de Controle de Temperatura do P-513502	Cv	33	USGPM
		Tipo	Igual Porcentagem	-
		Taxa de Atuação do Atuador	0.01	%/s
		Fluído	Água de Processo Quente	-
<b>PV-5135003</b>	Válvula de Controle de Pressão	Cv	15,7	USGPM
		Tipo	Igual Porcentagem	-
		Taxa de Atuação do Atuador	4	%/s
		Fluído	Gás Combustível	-
<b>P-5135001</b>	Permutador de Calor Gás-Gás	UA Global	Estimado - 463000	KJ/(C.h)
<b>PV-5135012A</b>	Válvula de Controle de Pressão	Cv	38	USGPM
		Tipo	Igual Porcentagem	-
		Taxa de Atuação do Atuador	4	%/s
		Fluído	Gás Combustível	-
<b>PV-5135012B</b>	Válvula de Controle de Pressão	Cv	38	USGPM
		Tipo	Igual Porcentagem	-
		Taxa de Atuação do Atuador	4	%/s
		Fluído	Gás Combustível	-
<b>V-513501</b>	Separador Bifásico	Diâmetro	2.5	m
		Altura	6.5	m
		Fluído 1	Gás Combustível	-
		Fluído 2	Líquido Condensado	-
<b>P-5135003</b>	Permutador de Calor Água-Gás	Fora de Operação		

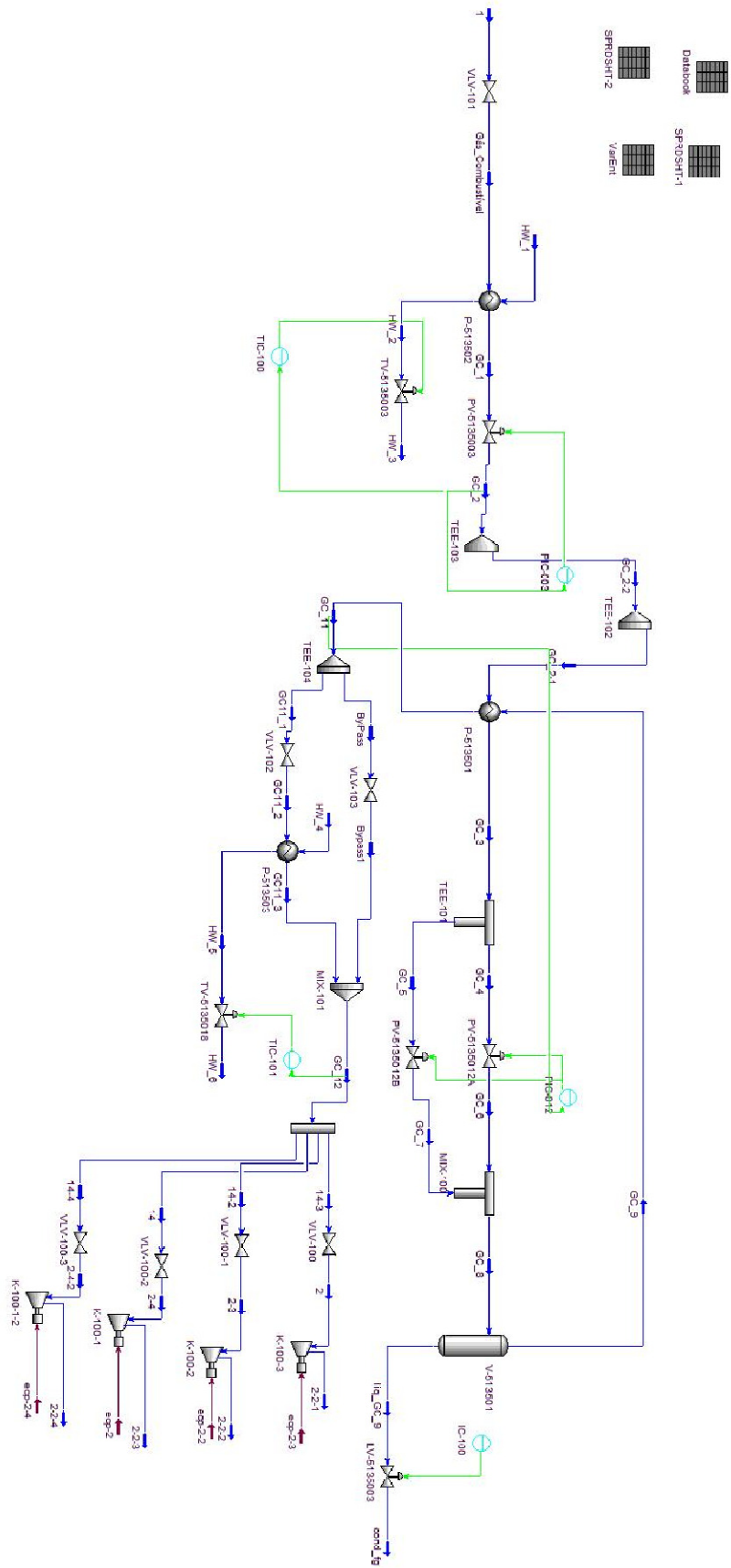


Figura 38. Fluxograma do processo de condicionamento do gás combustível.



Tabela 10. Resumo dos controladores, suas funções e parâmetros.

Controlador	Função	Parâmetros	Valor	Unidade
<b>TIC-100</b>	Controle de temperatura do gás na saída do P-5135002	Kc	1,50	-
		Ti	2,17	Minutos
		Td	2,00	Segundos
		<i>Set Point</i>	61	°C
<b>PIC-003</b>	Controle de pressão a jusante da PV-5135003	Kc	0,02	-
		Ti	0,82	Minutos
		Td	0,00	Segundos
		<i>Set Point</i>	8600	KPag
<b>PIC-012</b>	Controle de pressão a jusante do P-5135001	Kc	1,50	-
		Ti	2,17	Minutos
		Td	2,00	Segundos
		<i>Set Point</i>	4100	KPag
<b>TIC-101</b>	Controle de temperatura do gás na saída do P-5135003	Kc	0,10	-
		Ti	0,50	Minutos
		Td	0,00	Segundos
		<i>Set Point</i>	20*	°C

\* Sistema fora de operação.

Para emular a dinâmica apresentada pela sucção das turbinas que recebem o gás combustível, foram instalados compressores na configuração 4x25%. O *head* para o dimensionamento dos compressores foi calculado utilizando os dados de campo. Assim, foram obtidas condições operacionais que atendessem a todo o intervalo de vazões de gás possível neste sistema, construindo-se em seguida as curvas de *Head x Vazão x Potência* para cada rotação. A rotação dos compressores foi controlada como função da vazão de alimentação.

## 4.2. Validação do Modelo

Para comprovar a aplicabilidade do modelo ao processo proposto, será apresentado nesta seção um estudo da simulação da planta de tratamento de gás combustível. Para comprovar a resposta do modelo frente às perturbações do sistema foram realizadas perturbações nas variáveis de entrada e avaliadas as respostas das principais variáveis do sistema.

Na Figura (39) pode ser observado que o sistemas responde as temperaturas de entrada de forma proporcional. O permutador P-5135002 tem função de manter a temperatura do gás após a PV-5135003 no valor do *set point* especificado no permutador. Neste caso o *set point* é de 61°C. Como pode ser observada, a maior temperatura da corrente GC\_2 é de 48°C, isso devido a válvula TV-5135003 estar saturada em 100%, o seja, o P-5135002 não consegue atender a sua função com a vazão de água quente disponível. Desta forma, é coerente que as temperaturas ao longo do sistema sejam perturbadas pela corrente de entrada. O comportamento apresentado pelo ponto de orvalho responde da mesma forma as perturbações de entrada, porém com uma dinâmica não linear.

Na Figura (40) podem ser observadas as perturbações nas temperaturas ao longo do sistema causadas pelas variações na pressão com resultado correspondendo ao esperado.

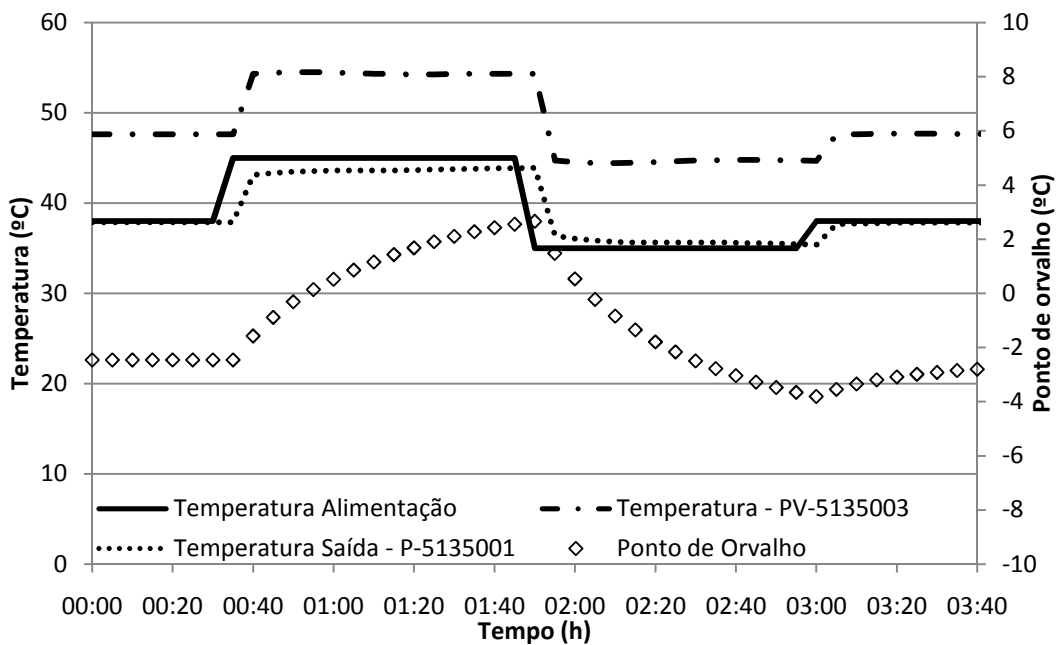


Figura 39. Resposta das temperaturas e ponto de orvalho frente as perturbações na temperatura de alimentação.

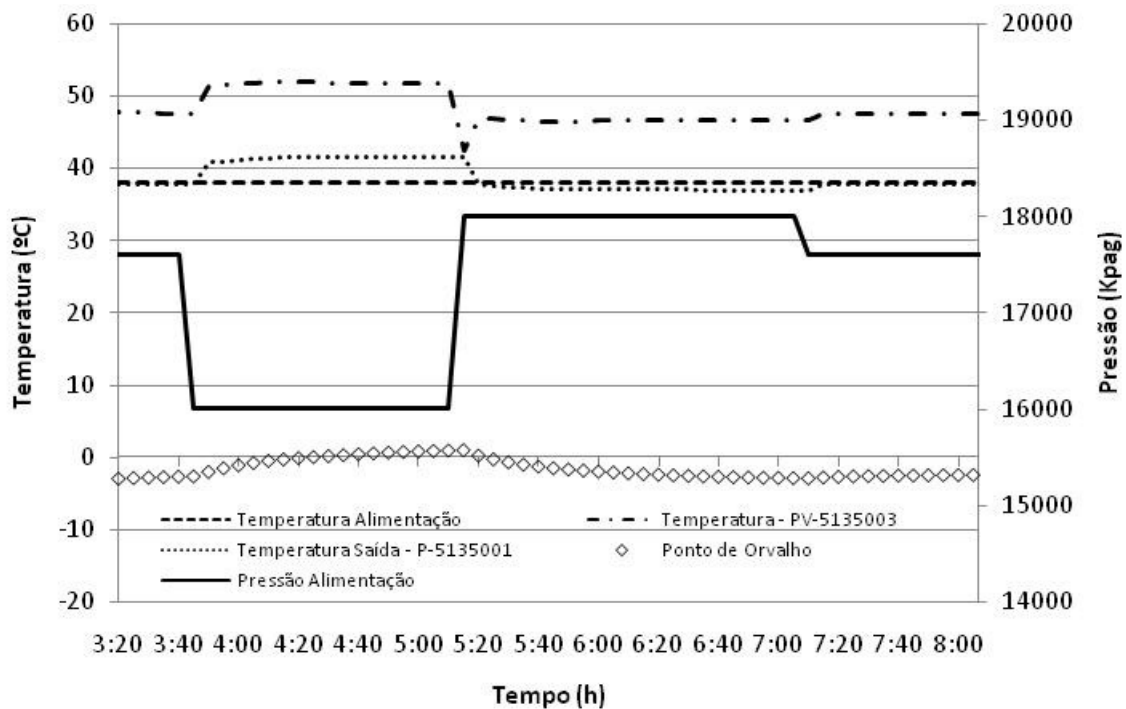


Figura 40. Resposta das temperaturas e ponto de orvalho frente as perturbações na pressão de entrada.

Na Figura (41) pode ser observada a variação nas temperaturas ao longo do processo causadas pela perturbação no *set point* da vazão de gás. Como esperado, a temperatura de alimentação não se alterou, e ocorre pequena diminuição na temperatura após a PV-5135003, após o P-5135001 e no ponto de orvalho. A dinâmica presente na variação de vazão é decorrente da dinâmica imposta pelos compressores, que representam a primeira etapa das turbinas.

Nas figuras (42) a (45) são apresentadas as diferenças entre os valores simulados e valores medidos para algumas variáveis do processo. As figuras demonstram que o simulador pode representar o processo de forma fidedigna, inclusive em variáveis controladas.

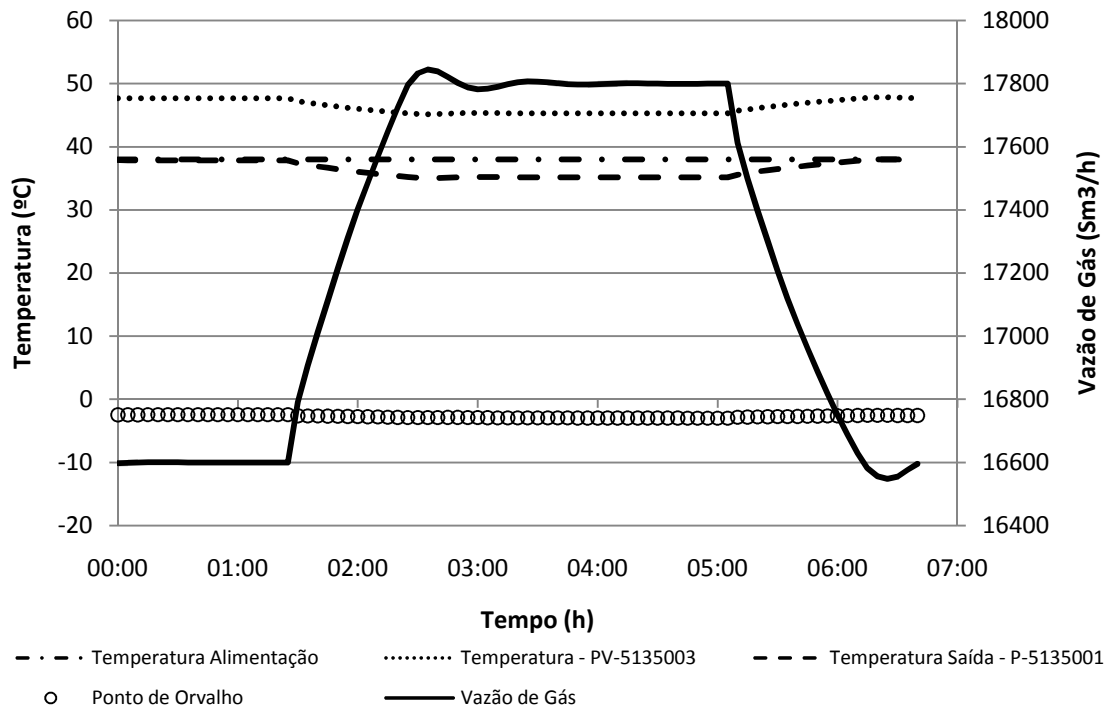


Figura 41. Resposta das temperaturas e ponto de orvalho frente as perturbações na vazão gás consumido pelas turbinas.

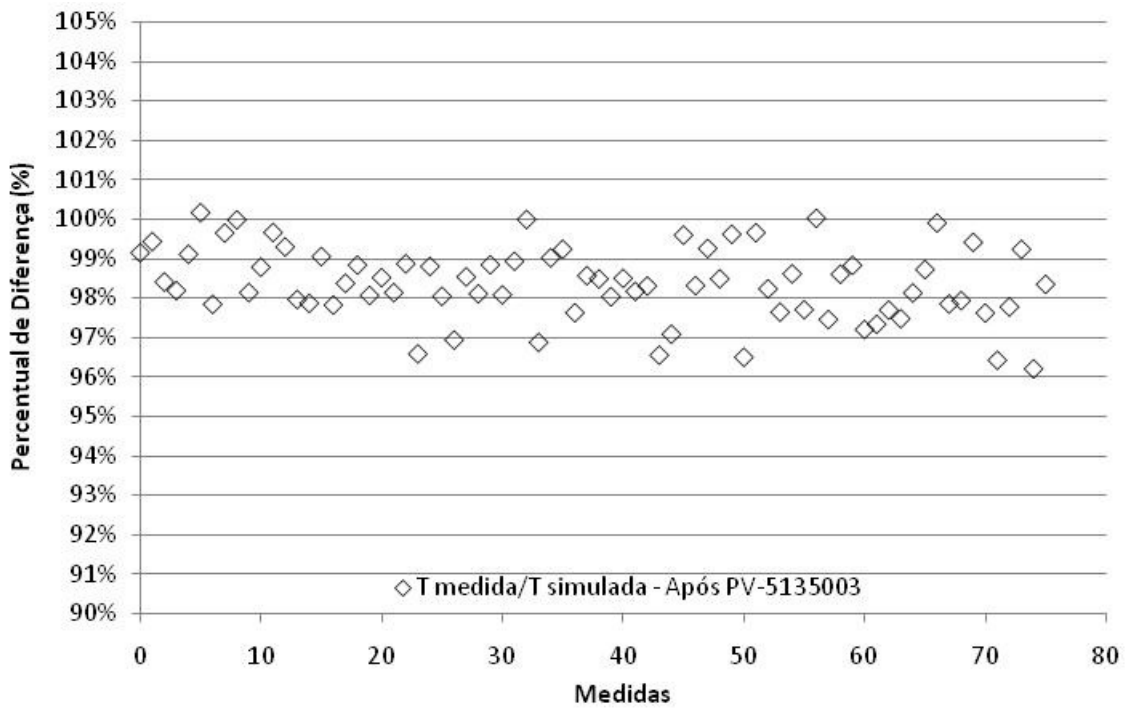


Figura 42. Diferença entre a temperatura após a PV-5135003 medida e simulada.

