



APLICAÇÃO DO HAZOP DINÂMICO NA AVALIAÇÃO DE PERIGO OPERACIONAL EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO DE UMA PLANTA DE SEPARAÇÃO DE AR

Juliana Schmitz Guarilha Costa Matos

Dissertação de Mestrado

Orientador: Prof. Márcio Nele de Souza, D.Sc.

**Co-Orientador: Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo,
D.Sc.**

**EQ/UFRJ
Novembro de 2009**

APLICAÇÃO DO HAZOP DINÂMICO NA AVALIAÇÃO DE PERIGO OPERACIONAL EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO DE UMA PLANTA DE SEPARAÇÃO DE AR

Juliana Schmitz Guarilha Costa Matos

Universidade Federal do Rio de Janeiro, Mestrado

Orientador: Prof. Márcio Nele de Souza
D.Sc.

Co-Orientador: Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo
D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil
Novembro de 2009

APLICAÇÃO DO HAZOP DINÂMICO NA AVALIAÇÃO DE PERIGO OPERACIONAL EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO DE UMA PLANTA DE SEPARAÇÃO DE AR

Juliana Schmitz Guarilha Costa Matos

Dissertação de Mestrado submetida ao Corpo Docente da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Aprovada por:

Prof. Márcio Nele de Souza – Orientador
(D.Sc.)

Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo – Co-orientador
(D.Sc.)

Prof. Antonio Carlos Marques Alvim
(Ph.D.)

Prof. Caetano Moraes
(Ph.D.)

Vinícius Correa Damaso
(D.Sc.)

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Novembro de 2009

Matos, Juliana Schmitz Guarilha Costa.

Aplicação do HazOp Dinâmico na Avaliação de Perigo Operacional em uma Coluna de Destilação de uma Planta de Separação de Ar / Juliana Schmitz Guarilha Costa Matos. – Rio de Janeiro, 2009.

xiii, 83 p.; il.

Dissertação (Mestrado em Tecnologia dos Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2009.

Orientador: Márcio Nele de Souza

Co-Orientador: Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo

1. HazOp. 2. Dinâmico. 3. Engenharia Química - Dissertação. I. Nele, Márcio. II. Frutuoso, Paulo. III. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Escola de Química. IV. HazOp Dinâmico.

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus orientadores Marcio Nele e Paulo Frutuoso por acreditarem no meu trabalho, pela dedicação, orientação e paciência com minhas dúvidas e indisponibilidade de tempo.

Agradeço ao meu marido pelo companheirismo, paciência com as minhas ansiedades e a minha ausência em diversos momentos. Mesmo em alguns momentos não sabendo como ajudar, com amor e muita compreensão foi crucial para a conclusão deste estudo.

Gostaria também de agradecer ao meu amigo, chefe e tutor Cesar Nascimento, que me gerou a oportunidade de desenvolver este trabalho, pelos ensinamentos, incentivos e tempo para discutir as diversas vezes que o consultei para debatermos minhas dúvidas.

Aos amigos da White Martins, em especial Ana Melo, Fernanda Cunha, Vivian Salgado, Julio Neto e Guilherme Abreu, agradeço pela grande ajuda na elaboração da dissertação me auxiliando no desenvolvimento das simulações e me fornecendo informações importantes para a finalização do estudo.

Por fim, agradeço aos meus pais e irmãos pelo apoio e por sempre terem acreditado no meu potencial. À minha sobrinha e afilhada por ter compreendido as inúmeras vezes que não pude lhe dar a atenção especial que merecia. Obrigada aos meus sogros e cunhados por também me apoiarem, além da grande ajuda com a experiência que possuem na área acadêmica.

Matos, Juliana Schmitz Guarilha Costa. **Aplicação do HazOp Dinâmico na Avaliação de Perigo Operacional em uma Coluna de Destilação de uma Planta de Separação de Ar**. Orientador: Prof. Márcio Nele de Souza. Co-orientador: Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos).

A dissertação abordou técnicas de Análise de Perigos em Plantas de Separação de Ar com o objetivo de avaliar uma metodologia de estudo diferente do tradicional, o HazOp Dinâmico. A introdução da simulação dinâmica na análise de perigos operacionais do processo visa fornecer informações mais precisas e confiáveis do que o estudo qualitativo tradicional de HazOp.

Foi realizada inicialmente uma revisão bibliográfica englobando histórico, processo, aplicações e perigos existentes na indústria de gases. Para a compreensão da importância da análise de perigos para a indústria química, à qual a metodologia proposta é aplicável, foi desenvolvido um breve histórico dos acidentes ocorridos.