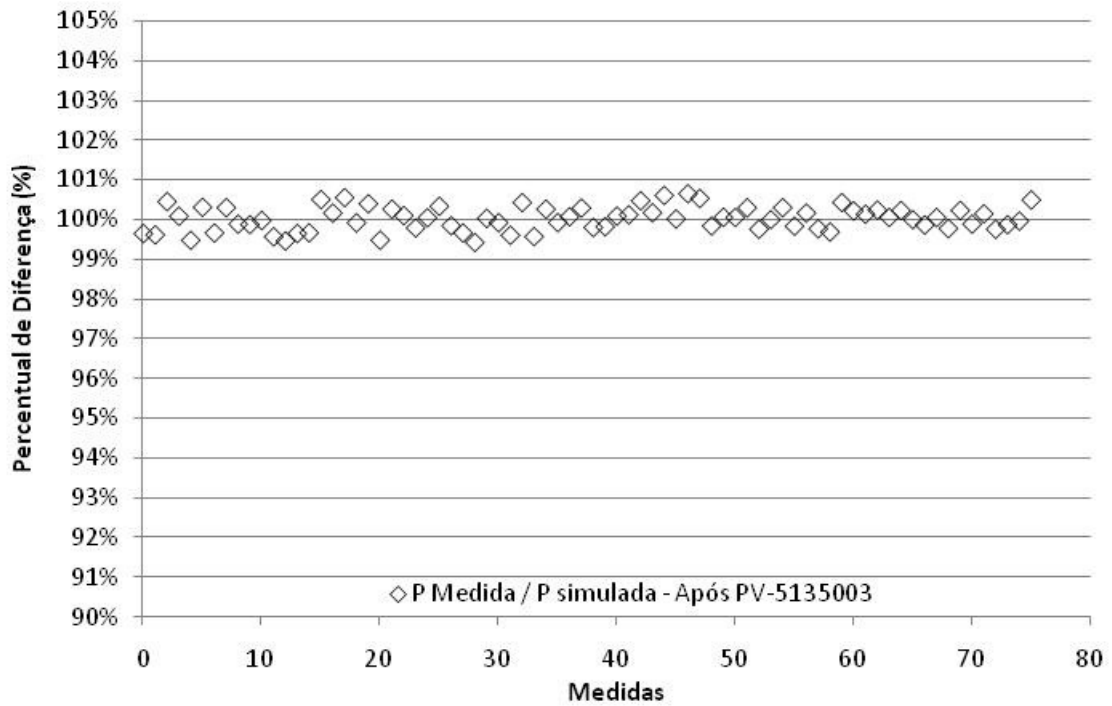


Figura 43. Diferença entre a pressão após a PV-5135003 medida e simulada.

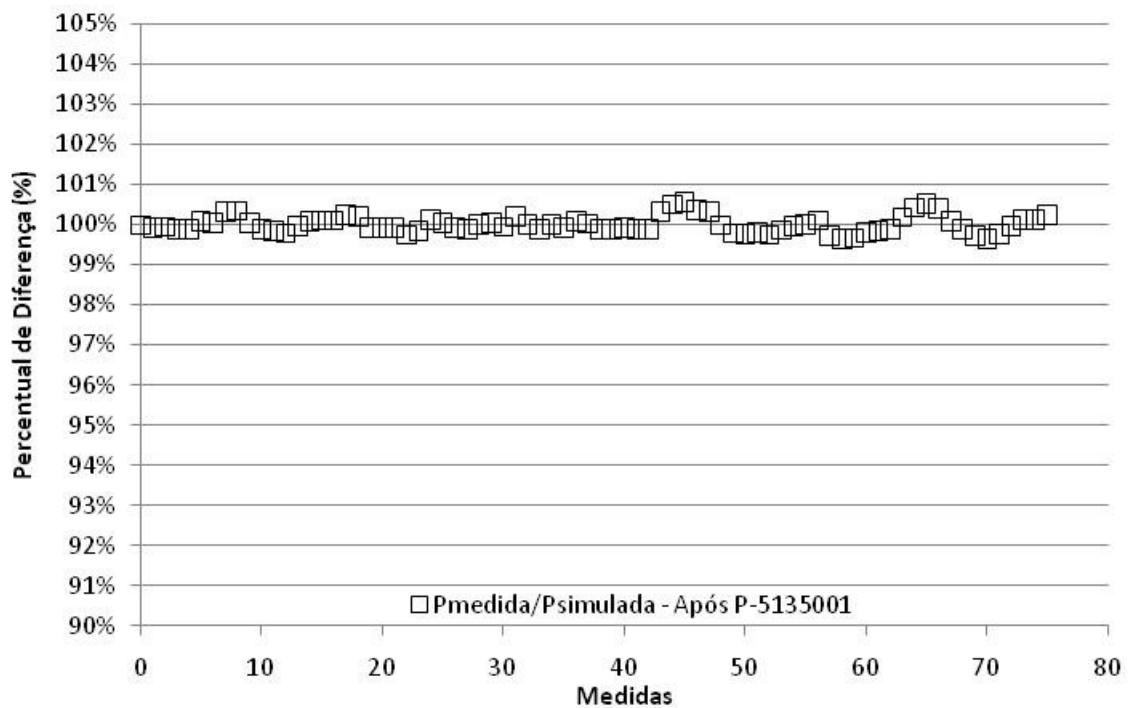


Figura 44. Diferença percentual entre a Pressão após P-5135001 medida e simulada.

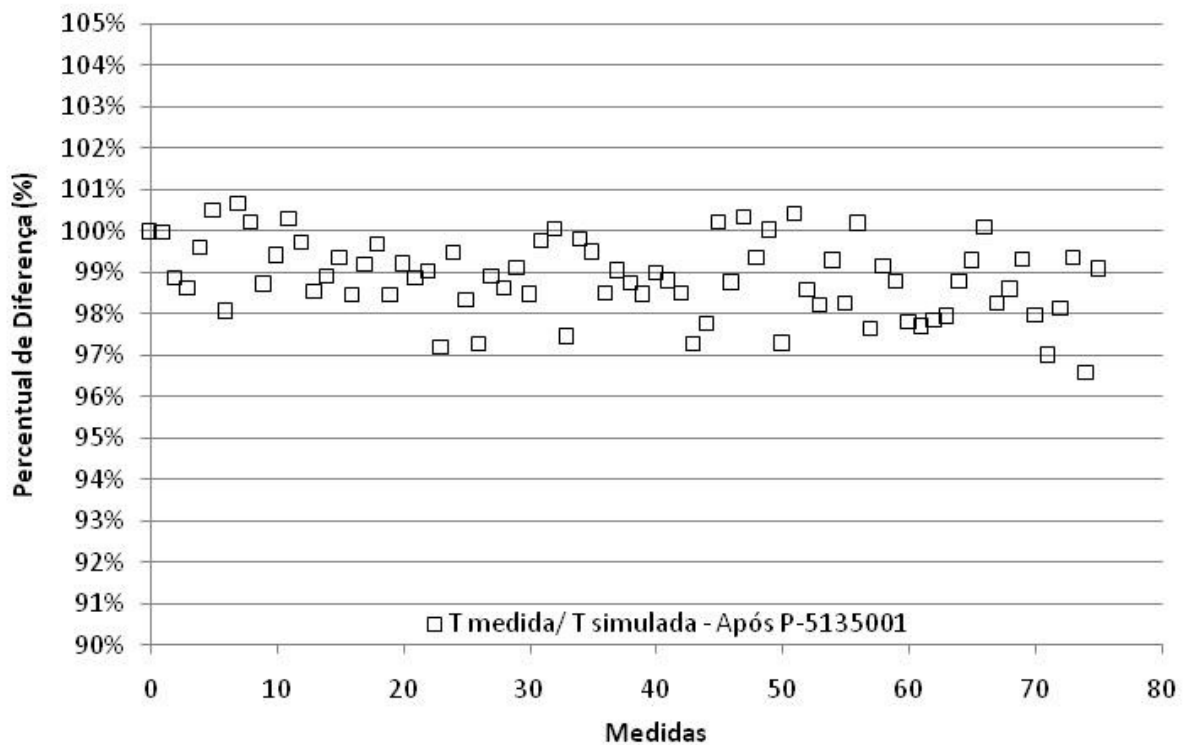


Figura 45. Diferença percentual entre a temperatura após P-5135001 medida e simulada.

### 4.3. Dados Reais

Os dados para execução do procedimento de reconciliação de dados foram obtidos através do aplicativo *Plant Information* (PI) em sua versão *Datalink*, que proporciona uma interface com o MS Excel. Propositadamente, foram selecionados momentos em que a planta passava por perturbações, de forma a demonstrar a possibilidade de utilização do procedimento de reconciliação, especialmente em condições onde as transformações dinâmicas são acentuadas. As variáveis do sistema são apresentadas na Tabela (8).

Tabela 11. Variáveis consideradas no sistema.

<b>Variável</b>	<b>Corrente</b>	<b>TAG</b>	<b>Unidade</b>	<b>Tipo</b>
Temperatura	1 - Gás	TT-5135001	°C	Independente
Pressão	1 - Gás	PT-1231008	KPag	Independente
Temperatura	HW-1 – Água Quente	TT-5125005B	°C	Independente
Pressão	HW_1 – Água Quente	PT-5125005	KPag	Independente
Vazão	GC_12 - Gás	FI-5135005 + FI-5135006	Sm <sup>3</sup> /h	Independente
Pressão	GC_11 - Gás	PT-5135012	KPag	Dependente
Temperatura	GC_2 – Gás	TT-5135003	°C	Dependente
Temperatura	GC_2-2 – Gás	TT-5135003	°C	Dependente
Temperatura	GC_11 – Gás	TT-5135014	°C	Dependente
Temperatura	GC_12 – Gás	TT-5135018	°C	Dependente
Temperatura	GC_8 – Gás	TIT-5135016	°C	Dependente
Nível	V-5135001	LT-5135003	%	Dependente
Pressão	GC_9	PT-5135001	KPag	Dependente
Pressão	GC_2	PT-5135003	Kpag	Dependente

Para obtenção das variâncias dos erros de medida, foi selecionado um momento do processo que apresentava comportamento próximo ao estado estacionário, de modo que as oscilações fossem exclusivamente decorrentes das perturbações aleatórias usuais do processo. As variâncias obtidas estão apresentadas na Tabela (9).

Os dados utilizados correspondem aos dias 10/12/2008 as 00:00 h até 11/12/2008 as 06:00 h amostrados de 5 em 5 minutos e são apresentados nas Figuras (46) a (57) .

Tabela 12. Variâncias obtidas para cada uma das variáveis medidas.

<b>Variável</b>	<b>TAG</b>	<b>Variância</b>
Temperatura	TT-5135001	0,0332 °C <sup>2</sup>
Pressão	PT-1231008	79,1311 (KPag) <sup>2</sup>
Temperatura	TT-5125005B	1,1091 °C <sup>2</sup>
Pressão	PT-5125005	319,3830 (KPag) <sup>2</sup>
Vazão	FI-5135005 + FI- 5135006	1865,0993 (Sm <sup>3</sup> /h) <sup>2</sup>
Pressão	PT-5135012	0,1590
Temperatura	TT-5135003	0,3347 °C <sup>2</sup>
Temperatura	TT-5135011	0,3420 °C <sup>2</sup>
Temperatura	TT-5135014	0,1810 °C <sup>2</sup>
Temperatura	TT-5135018	0,1830 °C <sup>2</sup>
Temperatura	TIT-5135016	0,0604 °C <sup>2</sup>
Nível	LT-5135003	1,2743 (%) <sup>2</sup>
Pressão	PT-5135001	0,3129 (KPag) <sup>2</sup>
Pressão	PT-5135003	588,7669 (KPag) <sup>2</sup>

A análise das Figuras (46) e (47) permite notar duas situações em que o gás enviado para o sistema de tratamento de gás combustível não vem do sistema de compressão de gás, mas é importado do gasoduto. A operação causa a diminuição da pressão de forma gradual e perturbações na temperatura. Da mesma forma, também é possível notar o retorno do envio normal de gás, devido aos súbitos aumentos de pressão e perturbações da temperatura.



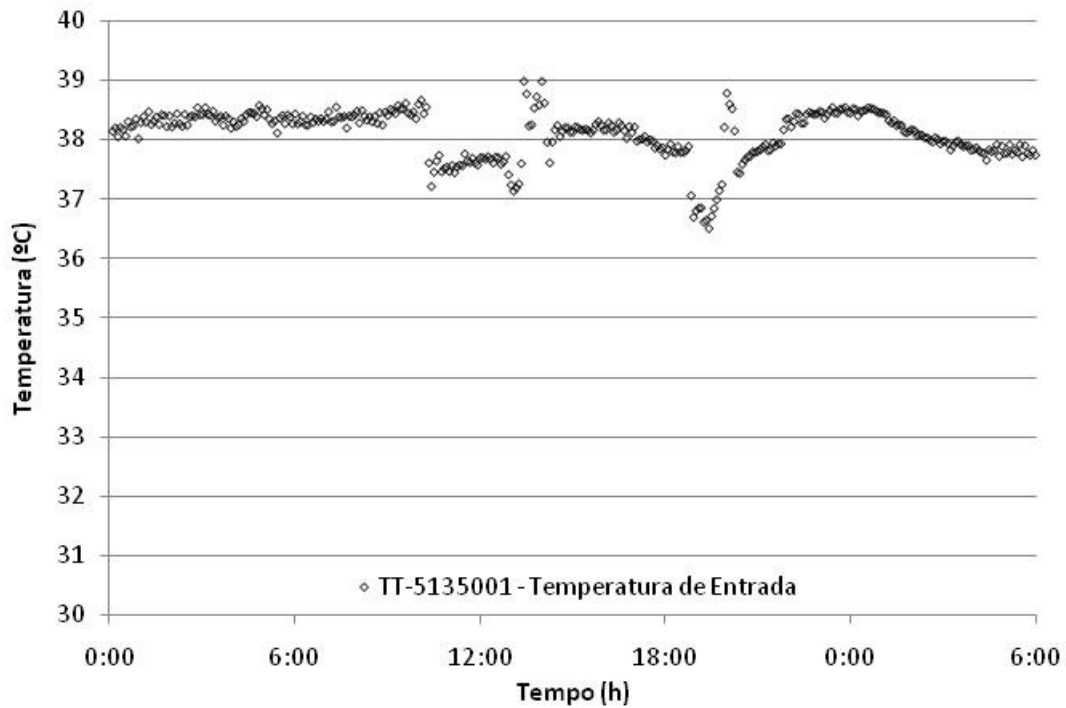


Figura 46. Temperatura medida da corrente 1

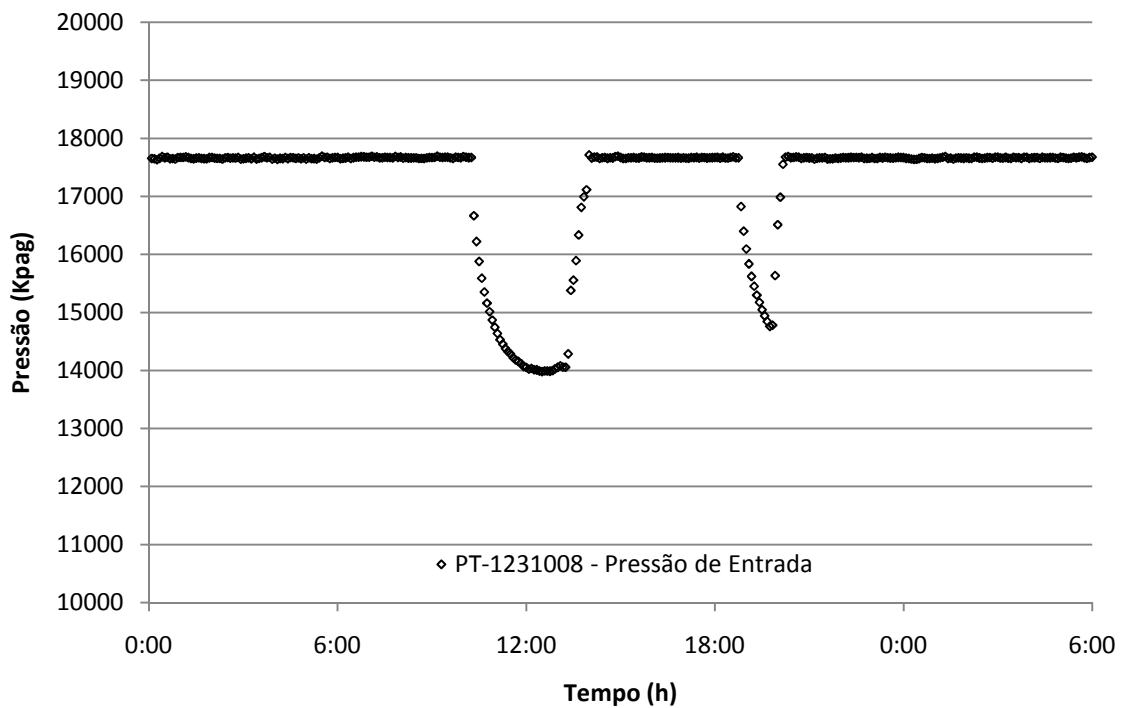


Figura 47. Pressão medida da corrente 1.

As Figuras (48) e (49) mostram que durante o período transiente, as pressões e temperaturas disponíveis no sistema e água quente aumentam, possivelmente devido a menor demanda de água de outros sistemas consumidores.

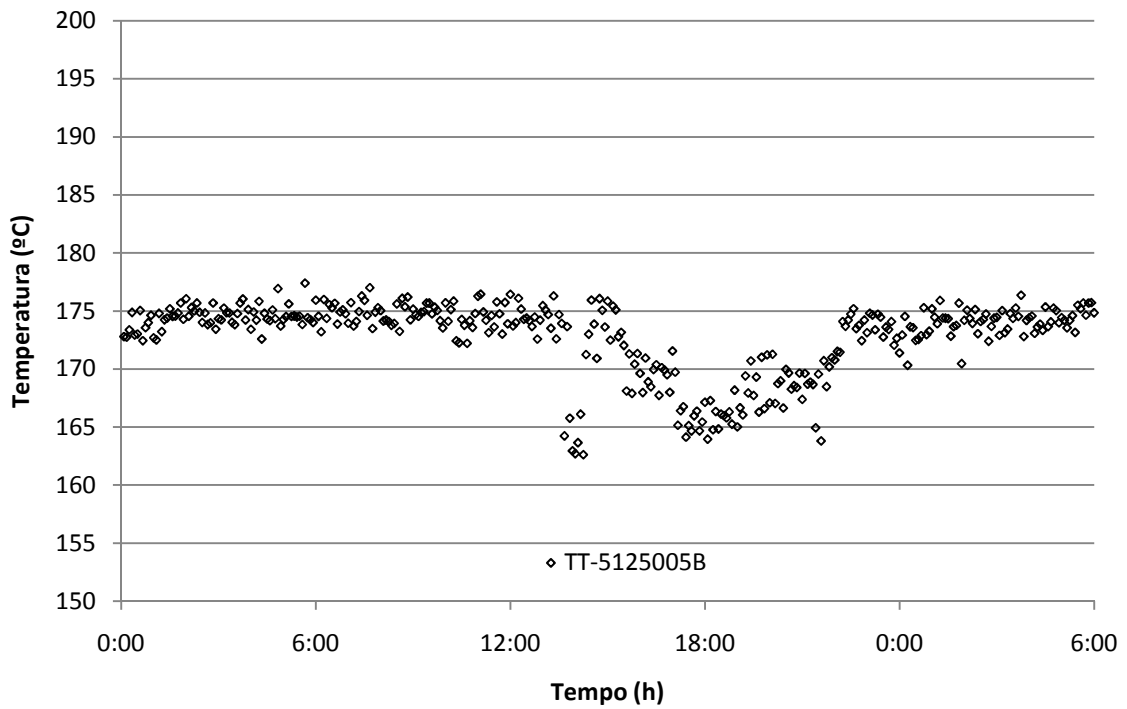


Figura 48. Temperatura medida da Corrente HW\_1.

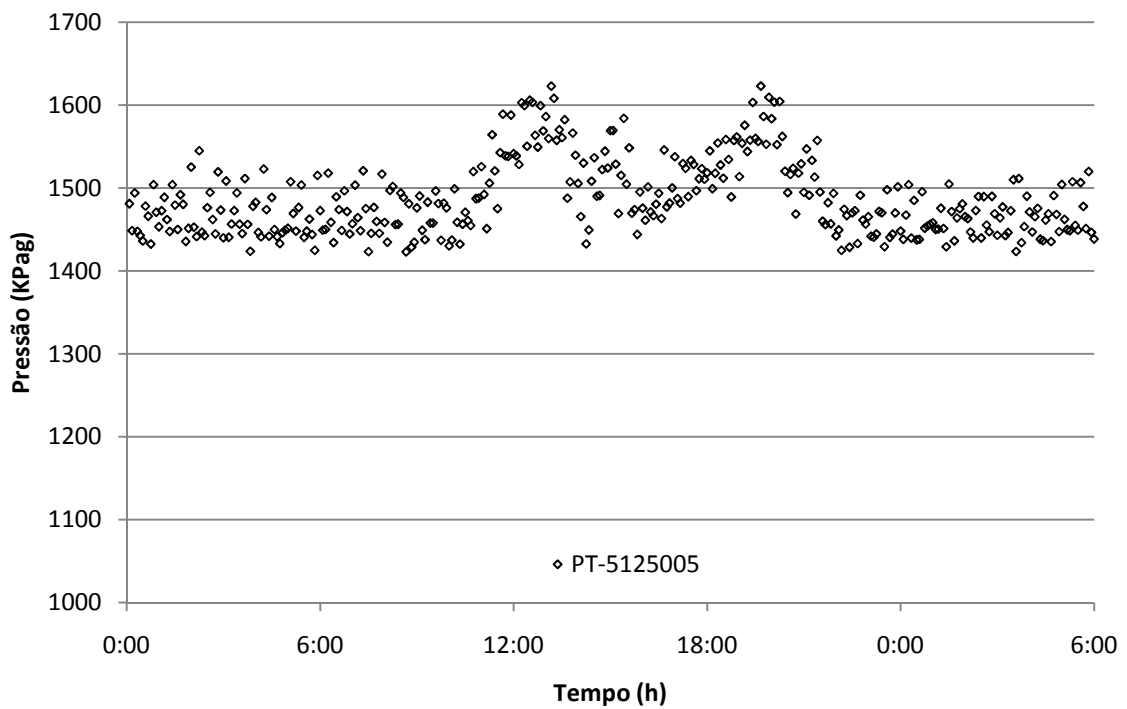


Figura 49. Pressão medida da Corrente HW\_1.

A Figura (50) mostra que, durante o transiente ocorre a queda no consumo de gás combustível, por causa da diminuição na rotação das turbinas (possivelmente por

diminuição de demanda energética). Como estas alterações são feitas manualmente, observam-se variações bruscas de operação do sistema.

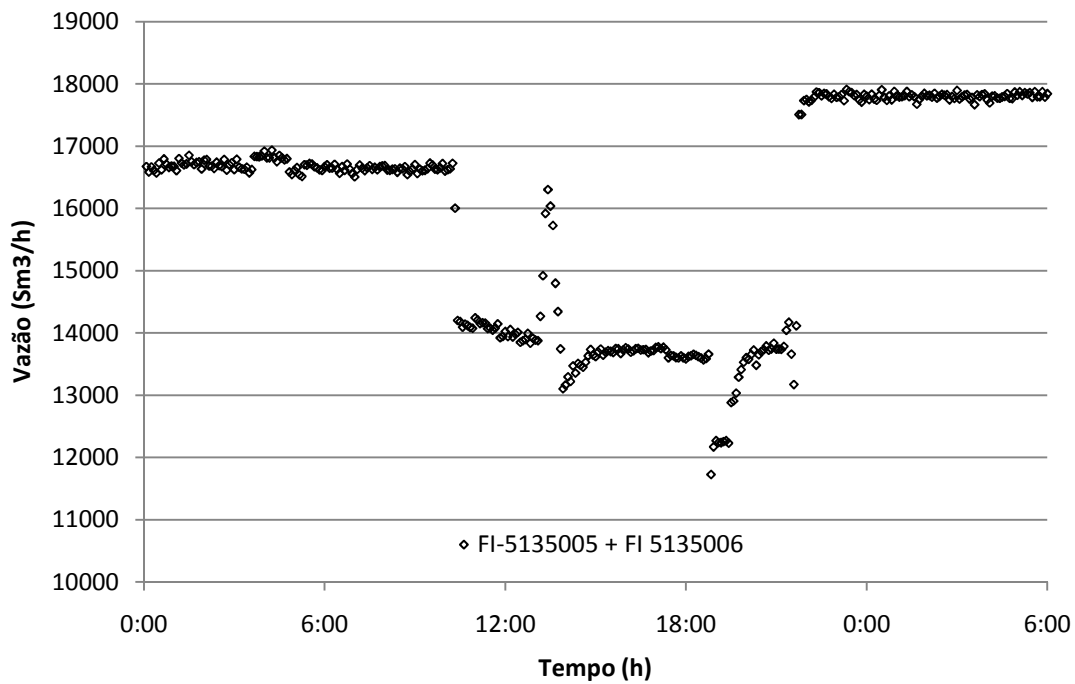


Figura 50. Vazão medida de gás tratado. Corresponde a soma de dois medidores de vazão.

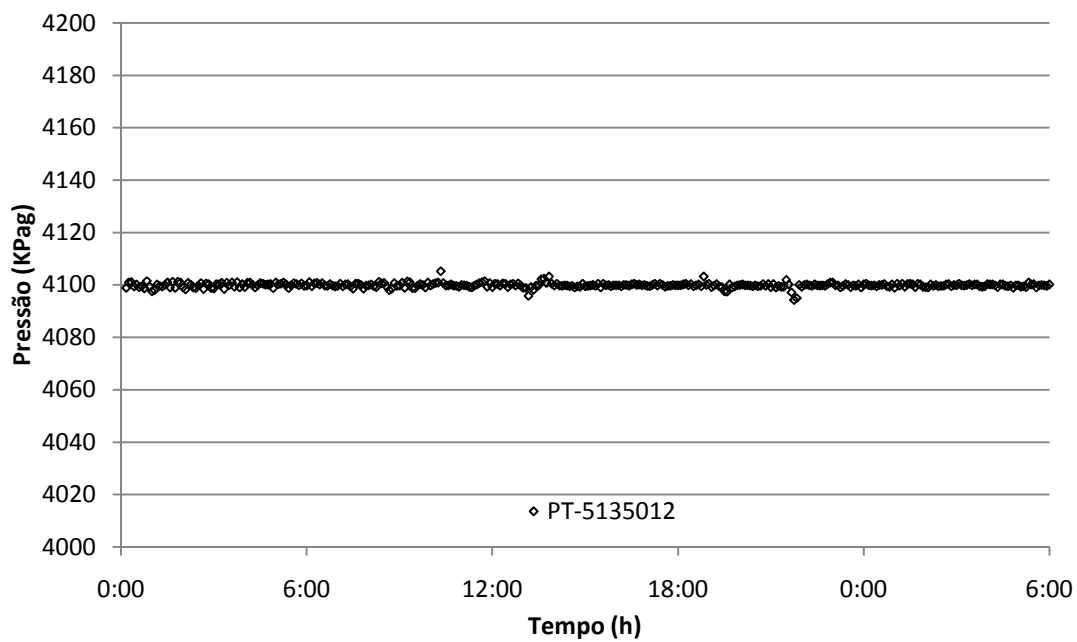


Figura 51. Pressão medida após permutador de calor gás-gás P-5135001 controlada pelas PV-5135012A/B.

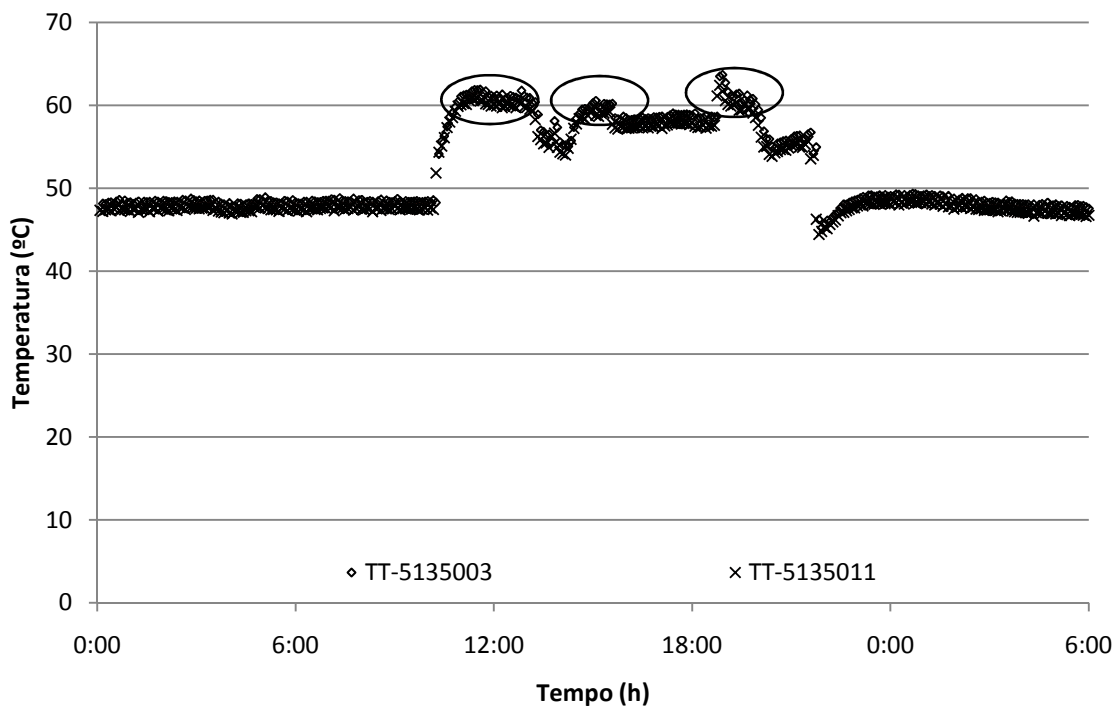


Figura 52. Temperaturas após PV-5135003. As duas temperaturas, desprezando as perdas térmicas para o ambiente, são iguais.

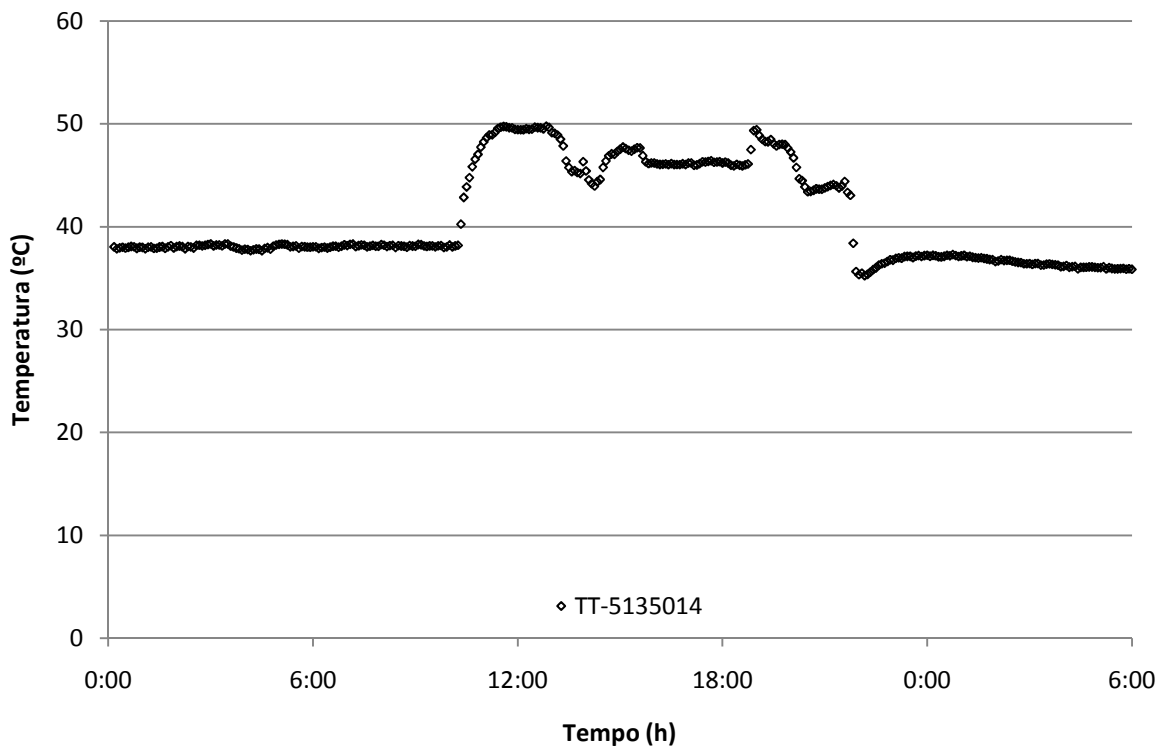


Figura 53. Temperatura na saída do permutador P-5135001.

A Figura (52) mostra que o *set point* do controlador TIC – 100 somente é atingido em três momentos (circulados), este fato pode ser verificado em campo com a saturação do sinal para a TV-5135003. Com a redução de demanda e consequente aumento na disponibilidade de água quente a temperatura apresentada na Figura (52) atinge o *set point* temporariamente. Isto mostra que o P-5135002 não consegue atender a demanda de carga térmica necessária para aquecimento do gás.

A Figura (54) mostra a temperatura do gás após a segunda expansão e retirada de líquido condensado no V-5135001. É possível notar o aumento da temperatura causado pelo aumento de carga térmica disponível. Porém ao final do dia 10/12/2009, sem nenhum motivo aparente, a temperatura cai para valores em torno de -8°C.

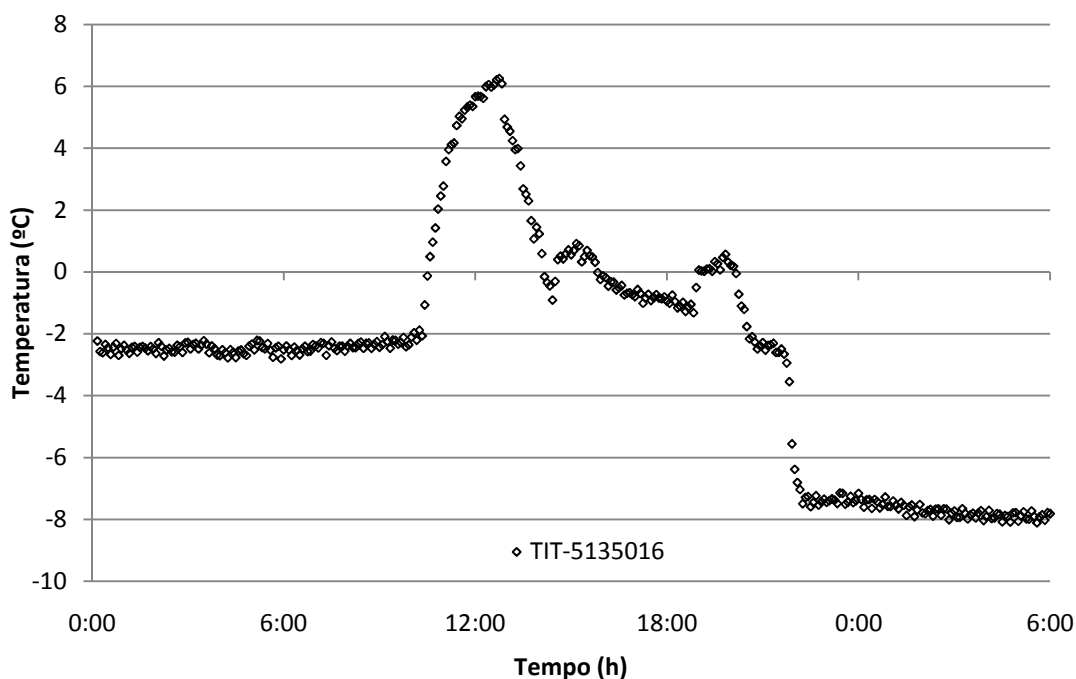


Figura 54. Temperatura após V-5135001.

A Figura (55) mostra que o controle de nível opera satisfatoriamente em torno do *set point* de 60% ao longo de todo o período.