Foi realizada uma revisão bibliográfica das diversas técnicas de análises de perigos a fim de compreender as diferenças entre as técnicas tradicionais existentes e a metodologia proposta, que tem o objetivo de obter uma maior confiabilidade da análise de perigos. Dessa forma, pode-se verificar a real possibilidade da ocorrência de um desvio, a magnitude das consequências desse desvio, o tempo para que o pior cenário seja alcançado, e, o mais importante, as ações que devem ser tomadas para evitar ou mitigar a ocorrência do desvio. Para tal avaliação, um estudo de caso de uma planta de separação de ar baseado em um HazOp tradicional existente foi desenvolvido utilizando a simulação dinâmica do processo.

Foram geradas curvas demonstrando a variação dos parâmetros operacionais da unidade avaliada com relação à operação da planta em condições normais, a fim de verificar os impactos obtidos pelos desvios aplicados ao sistema.

Matos, Juliana Schmitz Guarilha Costa. **Application of the Dynamic HazOp on the Operational Hazard Evaluation of an Air Separation Plant Distillation Column.**

Orientador: Prof. Márcio Nele de Souza. Co-orientador: Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos).

The dissertation covered Hazards Analysis techniques used in Air Separation Plants in order to analyze a study methodology different from the traditional techniques, the Dynamic HazOp. The use of dynamic simulation with the process hazard analysis intends to provide more accurate and trustful information than the traditional HazOp, a qualitative analysis.

As a starting point, a review of the existing information described in the technical literature was performed and the industrial gases history, process, applications and existing hazards were described. For a better understanding of the hazards analysis importance for the chemical industry, for which the proposed methodology is applicable, a brief review of accidents was developed.

A review of the various existing hazards analysis methods was performed in order to understand the differences between the traditional techniques and the proposed one, which intends to obtain a better hazard analysis reliability. This allows the evaluation of the actual occurrence of a deviation, the consequences magnitude of this deviation, the time needed for the worst case scenario to be reached, and, the most important, the action that should be taken in order to avoid or mitigate the occurrence of the deviation.

Graphics showing the variations related to the normal operating values of the working parameters of the facility studied were developed to verify the impacts of the deviations applied to the system.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	1
I.1 – Objetivos	1
I.2 – Apresentação do Trabalho	1
Capítulo II – Plantas de Separação de Ar	3
II.1 – Histórico	4
II.2 – Processo	6
II.3 – Aplicações	11
II.4 – Perigos	12
Capítulo III – Histórico de Acidentes	16
III.1 – Histórico de Acidentes na Indústria Química	17
III.2 – Indústria de Gases	21
Capítulo IV – Análise de Perigos	24
IV.1 – Análise Preliminar de Perigos (APP)	26
IV.2 – Lista de Verificação (<i>Checklist</i>)	27
IV.3 – <i>What-if</i>	28
IV.4 – FMEA	29
IV.5 – Análise por Árvores de Falhas	30
IV.6 – MHA	30
IV.7 – HazOp (<i>Hazards and Operability Study</i>)	31
Capítulo V – HazOp Dinâmico	35
V.1 – Estudos Anteriores	35
V.2 – Metodologia Proposta	37
Capítulo VI – Estudo de Caso – Aplicação a uma Planta de Separação de Ar	39
VI.1 – Escolha do Subsistema a ser Avaliado	39
VI.2 – Subsistema Selecionado: Coluna de Destilação Inferior	40

VI.3 – Conversão Hysys (estático) – Aspen (dinâmico)	42
VI.4 – Descrição do Processo	44
VI.5 – Desvios Analisados	45
Capítulo VII – Avaliação dos Resultados da Simulação	48
VII.1 – Aumento da Pressão de F2	48
VII.2 – Aumento da Pressão de F2 com o Aumento da Pressão de Fundo e de Topo da Coluna	53
VII.3 – Aumento da Pressão de F2 com Controles Modificados	56
VII.4 – Bloqueio na Corrente de <i>Shelf</i>	59
VII.5 – Variação da Taxa de Refluxo	60
VII.6 – Alteração das Condições Ambientais	64
VII.6.1 – Poluição Atmosférica	64
VII.6.2 – Incêndio Externo	65
VII.7 – Aumento das Temperaturas de F1 e F2	66
Capítulo VIII – Conclusão e Discussão dos Resultados	70
VIII.1 – Análise dos Resultados	70
VIII.2 – Modelo Utilizado	71
VIII.3 – Integração com a Análise de Riscos	71
VIII.4 – Sugestões para Trabalhos Futuros	72
Referências Bibliográficas	74
Apêndice A – HazOp Tradicional Base	78
Apêndice B – Categorias de Severidade e Frequência	83