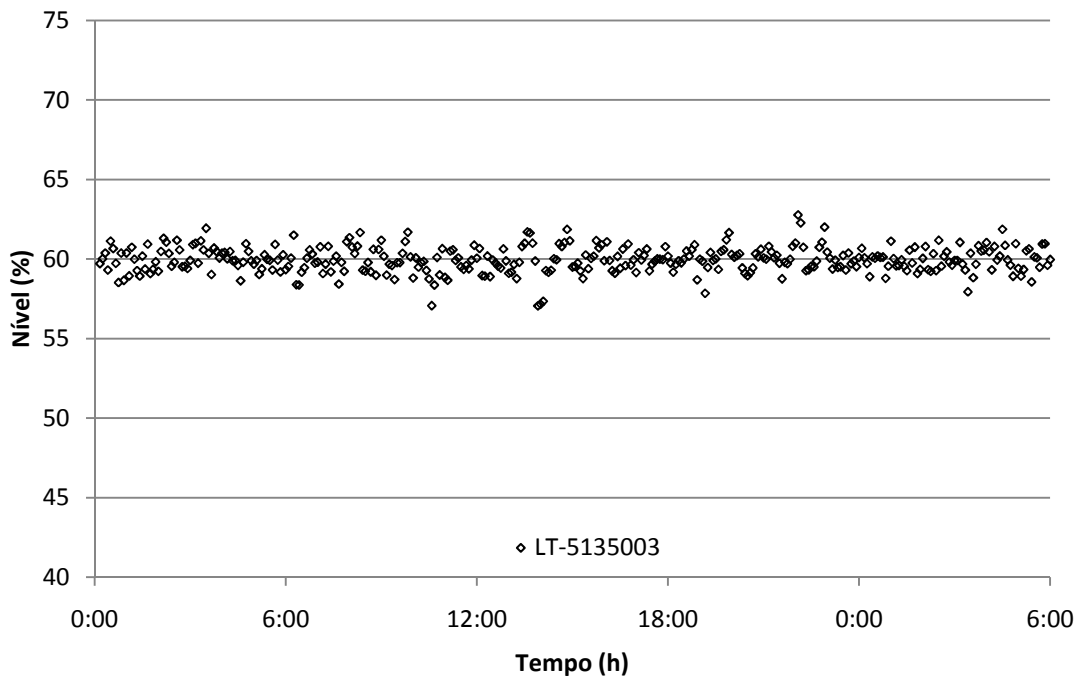


Figura 55. Nível do vaso separador V-5135001.

A Figura (56) mostra que a pressão após o vaso separador também é perturbada pelas operação transiente por causa das alterações de vazão no sistema.

A Figura (57) mostra que o sistema de tratamento de gás combustível se mantém sob controle em torno do *set point* de 8600 KPag mesmo com todas as perturbações observadas no sistema.

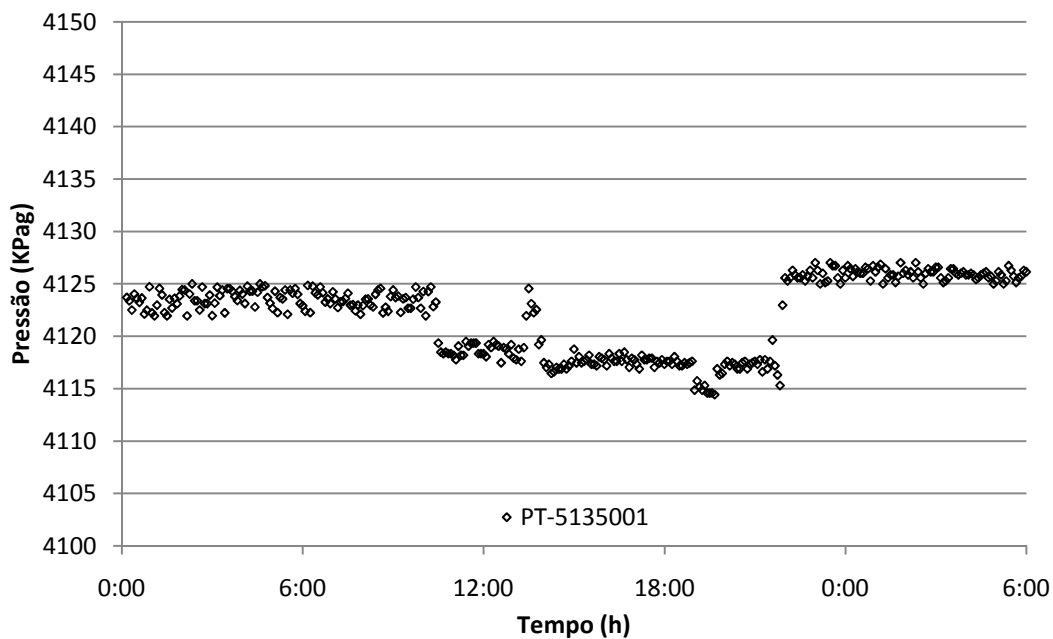


Figura 56. Pressão após vaso separador V-5135001.

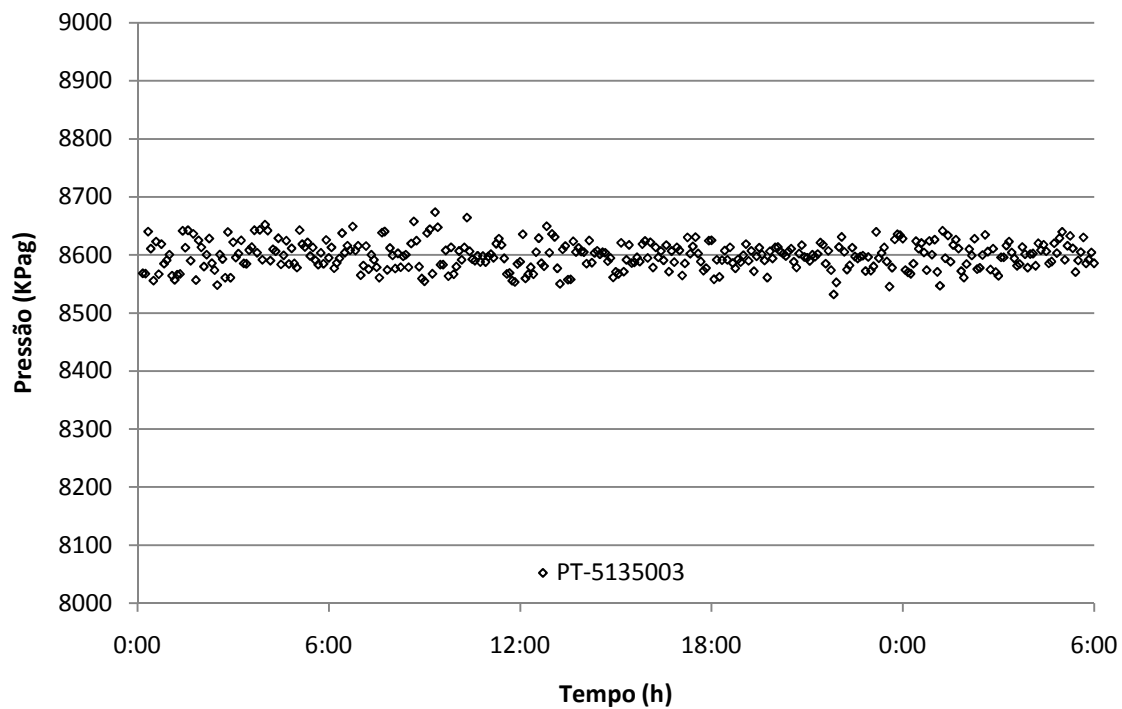


Figura 57. Pressão após PV-5135003.

#### 4.4. Resultados e Análise

O procedimento de reconciliação de dados foi executado com janelas de 20 minutos com intervalo de amostragem de 5 em 5 minutos. Esta janela se mostrou satisfatória, não prejudicando a qualidade de representação do modelo e nem aumentando muito o tempo de reconciliação.

Foram reconciliadas 15 variáveis, sendo 6 independentes e 9 dependentes o que leva a um total de 60 variáveis sendo reconciliadas por janela.

As figuras que seguem apresentam os resultados obtidos da aplicação do procedimento de reconciliação proposto para os dados obtidos no período de 10 a 11/12/2008. Devido à grande quantidade de dados, as figuras serão apresentadas sempre divididas em (a) e (b). Sendo que, as figuras (b) sempre aproximam um período de tempo que foi apresentado na figura (a). Neste caso, não são mostrados os limites de confiança que na sua maioria são estreitos.

A Figura (58) apresenta os valores de temperatura de entrada reconciliados e medidos. Nota-se que o resultado da reconciliação é bastante satisfatório, demonstrando que nos momentos de perturbação do sistema os medidores podem não estar apresentando os picos mínimos e máximos de temperatura. Notam-se pequenos desajustes, que se apresentam como pequenos picos de temperatura. A causa principal destes picos é a dinâmica imposta pelo sistema de controle de rotação dos compressores, que tenta representar uma ação manual do operador. A ação do operador leva a alterações bruscas no sistema, nestes momentos o modelo reagiu de forma mais lenta que o processo. Estes picos têm duração rápida e após ocorre o retorno a condição normal representando fidedignamente o processo.

O perfil de pressão apresentado na Figura (59) demonstra a qualidade da medição através dos resultados da reconciliação, que se aproximam muito da medição de campo. Isto é importante, pois esta é a condição que o gás entra no sistema, sendo fator preponderante para a obtenção de um gás suficientemente condicionado para a queima em uma turbina.

A temperatura da água quente de processo apresentada na Figura (60) que é utilizada para aquecer o gás e adequá-lo as condições necessárias também foi reconciliada satisfatoriamente, porém é simples notar que nos momentos de perturbação do processo a água quente também seja perturbada por aumento ou diminuição de demanda de outros consumidores.



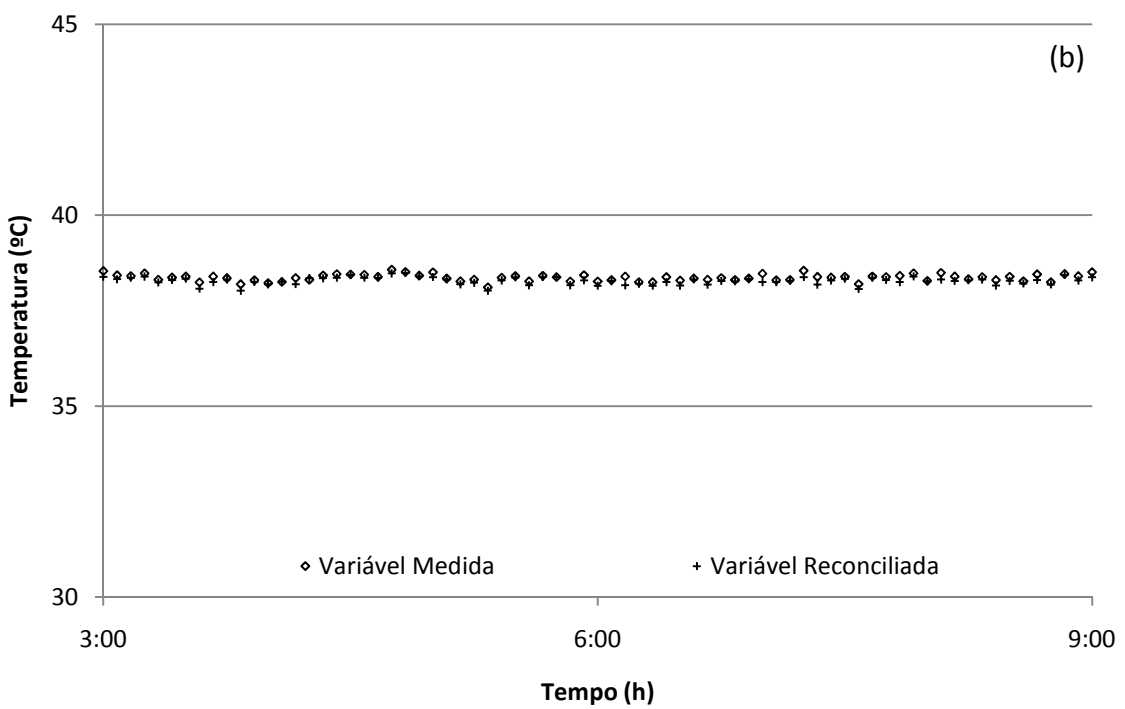
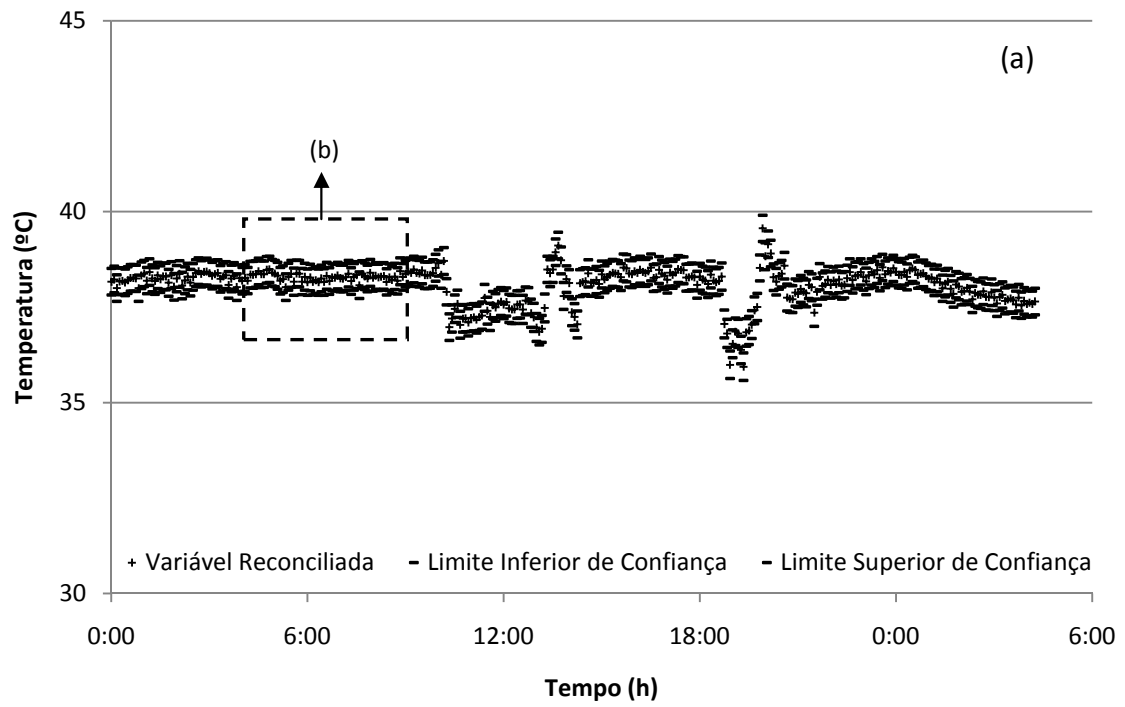


Figura 58. (a) Temperatura da corrente 1 reconciliada e limites de confiança. (b)

Temperatura da corrente 1 – Variável medida e reconciliada.

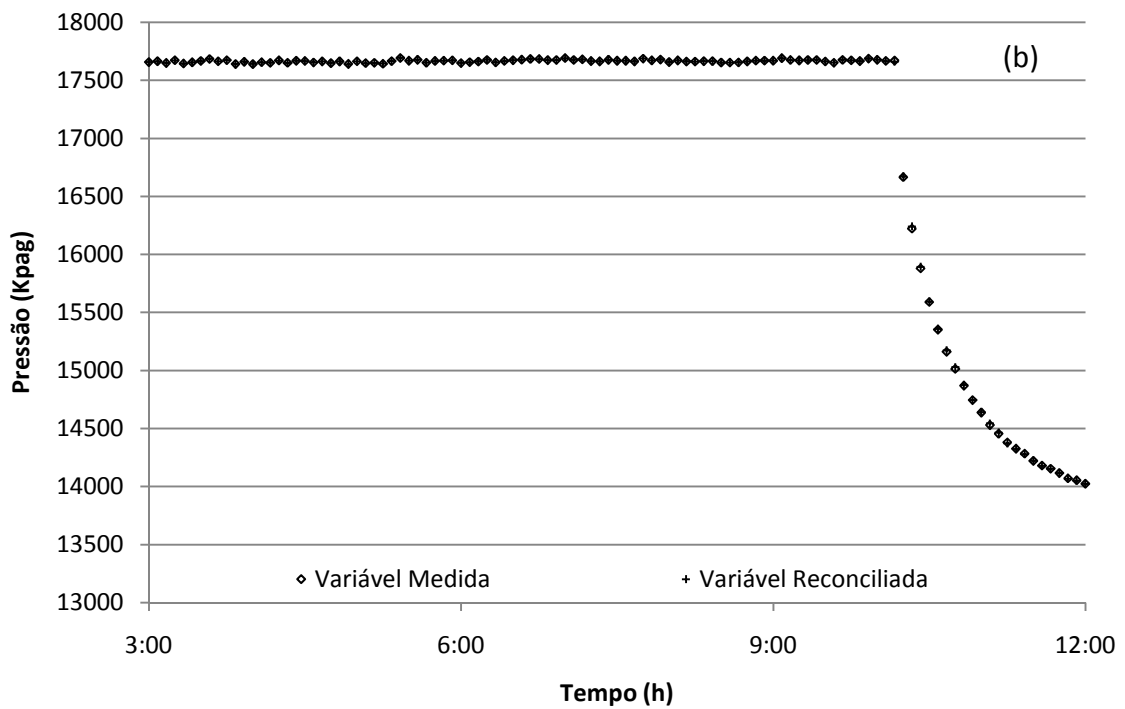
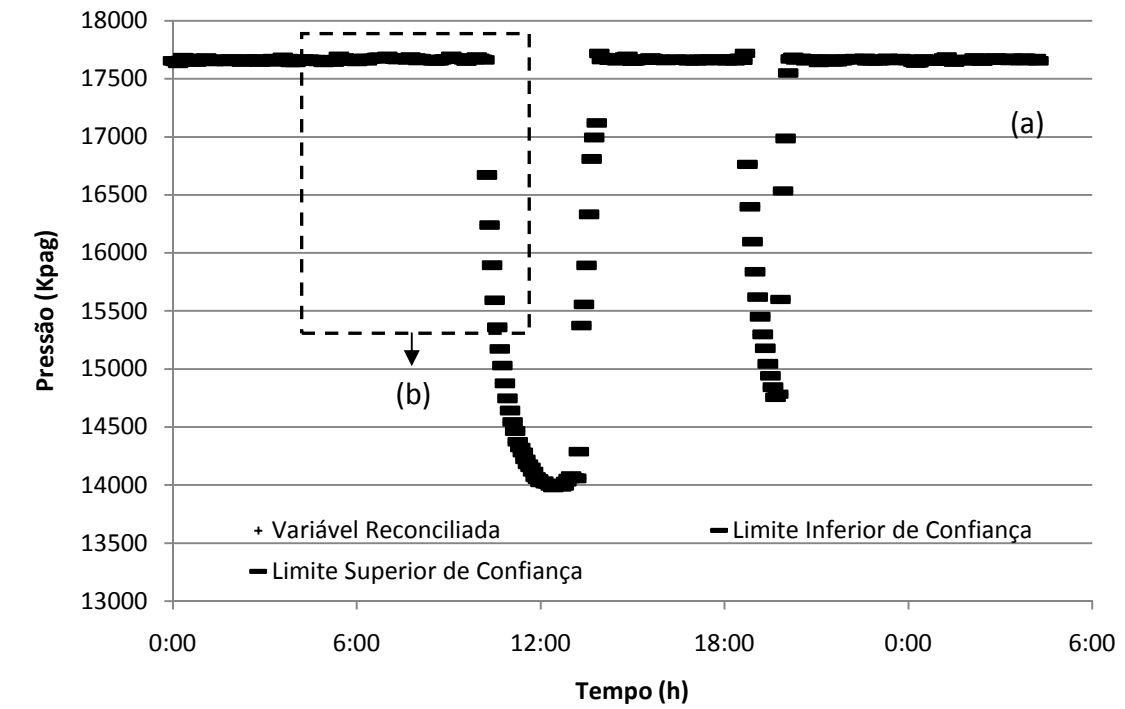


Figura 59. (a) Pressão da corrente 1 reconciliada e limites de confiança. (b) Pressão da corrente 1 – Variável medida e reconciliada.

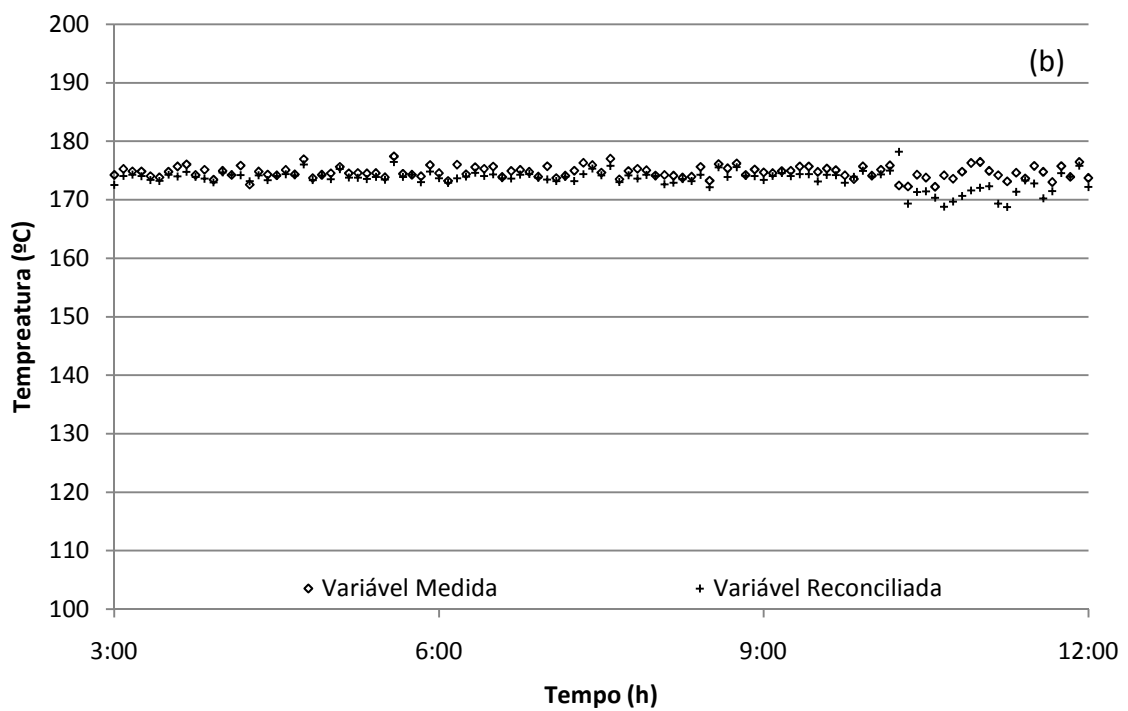
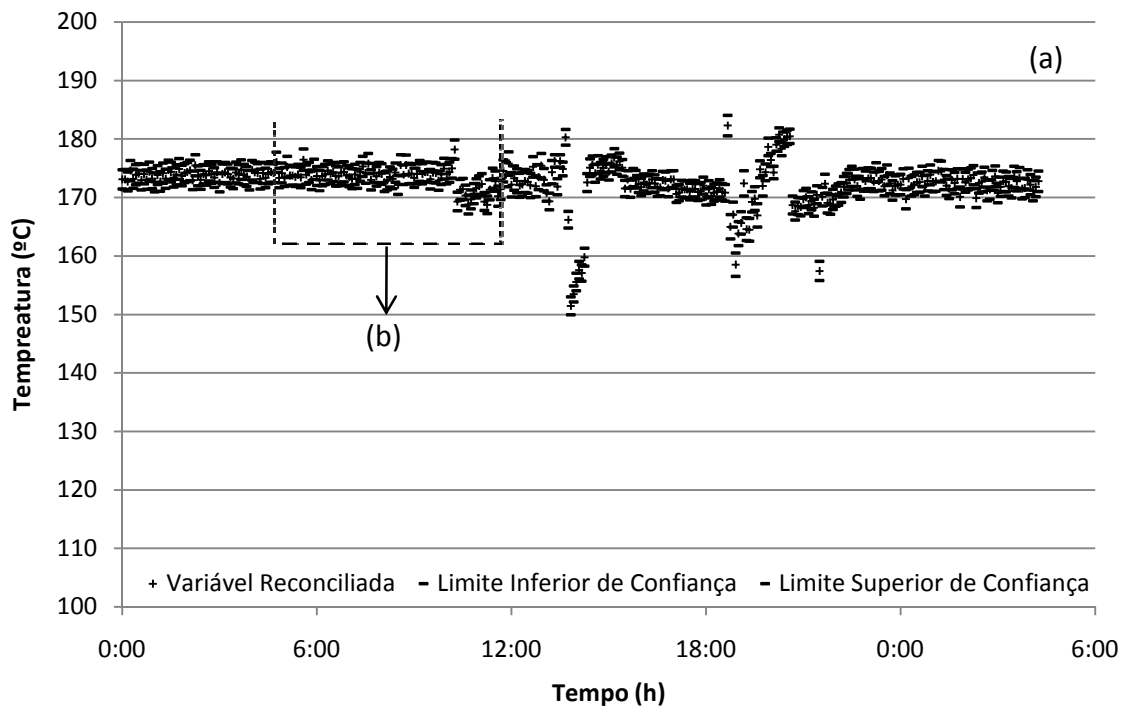
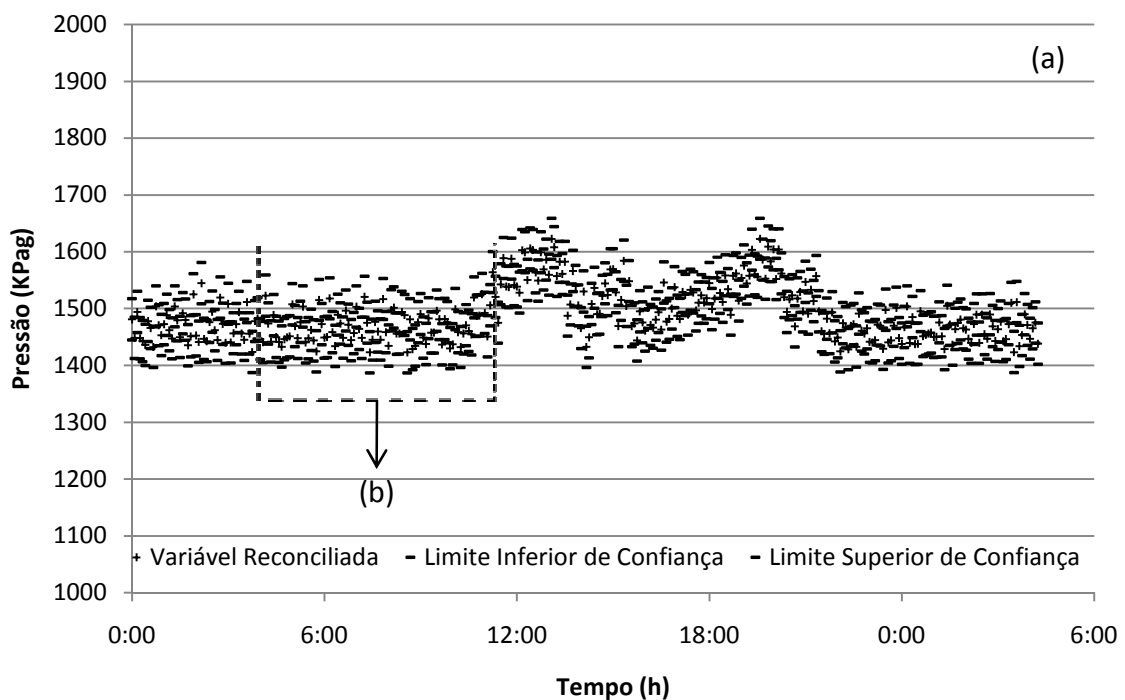


Figura 60. (a) Temperatura da água quente de processo reconciliada com limites de confiança. (b) Temperatura da água quente de processo – Variável medida e reconciliada.

O comportamento oscilatório da pressão do sistema de água quente é reproduzido também pela reconciliação, demonstrando a influência de outros sistemas sobre esta medida. A pressão afeta diretamente a vazão de água quente e, portanto, é capaz de afetar todo o sistema.

O consumo de gás apresentado na Figura (62) é uma das variáveis mais importantes do sistema. A representação de sua dinâmica é preponderante para que se possa avaliar este processo. A reconciliação desta variável, além de confirmar a eficiência da medição de gás, também demonstrou a eficiência aceitável do modelo em representar a dinâmica imposta pelos consumidores do gás combustível. Pode-se dizer que o controle de rotação implementado nos compressores, para representar a dinâmica da primeira etapa das turbinas e suas conseqüências no sistema de gás combustível, foi bem sucedido, pois permitiu a avaliação do processo.



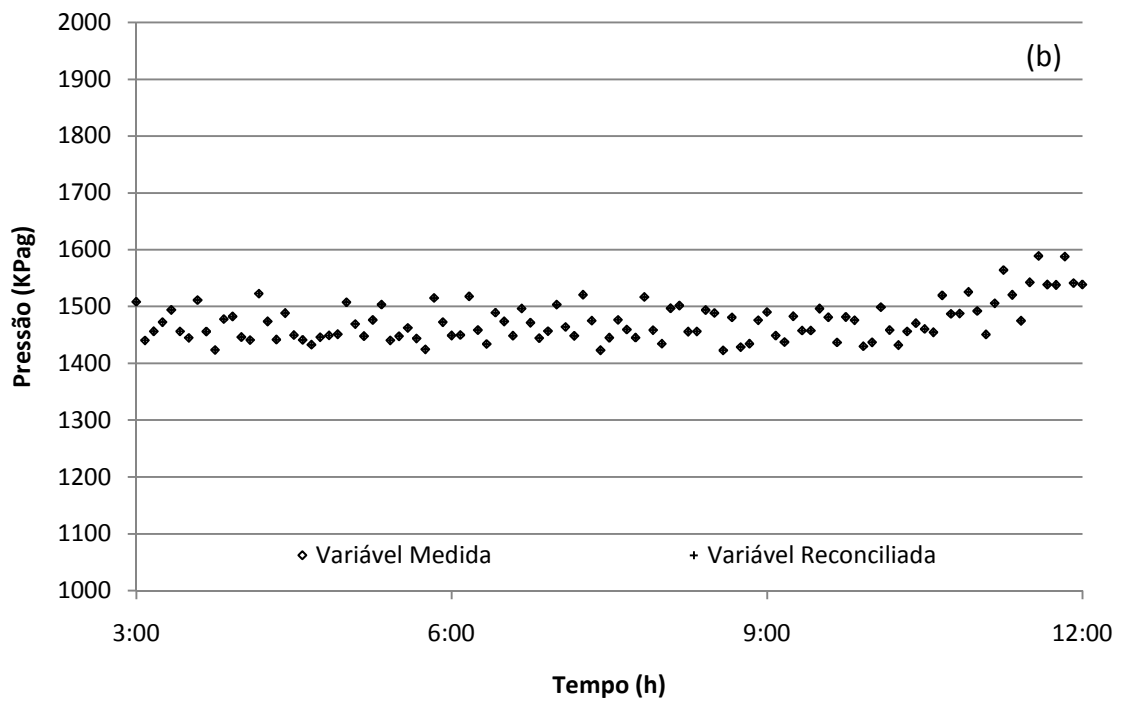
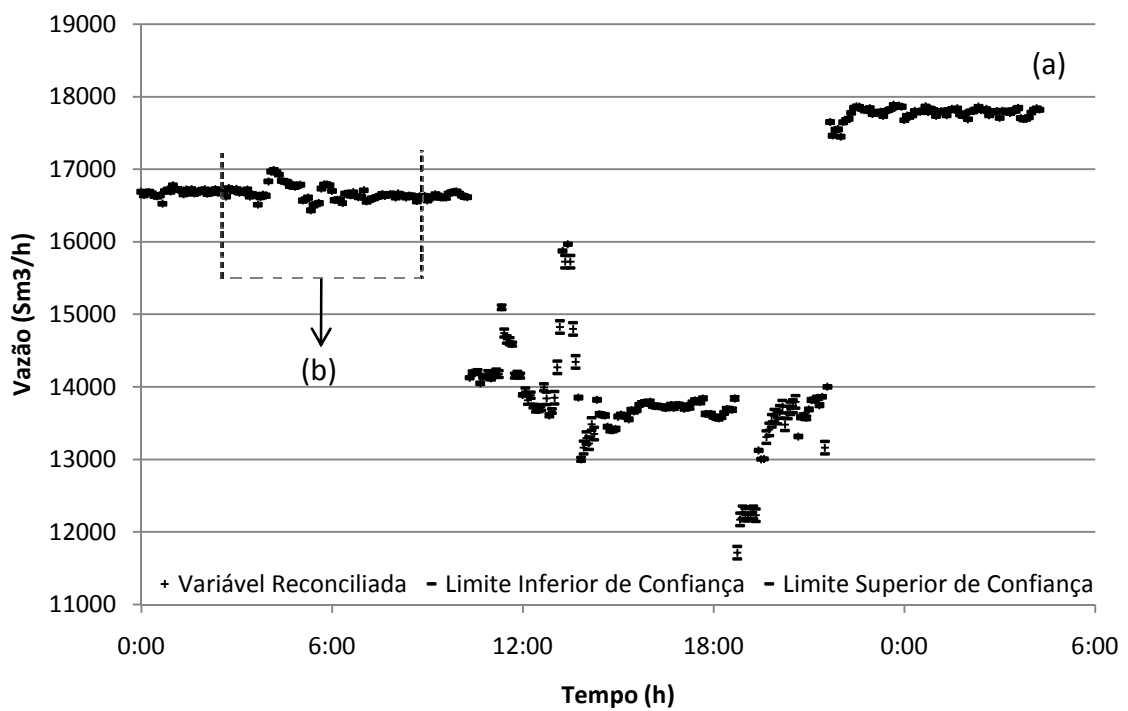


Figura 61. (a) Pressão da água quente no P-5135002 reconciliada com limites de confiança. (b) Pressão da água quente no P-5135002 – Variável medida e reconciliada.



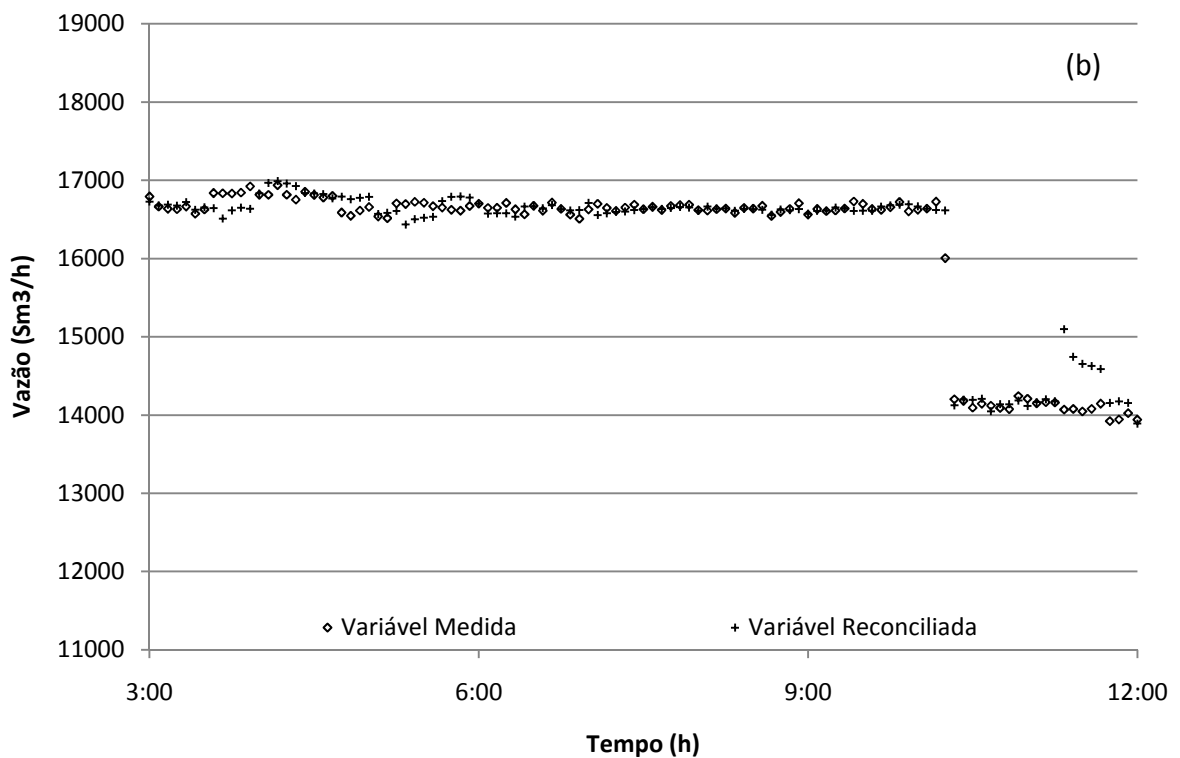


Figura 62. (a) Vazão de Gás combustível tratado reconciliado e limites de confiança. (b) Vazão de Gás combustível tratado – Variável medida e reconciliada.

As constantes alterações de vazão, apesar de suportadas pelo sistema, são de difícil acompanhamento, uma vez que são operações manuais executadas pelos operadores do sistema de geração de energia. Foi detectado que cada alteração nas turbinas afeta o sistema de tratamento do gás combustível, aumentando o risco de entrega de um gás desenquadrado para as turbinas com conseqüente condensação de líquido. A utilização da rotação dos compressores como variável independente de reconciliação poderia ter representado os transientes do processo de forma mais fidedigna, caso esta variável estivesse disponível.

A Figura (63) apresenta a reconciliação da pressão à jusante da PV-5135003, os resultados mostram que o controle suportou as variações de pressão do sistema, apesar do medidor apresentar um resultado oscilatório em torno do *set point*. Neste caso parece claro que as perturbações nos valores são decorrentes dos erros de medida.

A Figura (64) apresenta a reconciliação da pressão à jusante do permutador gás-gás P-5135001 e mostra que os dados foram reconciliados satisfatoriamente e que o controle suportou as variações de pressão do sistema.