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1	Divisão do Mercado – Indústrias de Gases [Denoke (2007)]	6
Figura II.2	Esquema Simplificado de Planta de Separação de Ar	7
Figura II.3	Coluna de Destilação Simples – Linde [Perry (1998)]	9
Figura II.4	Coluna de Destilação Dupla – Linde [Perry (1998)]	10
Figura II.5	Triângulo do Incêndio	14
Figura II.6	Taxa de Queima x Concentração de Oxigênio [EIGA (2004)]... ..	15
Figura III.1	Principais Acidentes na Indústria Química	17
Figura III.2	Número de Acidentes/Incidentes x Material Liberado	18
Figura III.3	Principais Causas de Acidentes com Plantas Químicas [Garrison <i>apud</i> Crowl (2001)]	19
Figura III.4	Total de Perdas e Número de Acidentes [Garrison <i>apud</i> Crowl (2001)]	20
Figura VI.1	Coluna de Destilação Inferior – Planta de Separação de Ar	41
Figura VII.1	Variação da Pressão na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	49
Figura VII.2	Variação da Pressão na Corrente de <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	49
Figura VII.3	Variação da Vazão de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	49
Figura VII.4	Variação da Vazão de <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	50
Figura VII.5	Variação da Fração Molar de N ₂ na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	50
Figura VII.6	Variação da Fração Molar de N ₂ na Corrente de <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	50
Figura VII.7	Variação da Fração Molar de Ar na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	51
Figura VII.8	Variação da Fração Molar de O ₂ na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	51
Figura VII.9	Variação Fração Molar de Ar na Corrente de <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2	51

Figura VII.10	Varição da Fração Molar de O ₂ na Corrente de <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2.....	52
Figura VII.11	Varição das Pressões de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna	54
Figura VII.12	Varição das Temperaturas de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna	54
Figura VII.13	Varição da Fração Molar de Oxigênio nas Linhas de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna.....	54
Figura VII.14	Varição da Fração Molar de Nitrogênio nas Linhas de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna.....	55
Figura VII.15	Varição da Fração Molar de Argônio nas Linhas de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna.....	55
Figura VII.16	Varição do Nível no Fundo e no Topo da Coluna de Destilação Inferior Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos	57
Figura VII.17	Varição da Pressão nas Correntes de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos.....	58
Figura VII.18	Varição da Fração Molar de Argônio na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos	58
Figura VII.19	Varição da Fração Molar de Oxigênio na Corrente de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos	59
Figura VII.20	Varição da Pressão de <i>Shelf</i> Devido ao Bloqueio Parcial da Corrente de <i>Shelf</i>	60
Figura VII.21	Varição da Temperatura de <i>Shelf</i> Devido ao Bloqueio Parcial da Corrente de <i>Shelf</i>	60
Figura VII.22	Varição da Fração Molar de Oxigênio na Linha de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Taxa de Refluxo.....	62
Figura VII.23	Varição da Fração Molar de Argônio na Linha de <i>Shelf</i> Devido ao Aumento da Taxa de Refluxo.....	62

Figura VII.24	Varição da Fração Molar de Oxigênio na Linha de <i>Shelf</i> Devido à Diminuição da Taxa de Refluxo	63
Figura VII.25	Varição da Fração Molar de Argônio na Linha de <i>Shelf</i> Devido à Diminuição da Taxa de Refluxo	63
Figura VII.26	Varição da Carga Térmica do Condensador Devido ao Aumento da Temperatura Externa	66
Figura VII.27	Varição das Pressões de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	67
Figura VII.28	Varição das Temperaturas de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	67
Figura VII.29	Varição das Pressões nos Estágios da Coluna Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	67
Figura VII.30	Varição das Temperaturas nos Estágios da Coluna Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	67
Figura VII.31	Varição das Frações Molares de Argônio nas Correntes de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	68
Figura VII.32	Varição das Frações Molares de Nitrogênio nas Correntes de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	69
Figura VII.33	Varição das Frações Molares de Oxigênio nas Correntes de <i>Shelf</i> e <i>Kettle</i> Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada	69

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela IV.1	Modelo de Análise Preliminar de Perigos (APP)	27
Tabela IV.2	Modelo de <i>What-If</i>	28
Tabela IV.3	Modelo de FMEA	29
Tabela IV.4	Modelo de MHA	31
Tabela V.1	Exemplo de Resultados da Simulação Dinâmica [Eizenberg <i>et al</i> (2006)].....	36
Tabela VI.1	Diferenças entre Resultados da Simulação Estática – Hysys x Aspen	43
Tabela VII.1	Aumento da Taxa de Refluxo	61
Tabela VII.2	Diminuição da Taxa de Refluxo	63

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

I.1 OBJETIVOS

A indústria química vem se desenvolvendo largamente ao longo do tempo, aumentando a produtividade e a diversidade de produtos gerados. Para que o mercado seja atendido em tempo satisfatório e com a qualidade do produto desejada, as unidades de produção têm tornado seus processos cada vez mais complexos, representando, na maioria das vezes, maior perigo para o processo (ex.: pressão ou temperatura de operação mais altas).