Apesar dos controles de pressão realizados através das válvulas PV-5135003 e PV-5135012 A/B terem mantido o valor da pressão próximo aos valores configurados, os controladores PID possuem parâmetros de controle que deixam a malha de controle próximo da instabilidade. As perturbações de pressão realizadas pelo reconciliador tiveram que ser comedidas para não instabilizar estas malhas.

Os parâmetros dos controladores PIC-003 e PIC-012 apesar de terem permitido um controle eficiente na janela de tempo reconciliada, tomaram algum tempo do desenvolvimento. Foi necessário fazer um ajuste fino das perturbações do reconciliador, de forma que estas perturbações não estabilizassem estas malhas de controle. Perturbações agressivas levaram o controle a um equilíbrio instável ou até a instabilidade total do sistema, com o controle divergindo do *set point*, não permitindo a reconciliação de forma contínua. Por outro lado, as especificações de perturbações muito pequenas nos testes realizados pelo reconciliador, não minimizam a função objetivo. Por isso a reconciliação contínua só foi possível após árduos testes para identificação de uma perturbação que não estabilizasse nenhum dos sistemas e

permitisse a convergência do reconciliador. Neste trabalho estes limites de perturbação foram obtidos por tentativa e erro.

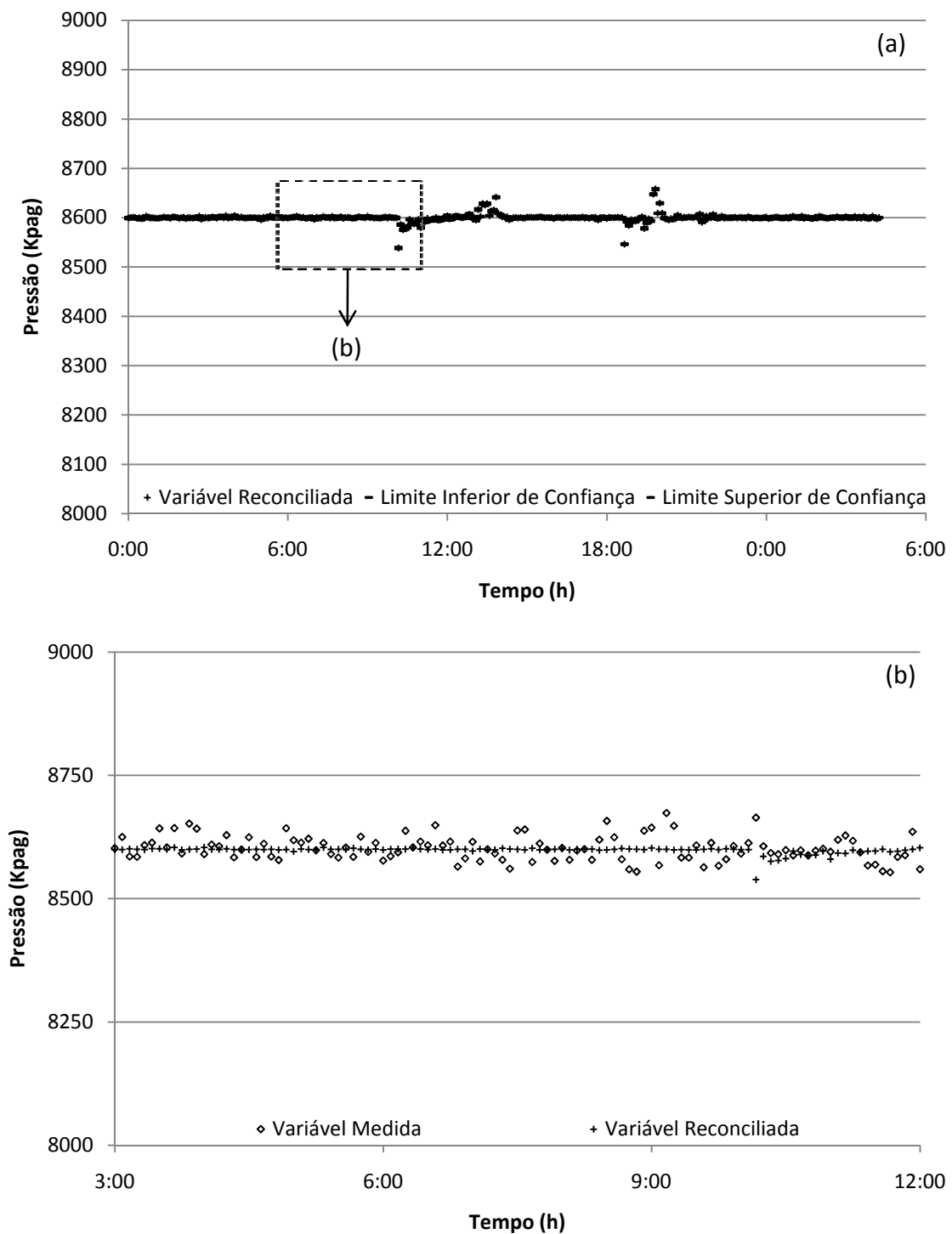


Figura 63. (a) Pressão a jusante da PV-5135003 – variável reconciliada e limites de confiança. (b) Pressão a jusante da PV-5135003 – variável medida e reconciliada.



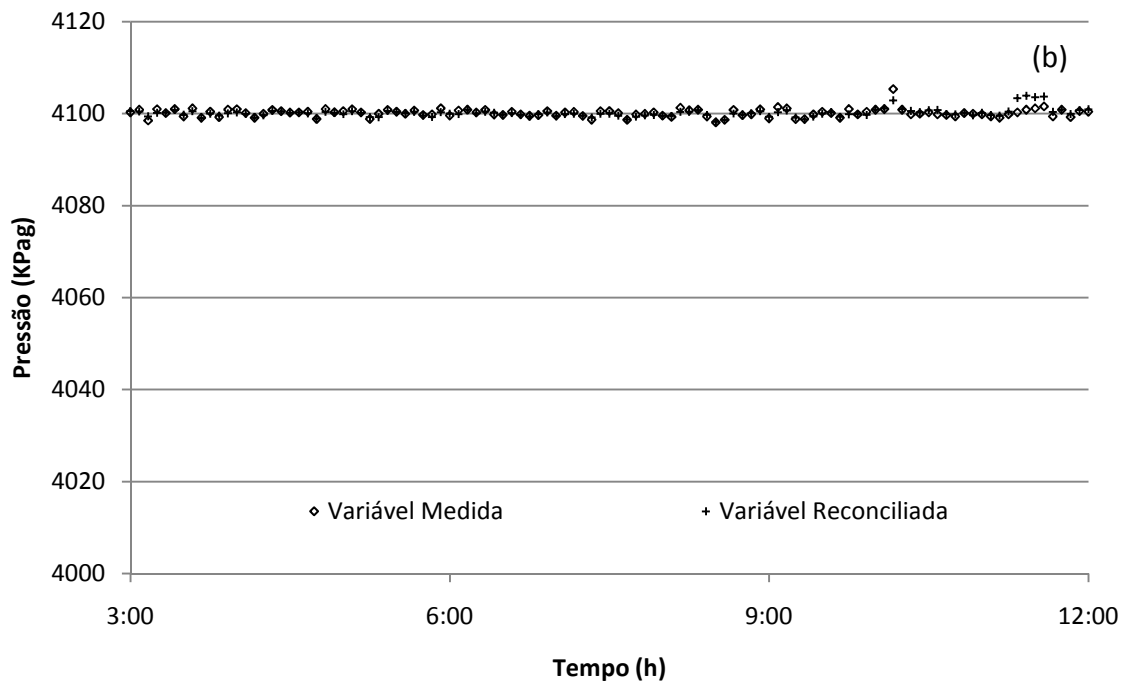
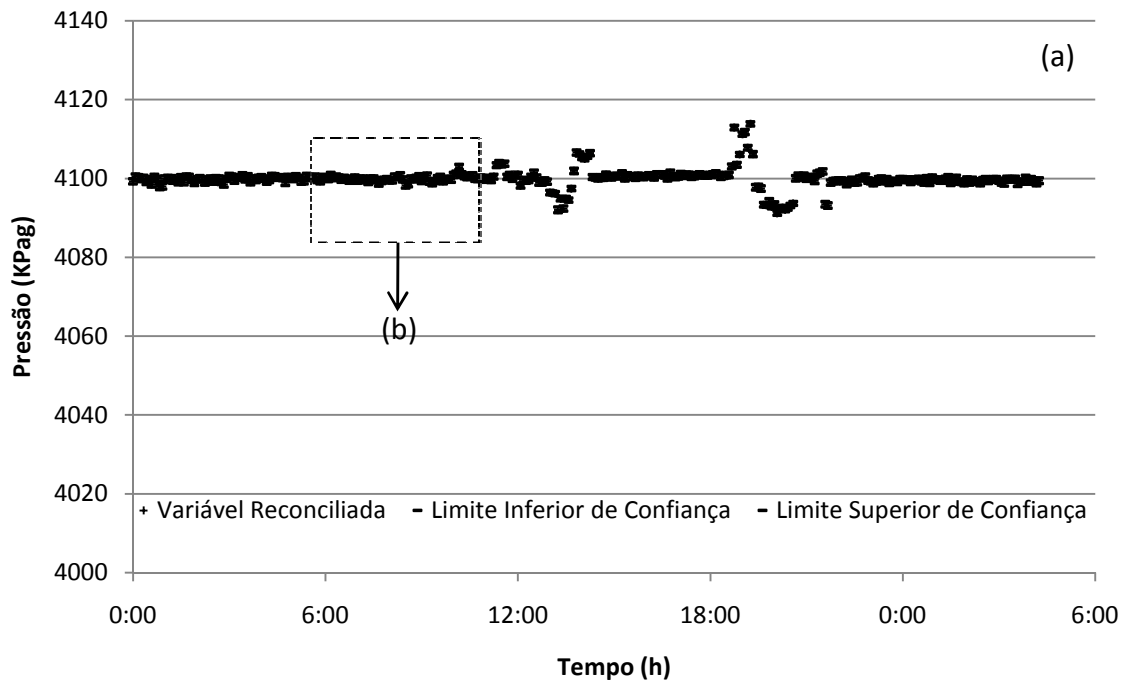


Figura 64. (a) Pressão após P-513501 – Variável reconciliada e limites de confiança. (b)

Pressão após P-513501 – Variável medida e reconciliada

Identifica-se, portanto um desafio para a reconciliação dinâmica, quando são utilizados controladores e trabalha-se em malha fechada. Caso estejam presentes no sistema malhas com sintonia próxima do limite de estabilidade será necessário avaliar os limites de perturbação, de forma que as malhas não sejam instabilizadas e a simulação apresente comportamento instável divergindo para infinito. Por outro lado a identificação de malhas instáveis pode ser considerada como mais um mérito para o procedimento de reconciliação de dados dinâmica, que ao perturbar o modelo pode demonstrar a instabilidade do sistema frente determinadas condições.

Os resultados apresentados nas figuras (65) e (66) mostram que o processo de reconciliação foi satisfatório, apesar de durante os momentos de perturbação do sistema a dinâmica parecer um pouco atrasada em relação a estas variáveis, isto pode ser decorrente da dinâmica causada pela taxa de abertura da válvula ou histerese da válvula. O permutador P-5135002 é o responsável por garantir a temperatura após a PV-5135003. O *set point* para o TIC-100 que controla a temperatura através da TV-5135003 é de 61°C. Assim, verifica-se que durante quase toda a reconciliação se apresentava saturado não atingindo o *set point* desejado.

O *bias* na temperatura apresentada no final do dia 10/12/08 identifica uma atuação manual da equipe de operação. Após o aumento no consumo de gás (Figura (62)) ocorrido no sistema, o controlador TIC-100 continuou saturado como era esperado, não houve alteração nas condições do sistema de água quente. Assim, foi identificado que a abertura da válvula de desvio da TV-5135003 aumentou a vazão de água disponível para o permutador aumentando assim a carga térmica disponível. Assim, foi identificada mais uma atuação manual no sistema que não poderia ser representada pelo modelo.

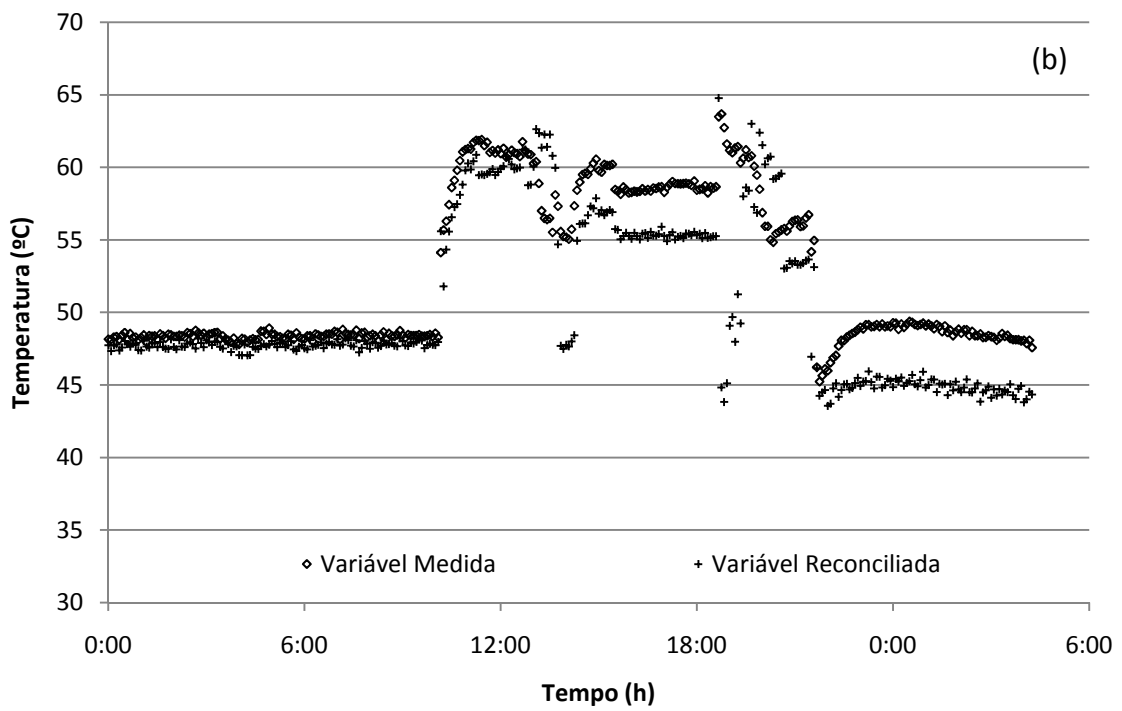
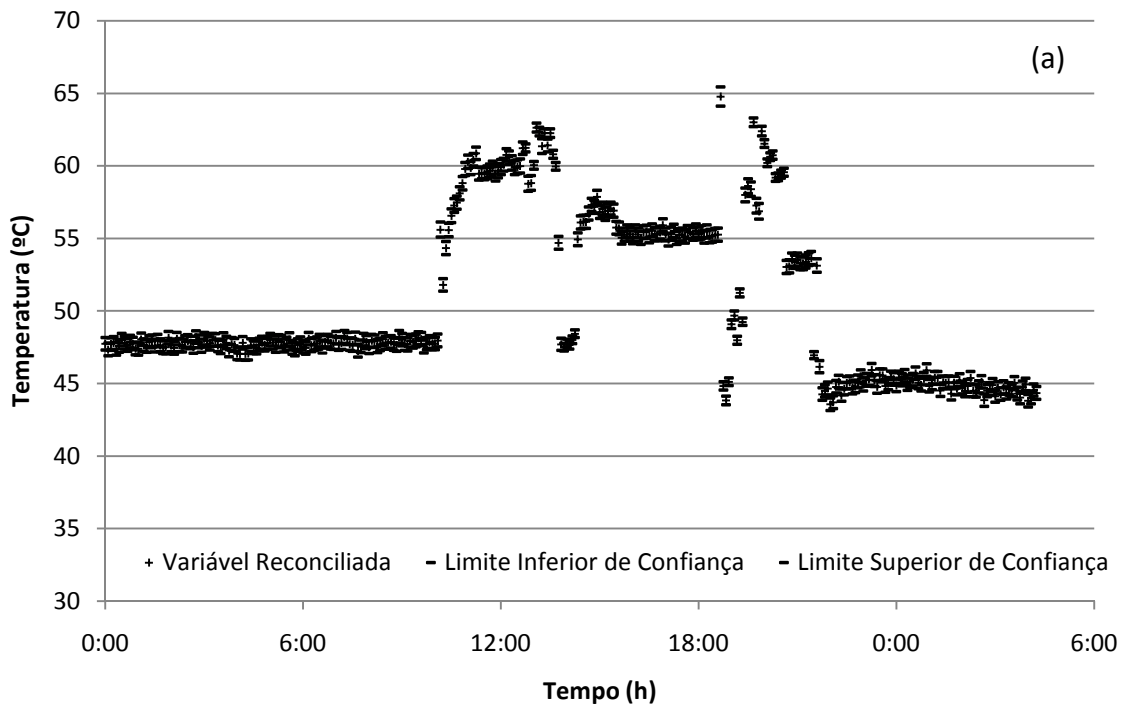


Figura 65. (a) Temperatura após PV-5135003 - Variável medida e limites e confiança.

(b) Temperatura após PV-5135003 – Variável medida e reconciliada.

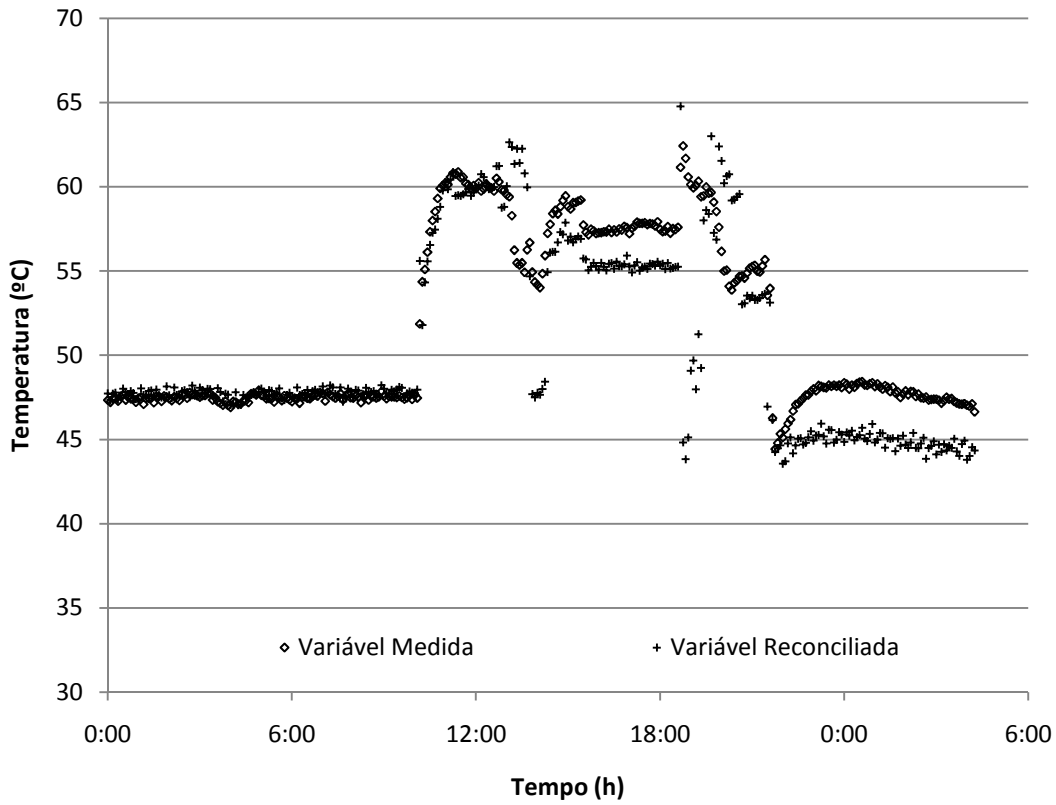


Figura 66. Temperatura após PV-5135003 - segundo medidor - Variável medida e reconciliada.

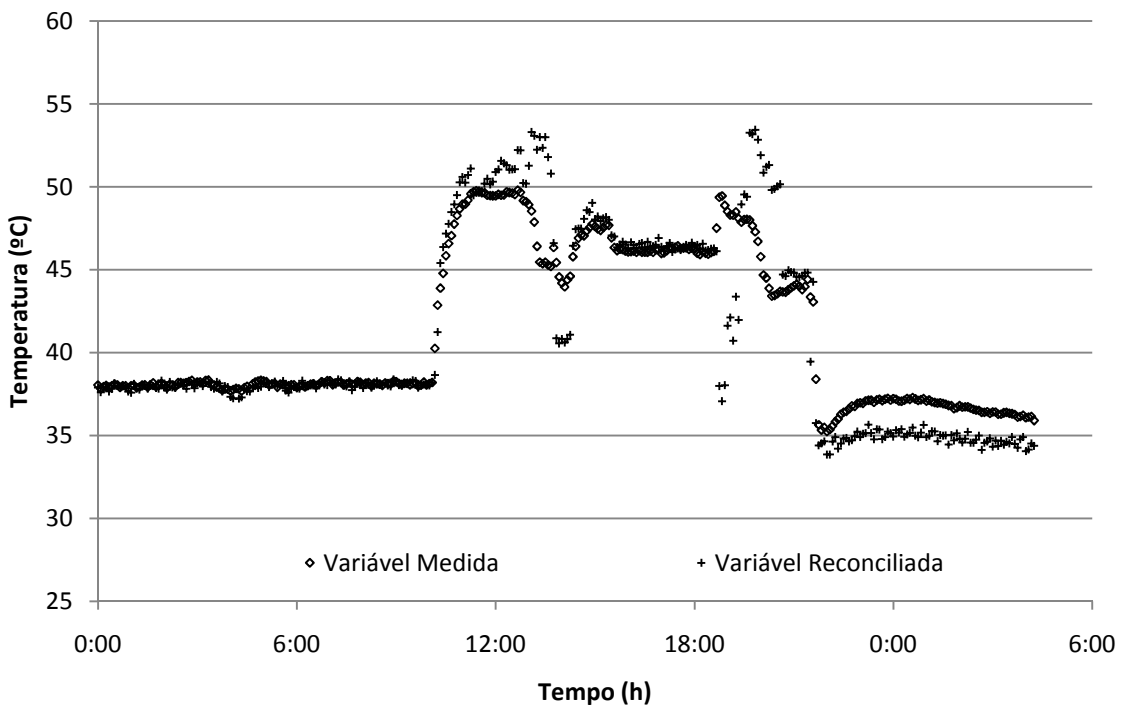


Figura 67. Temperatura após P-5135001 - Variável medida e reconciliada.

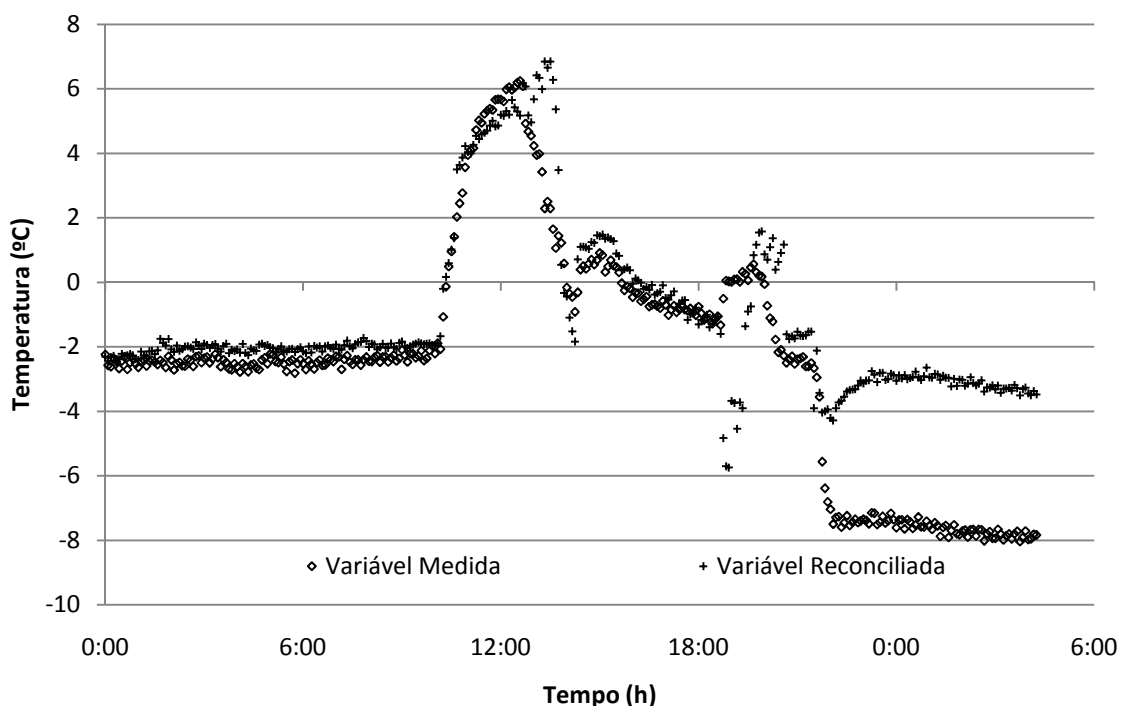


Figura 68. Temperatura do gás na saída do V-5135001 - Variável medida e reconciliada

As figuras (66) a (67) apresentam comportamentos semelhantes, principalmente ao final do dia 10/12/08, porém os resultados se apresentam invertidos ao que se esperaria em uma situação real. Após o aumento da vazão para valores próximos a 18000 Sm<sup>3</sup>/d a temperatura medida após a PV-5135003 aumenta nos dois medidores (Figuras (66) e (67)), enquanto o esperado seria que ela diminuísse, dada a maior demanda térmica necessária para aquecer o gás, principalmente considerando que a TV-5135003 se apresentava saturada. Esta diferença já foi citada sendo identificada atuação manual da equipe de operação sobre o *by pass* da TV-5135003. A mesma relação se mantém na medição de temperatura após o permutador gás-gás P-5135003 com diferença semelhante.

Porém, a avaliação da PV-5135012 A/B, mostra a temperatura medida chega a valores próximos a -8°C, enquanto a variável reconciliada se aproxima de valores em torno de -3°C. Como poderia o gás mais quente gerar um gás mais frio após a queda de

pressão. A reconciliação vem demonstrar que algum problema passou a causar erros grosseiros ao sistema após o aumento da vazão para 18000 m<sup>3</sup>/d.

Assim, é identificada mais uma ação manual da equipe de operação, que identificou que o sistema de by pass do P-5135001 estava permitindo a passagem de gás através das válvulas de bloqueio. O isolamento deste sistema levou a um aumento da eficiência de troca térmica do P-5135001, pois a partir do final do dia 10/12/2008 ocorre a queda na temperatura do gás após a PV-5135012A/B.

As Figuras (69) e (70) apreentam, os resultados da reconciliação do nível do V-5135001. Os resultados são satisfatórios. Porém, não pode-se impor como causa exclusiva da oscilação do nível a erros aleatórios por imprecisão do medidor. É possível também que a oscilação da embarcação leve a oscilações no nível que não podem ser representadas através de modelos convencionais de processo. Contudo, esta análise não é necessária, uma vez que as oscilações são suportadas pelo controlador, mantendo o valor em torno do *set point* de 60%.

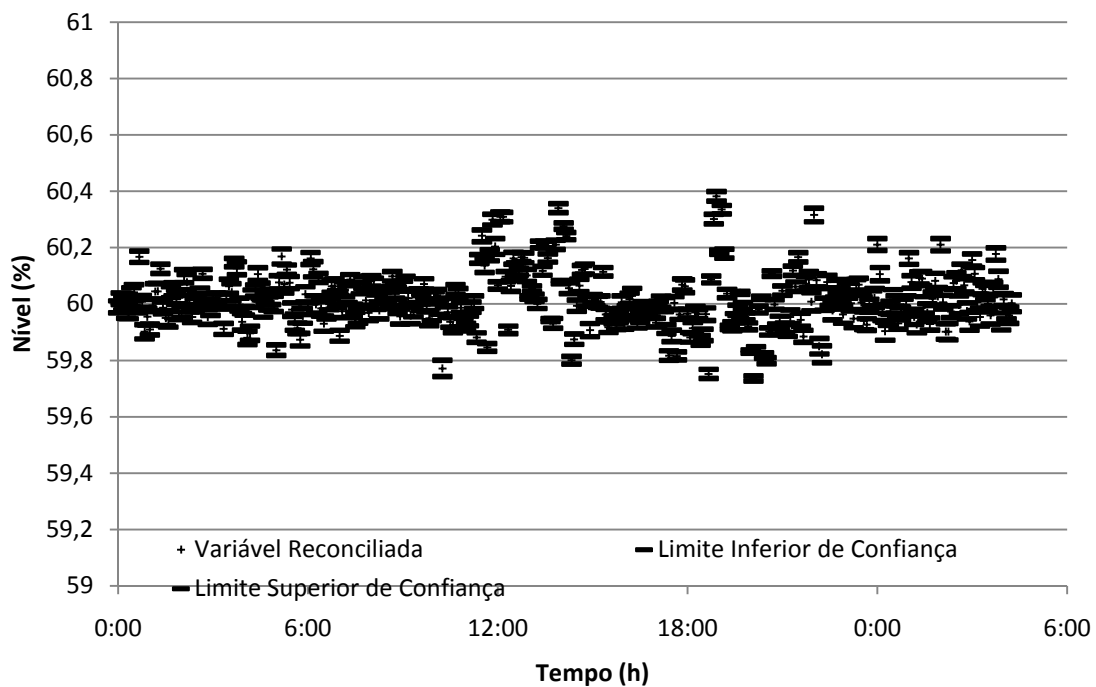


Figura 69. Nível do vaso separador V-5135001 - variável reconciliada e limites de confiança.

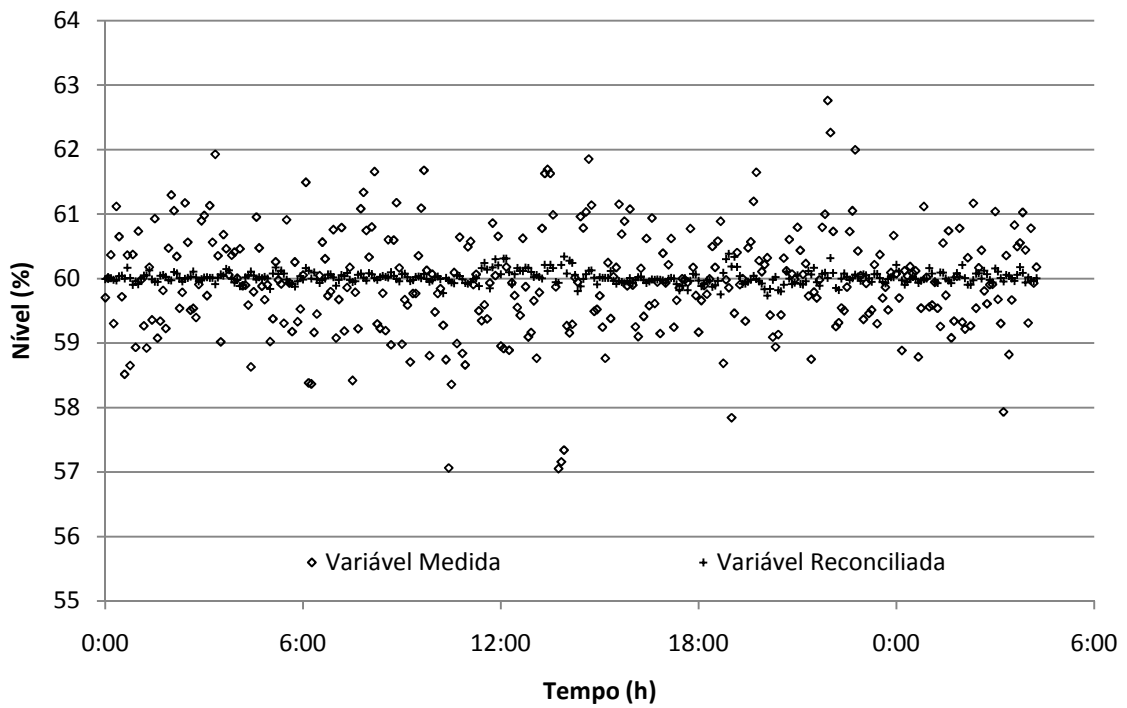


Figura 70. Nível do vaso separador V-5135001 - Variável medida e reconciliada.

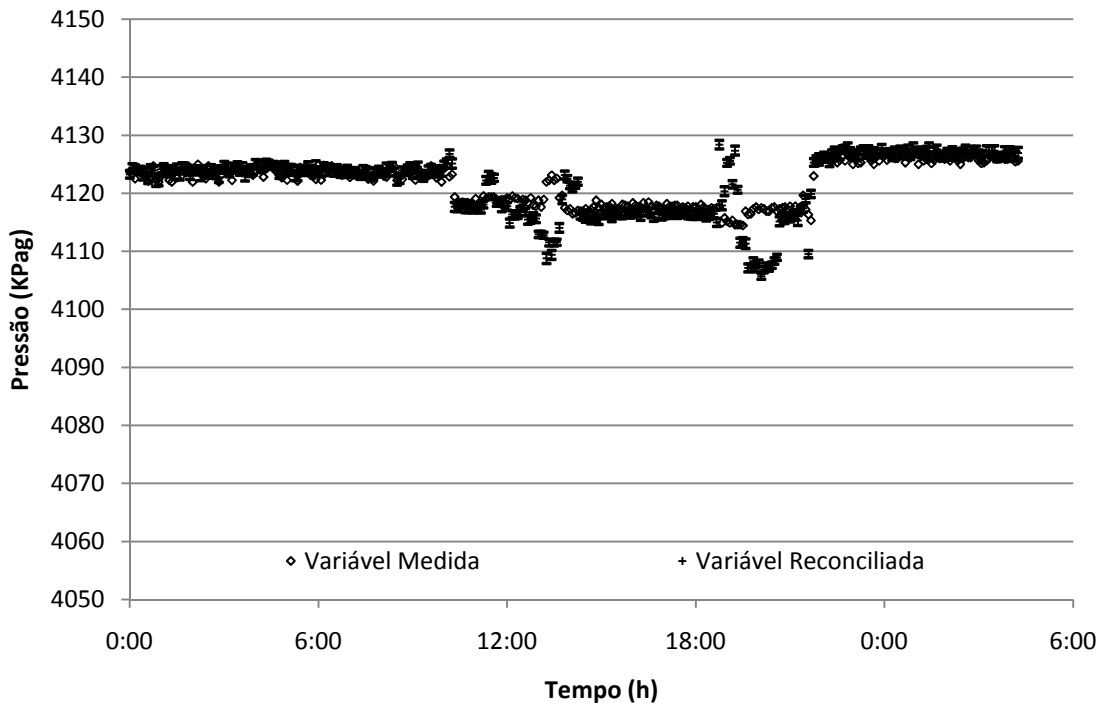


Figura 71. Pressão na saída do vaso separador V-5135001 – Variável medida e reconciliada com limites de confiança.

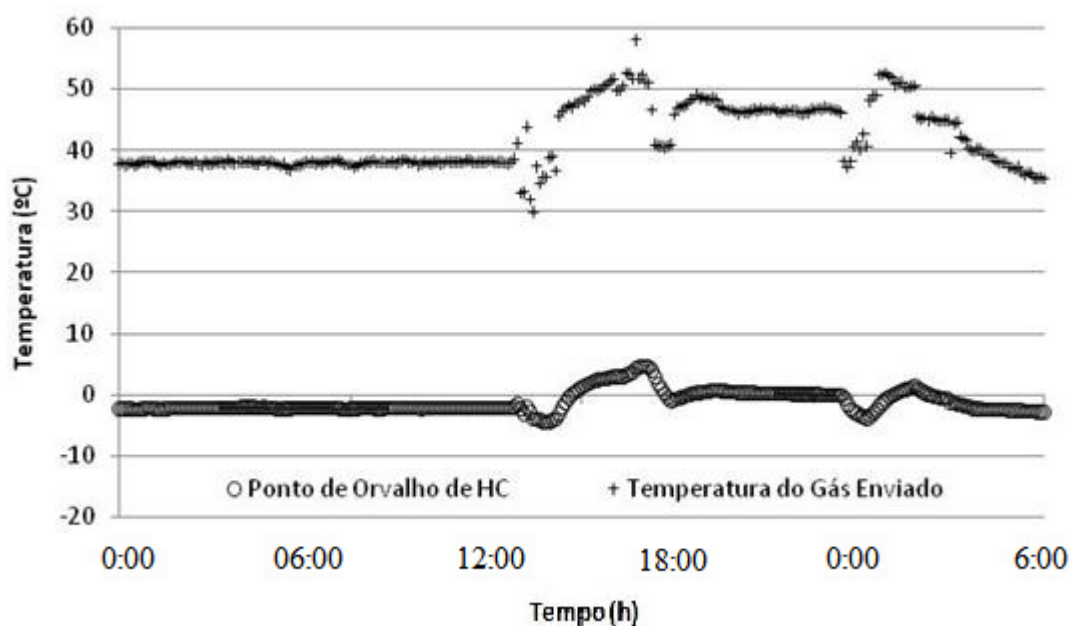


Figura 72. Ponto de orvalho de hidrocarbonetos ao longo do período reconciliado - variável estimada.

A Figura (72) corrobora a análise realizada para as temperaturas. A análise da pressão a jusante do V-5135001 mostra um pequeno aumento nesta pressão no final do dia 10/12/08, este aumento é decorrente do aumento de vazão.

O tratamento de gás combustível tem por objetivo, garantir que o gás enviado para as turbinas esteja pelo menos 20°C do ponto de orvalho de hidrocarbonetos. Assim, garante-se não ocorrer condensação de líquidos dentro da turbina. Como o trecho entre as turbinas e a unidade de tratamento do gás combustível pode ser longo e ocorrem perdas térmicas no caminho, normalmente considera-se uma diferença de 30°C como aceitável. A figura (78) apresenta o ponto de orvalho de hidrocarbonetos do gás enviado as turbinas durante toda a janela de analisada. Esta variável não é medida e foi estimada pelo procedimento de reconciliação, verifica-se que apesar das perturbações causadas ao sistema ficou demonstrado que o mesmo consegue garantir a especificação do gás com as condições de entrada analisada. Porém considerando que o P-5135001 já esta



operando com sua TV saturada implica que caso ocorra uma queda do sistema de compressão o tempo em que se poderá continuar operando importando gás do gasoduto será menor.

No final do dia 10/12/2008 o ponto de orvalho reconciliado se mantém constante. Porém, como o reconciliador identificou a inconsistência já citada entre a temperatura medida e temperatura simulada. Fica claro que o ponto de orvalho no dia 11/12/2008 atinge um valor próximo a  $-8^{\circ}\text{C}$ . A alteração da eficiência do P-5135001, pelo isolamento do *by pass* deste equipamento obriga o ajuste no parâmetro UA deste trocador de calor. Após este ajuste, o modelo também identificou uma temperatura próxima a  $-8^{\circ}\text{C}$  após a PV-5135012 A/B.

Fica claro que um dos desafios da reconciliação dinâmica é a adequação do modelo frente a alterações manuais no processo que não tem como ser identificadas. O reconciliador de dados ganha papel de suma importância, demonstrando que o processo foi alterado e que não corresponde mais aos dados que se tem de projeto.

A Figura (73) apresenta o tempo computacional gasto para execução da reconciliação de dados. O tempo médio foi de 17 minutos para cada janela, apenas duas janelas ultrapassaram os 20 minutos da janela. Neste processo foram reconciliadas 15 variáveis. Nota-se que tempo para reconciliação é fortemente dependente da quantidade de variáveis a ser reconciliada. Apesar disto, os tempos obtidos para este processo demonstraram a viabilidade de implementação deste tipo de procedimento em tempo real.

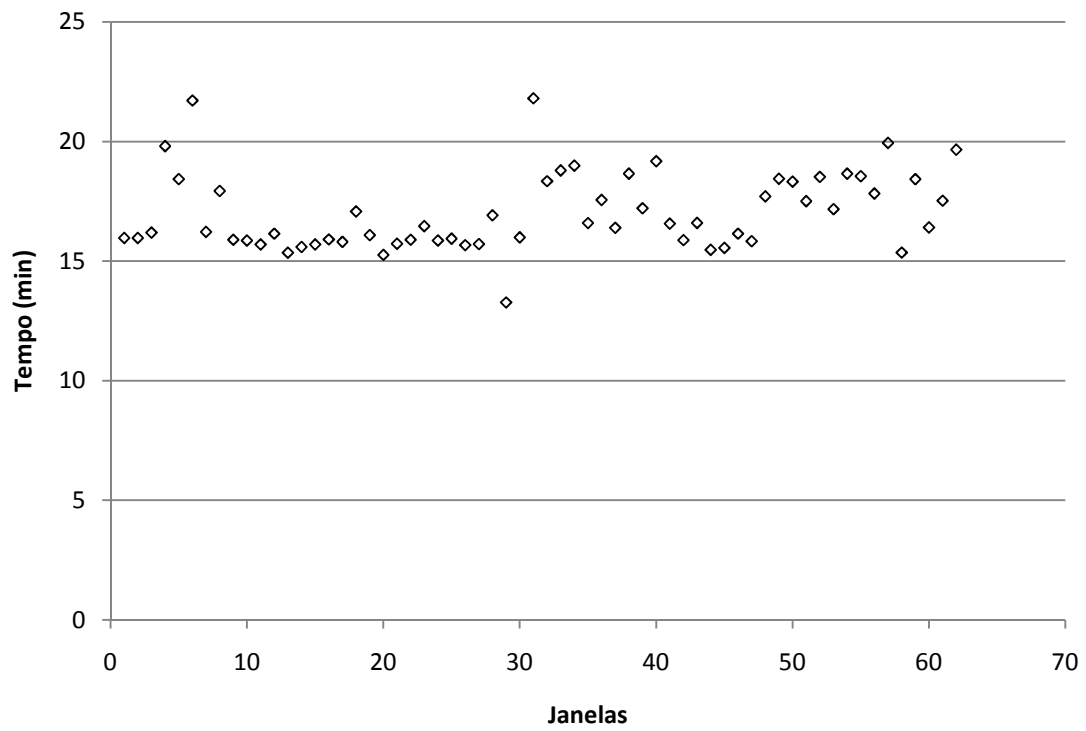


Figura 73. Tempo para completar a reconciliação das janelas.

# Capítulo VI – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

---

## 1. Conclusões

Neste trabalho, foi proposta a utilização de um simulador comercial como modelo para um sistema de reconciliação de dados dinâmica e não linear. Para validação do sistema, foram utilizados dois processos fictícios com dados gerados através de simulação. Para validação da metodologia frente a processos reais, foi utilizada uma planta de tratamento de gás combustível instalada em uma unidade marítima de produção de petróleo localizada na Bacia de Campos-RJ.

Foi possível utilizar um modelo complexo, considerando as dimensões reais dos equipamentos e válvulas, com implantação das malhas de controle com parâmetros reais, e além disso, foi possível também emular o efeito das turbinas a jusante do sistema analisado.

Inicialmente, considerou-se que a utilização de um sistema a jusante não seria necessário, porém após a construção do modelo foi verificado que uma dinâmica que considerasse somente a vazão e a pressão do sistema não representava o sistema real. Esta implementação ainda leva à instabilidade das malhas de controle, isto decorrente principalmente dos parâmetros utilizados.

O procedimento de reconciliação conseguiu aproximar da realidade as medidas do sistema, indicando problemas e alterações manuais no processo. Foi possível realizar a análise mais detalhada do processo em questão, incluindo a influência que o sistema de geração pode causar a planta de gás combustível, seja pela sua dinâmica ou pela ação do operador que pode aumentar ou diminuir a velocidade das máquinas, sem que haja contato com a equipe de operação que opera a planta de gás combustível. Isto

demonstra a necessidade de uma interface mais próxima entre as duas equipes de operação como uma forma de minimizar paradas ou instabilidades no sistema que podem levar a perda de produção.

A execução deste trabalho vem na vanguarda da engenharia química, demonstrando que já é possível a execução de procedimento de reconciliação dinâmica e não-linear utilizando simuladores comerciais, minimizando com isso o tempo de implantação dos modelos então permitindo a utilização de modelos mais complexos.

Logicamente, uma otimização do número de variáveis a serem reconciliadas é necessária, pois a principal limitação deste tipo de processo é o número e acessos ao modelo. Neste sistema, foram avaliadas, simultaneamente, 15 variáveis medidas, para janelas de 20 minutos com amostragem de 5 em 5 minutos, o que resulta em 60 variáveis sendo analisadas em cada janela. Para a dimensão dos sistemas estudados neste trabalho, verificou-se ser possível a implantação em tempo real desta técnica.

A forma como se acessa o modelo também é ponto importante de discussão, na implementação realizada neste trabalho utilizando o aplicativo Máxima, os acessos ao modelo são individualizados, ou seja, a cada perturbação é chamado o modelo e esperado o resultado, isto também leva a um tempo grande para que o procedimento de reconciliação seja executado.

Existe desafio também na utilização de controles no modelo. Processos reais possuem controladores e nos trabalhos localizados na literatura os controles não são implantados nos modelos, talvez devido à dificuldade na modelagem. O trabalho permitiu visualizar que a implantação das malhas de controle em sistemas dinâmicos é imprescindível, porém abre um desafio em obrigar uma análise mais cuidadosa devido aos limites de estabilidade das malhas de controle.

## 2. Sugestões

Esta dissertação abre uma gama oportunidades de trabalhos que podem ser executados e que ainda não são localizados na literatura como:

- a) Estudo do efeito de malhas de controle no procedimento de reconciliação de dados, viabilizando técnicas a serem implantadas nas ferramentas de reconciliação que analisem quais são os limites de perturbação que os aplicativos de reconciliação de dados podem impor aos modelos sem que haja instabilização do processo.
- b) Alterar a forma como o modelo é acessado, fazendo perturbações ao modelo em diversas instâncias simultaneamente, minimizando, assim o tempo de reconciliação;
- c) Implantar uma análise de erros grosseiros de forma a minimizar seus efeitos no procedimento de reconciliação;
- d) Implantar as técnicas de reconciliação já conhecidas nos simuladores comerciais, dado que eles já permitem a construção de interfaces personalizadas inclusive utilizando códigos em FORTRAN;
- e) Desenvolver aplicativos que utilizem o potencial de processadores com múltiplos núcleos. À exceção do MS Excel, o aplicativo Máxima e o simulador Hysys não estão preparados para este tipo de sistema, se limitando ao uso de 1 processador, independente de quantos hajam disponíveis.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

ALBUQUERQUE, J.S. e BIEGLER, L.T., 1996, Data Reconciliation and Gross-Error Detection for Dynamic Systems, *AIChE Journal*, vol. 42, pp. 2841-2856.

ANDERSON, T.F., ABRAMS, D.S. e GRENS II, E.A., 1978, Evaluation of Parameters for Nonlinear Thermodynamic Models, *AIChE Journal*, vol. 24, pp. 20-29.

ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005a, *Aspen Hysys - Customization Guide*, 2004.2 edition, Cambridge.

ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005b, *Aspen Hysys - Dynamic Modeling*, 2004.2 edition, Cambridge.

ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005c, *Aspen Hysys - Simulation Basis*, 2004.2 edition, Cambridge.

ASPENTECH TECHNOLOGY, INC., 2005d, *Aspen Hysys - User Guide*, 2004.2 edition, Cambridge.

BENEDICT, M., WEBB, G.B. e RUBIN, L.C., 1940, An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures: I. Methane, Ethane, Propane, and n-Butane, *Journal of Chemical Physics*, vol. 8, pp. 334-345.

BHUTANI, N., TARAFDER, A., RANGAIAH, G. e AJAY, K., 2007, A Multi-Platform, Multi-Language Environment for process modelling, simulation and optimization, *International Journal of Computer Applications in Technology*, vol. 30, pp. Number 3, pp. 197-214.

CHEN, J., BANDONI, A. e ROMAGNOLI, J.A., 1998, Outlier Detection in Process Plant Data, *Computers & Chemical Engineering*, vol. 22, pp. 641-646.

CHUAPRASERT, S., DOUGLAS, P. e NGUYEN, M., 1999, Data reconciliation of an agitated thin film evaporator using Aspenplus, *Journal of Food Engineering*, vol. 39, pp. 261-267.

CROWE, C.M., 1986, Reconciliation of Prsocess Flowrates by Matrix Projection. Part II: The Non Linear Case, *AIChE Journal*, vol. 34, pp. 541-550.

CROWE, C.M., GARCIA, Y.A.C. e HRYMAL, A., 1983, Reconciliation of Process Flowrates by Matrix Projection, *AIChE Journal*, vol. 29, pp. 881-888.

FABER, R., LI, B., LI, P. e WOZNY, G., 2006, Data Reconciliation for Real-Time Optimization of an Industrial Coke-Oven-Gas Purification Process, *Simulation Modeling Practice and Theory*, vol. 14, pp. 1121-1134.

FELDMAN, R.N., 2007, *Reconciliação de Dados em Tempo Real para Monitoração e Detecção de Falhas em Terminal de Transporte e Armazenamento de Derivados de Petróleo*, Rio de Janeiro: COPEE/UFRJ.

HAAR, L., GALLAGHER, J. e KELL, G., 1984, *NBS/NRC Steam Tables: Thermodynamic and Transport Properties and Computer Programs for Vapor and Liquid States of Water in SI Units*, Washington: Hemisphere Publishing Corporation.

HLAVÁČEK, V., 1977, Analysis of a Complex Plant - Steady State and Transient Behavior I - Plant data Estimation and Adjustment, *Computers & Chemical Engineering*, vol. 1, pp. 75-80.

KALMAN, R.E., 1960, A New Approach to Linear Filtering and Prediction Problems, *Trans. ASME J. Basic Eng.*, vol. 82 Série D, pp. 35-45.

KEENAN, J.H. e KEYES, F.G., 1959, *Thermodynamic Properties of Steam*, Wiley and Sons.

KUHEN, D.R. e DAVIDSON, H., 1961, Computer Control II: Mathematics of Control, *Chemical Engineering Progress*, vol. 57, pp. 44-47.

LIEBMAN, M.J., EDGAR, T.F. e LASDON, L.S., 1992, Efficient Data Reconciliation and Estimation for Dynamic Processes Using Nonlinear Programming Techniques, *Computers and Chemical Engineering*, vol. 16, pp. 963-986.

MAH, R.S.H., STANLEY, G.M. e DOWNING, D.M., 1976, Reconciliation and Retification Of Process Flow and Inventory Data, *Industrial Engineering and Chemical Process Design Development*, vol. 15, pp. 175-183.

MAH, R.S.H. e TAMHANE, A.C., 1982, Detection of Gross Errors in Process data, *AIChE Journal*, vol. 28, pp. 828-830.

MEYER, C.A., MCCLINTOCK, R.B., SILVESTRI, G.J. e SPENCER, R.C., 1967, *ASME Steam Tables: Thermodynamic and Transport Properties of Steam*, American Society of Mechanical Engineers.

NARASIMHAN, S. e JORDACHE, C., 2000, *Data Reconciliation & Gross Error Detection - An Intelligent use of Process Data*, 1<sup>st</sup> edition, Houston: Gulf Publishing Company.

NARASIMHAN, S. e MAH, R., 1987, Generalized Likelihood Ratio Method for Gross Error Detection, *Gulf Publishing Company*, vol. 33, pp. 1514-1521.

NOGITA, S., 1972, Statistical test and Adjustment of process Data, *Industrial Engineering and Chemical Process Design Development*, vol. 11, pp. 197-203.

NORONHA, F.B., PINTO, J.C., MONTEIRO, J.L., LOBÃO, M.W. e SANTOS, T.J., 1993, *Um Pacote Computacional para Estimação de Parâmetros e Projeto de Experimentos*, Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ.

PENG, D.Y. e ROBINSON, D.B., 1976, A New Two-Constant Equation of State, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, vol. 15, pp. 59-64.

PEREIRA JUNIOR, A.R., FREITAS, M.E.A. e LACERDA, W.S., 2003, *Cefet - SP*, Disponível em: <http://www.cefetsp.br/edu/sinergia/5p13c.html> . Acesso em: 05 Janeiro 2009.

PETRÓLEO BRASILEIRO S.A., 2009, *PETROBRAS*, [Online], Disponível em: <http://www.petrobras.com.br>. Acesso em: 01 Fevereiro 2009.

PINTO, J.C. e LAGE, P.L.C., 2001, *Métodos Numéricos em Problemas de Engenharia Química*, Rio de Janeiro: E-Papers.

PITZER, K., LIPPMANN, D., CURL, R., HUGGINS, C. e PETERSEN, D., 1955, The Volumetric and Thermodynamic Properties of Fluids. II. Compressibility Factor, Vapor Pressure and Entropy of Vaporization, *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 77, p. 3433.

PRATA, D.M., 2005, *Reconciliação de Dados em um Reator de Polimerização*, Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ.



PRATA, D.M., PINTO, J. e LIMA, E.L., 2006, On-Line data Reconciliation and Parameter Estimation for an Industrial Polypropylene Reactor, 16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering and 9th International Symposium on Process Systems Engineering, 1581-1586.

PRATA, D.M., PINTO, J.C. e LIMA, E.L., 2008, Comparative Analysis of Robust Estimators on Non Linear Dynamic Data Reconciliation, *Computer Aided Chemical Engineering*, vol. 25, pp. 501-506.

PRATA, D., SCHWAAB, M., LIMA, E. e PINTO, J., 2009, Nonlinear Dynamic Data Reconciliation and Parameter Estimation Through Particle Swarm Optimization: Application for an Industrial Polypropylene Reactor, *submetido a Chemical Engineering Science*.

REILLY, P. e CARPANI, R., 1963, Application of statistical theory of adjustment to material balances, 13th Canadian Chemical Engineering, Montreal.

RIPPS, D.L., 1965, Adjustment of experimental data, Chemical Engineering Programming Symposium, 8-13.

ROLLINS, D. e DAVIS, J., 1992, Unbiased Estimation of Gross Errors in Process measurements, *AIChE Journal*, vol. 38, pp. 1514-1521.

ROMAGNOLI, J.A. e SÁNCHEZ, M.C., 2000, *Data Processing and Reconciliation for Chemical Process Operations*, Academic Press.

SANCHEZ, M. e ROMAGNOLI, J., 1996, Use of Orthogonal Transformations in data Classification-Reconciliation, *Computers and Chemical Engineering*, vol. 20, pp. 483-493.

SCHWAAB, M., BISCAIA JR, E.C., MONTEIRO, J.L.F. e PINTO, J.C., 2008, Non Linear Parameter Estimation through Particle Swarm optimization, *Chemical Engineering Science*, vol. 63, pp. 1542-1552.

SIROHI, A. e CHOI, K., 1996, On-Line Parameter Estimation in a Continuous Polymerization Process, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 35, pp. 1332-1343.

SMITH, J.M., VAN NESS, H. e ABBOTT, M., 2007, *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*, Rio de Janeiro: LTC - Livros Técnicos e Científicos Editora.

SOAVE, G., 1972, Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State, *Chemical Engineering Science*, vol. 27, pp. 1197-1203.

SODERSTROM, T.A., EDGAR, T.F., RUSSO, L.P. e YOUNG, R.E., 2000, Industrial Application of a Large-Scale Dynamic Data Reconciliation Strategy, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 39, pp. 1683-1693.

SOUZA FILHO, J.E., 2004, *Processamento Primário de Fluídos*, Salvador: Universidade Petrobras.

VACLAVEK, V., 1969, Studies on System Engineering – III optimal Choice of The Balance Measurements in Complicated Chemical Engineering Systems, *Chemical Engineering Science*, vol. 24, pp. 947-955.