A fim de garantir a segurança dos sistemas, análises de perigos e de riscos cada vez mais detalhadas têm sido realizadas, seja por exigência do cliente, da corporação, ou do próprio órgão regulador local. O objetivo é obter maior segurança para o processo, garantindo a segurança para funcionários e comunidade, além de reduzir as chances de um acidente com grande impacto ambiental.

Com as diversas técnicas de análise de perigos existentes, um dos objetivos da dissertação é provar a importância da realização de um HazOp dinâmico como complemento do HazOp tradicional e comprovar a viabilidade da sua aplicação em escala industrial.

I.2 APRESENTAÇÃO DO TRABALHO

No Capítulo II são apresentados o histórico e a divisão do mercado da indústria de separação de ar, bem como o processo e os perigos inerentes ao processo dessas unidades. Além disso, estão descritas as aplicações dos produtos principais gerados por essas plantas.

O Capítulo III apresenta uma revisão bibliográfica dos maiores acidentes ocorridos na indústria química. São destacados os produtos que mais causam acidentes e incidentes. Um acidente ocorrido na indústria de gases é brevemente descrito neste Capítulo.

Uma revisão bibliográfica dos métodos de análise de perigos, assim como a descrição dos principais métodos podem ser observados no Capítulo IV.

No Capítulo V, são apresentados os estudos realizados sobre o HazOp Dinâmico e destacadas as diferenças entre as análises já realizadas por outros autores.

O Capítulo VI demonstra toda a metodologia utilizada, as adaptações necessárias e a descrição do processo simulado.

No Capítulo VII são apresentados os desvios aplicados para a realização das simulações e os resultados obtidos em cada uma das avaliações.

As conclusões e comentários finais sobre o trabalho desenvolvido compõem o Capítulo VIII. Neste capítulo são também descritas sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO II

PLANTAS DE SEPARAÇÃO DE AR

Os principais produtos gerados pelas Plantas de Separação de Ar são o oxigênio e o nitrogênio, que são os componentes primários da atmosfera (aproximadamente 78% de nitrogênio, 21% de oxigênio e 1% de argônio, dióxido de carbono e gases raros). Dessa forma, não existe custo com a matéria-prima principal das plantas de separação de ar, sendo a energia elétrica necessária para a operação da unidade o maior custo da planta, o que pode representar até 95% do custo total da produção. O custo com a energia elétrica varia de acordo com o volume de produção e a pureza do produto final.

Uma das características principais da indústria de gases é a necessidade de estar próxima ao ponto de consumo (clientes) quando o consumo de produto é alto e ininterrupto. As plantas podem ser instaladas tanto dentro dos terrenos dos clientes quanto fora, atendendo o consumidor através de gasodutos.

Quando a quantidade consumida pelo cliente é pequena e descontínua como, por exemplo, em hospitais, são instalados tanques de armazenagem dos produtos liqüefeitos. Nesse caso, o transporte das unidades de produção até o cliente é feito através de carretas (caminhões com tanque de parede dupla para armazenagem do líquido criogênico). Esse transporte se torna muito caro e até inviável se o volume consumido for alto devido ao grande número de caminhões contendo produto que seriam necessários para atender o cliente.

O objetivo principal da obtenção de oxigênio e nitrogênio a temperaturas muito baixas é a redução no custo de armazenamento e transporte. “A vantagem econômica pode ser verificada através da seguinte comparação: 1 metro cúbico de oxigênio líquido equivale a 860 metros cúbicos de oxigênio gasoso.” (Shreve, 1977, p. 83).

O porte da planta de separação de ar e a pureza do produto final dependem do objetivo de utilização do gás. As plantas podem produzir desde uma tonelada até mais de 2.000 toneladas por dia. A pureza do produto final,

por sua vez, pode ser baixa (90 a 99%), alta (99,6%), ou “ultra-alta” (99,99%), onde os contaminantes normalmente são argônio e traços de gases raros, hidrocarbonetos e dióxido de carbono.

Em geral, é necessário o fornecimento ininterrupto de produto para o cliente. Para garantir a confiabilidade no fornecimento contínuo, a maioria das unidades de separação de ar (tanto as menores quanto as maiores), possuem um sistema de “*back up*”, com estocagem do produto líquido, que pode ser vaporizado, e então fornecido ao consumidor.

II.1 HISTÓRICO

No fim dos anos 90, existiam quatro grandes empresas atuando na indústria de gases (Aftalion, 2001):

- AIR LIQUIDE: fundada em 1902, hoje atua em 75 países.
- BRITISH OXYGEN: fundada em 1886 com o nome de Brin’s Oxygen Company, teve o nome alterado em 1906, quando adotou o processo de produção patenteado por Carl Von Linde e William Hampson. Em 2006, foi incorporada ao Grupo Linde (“*The Linde Group*”). A Linde, por sua vez, foi fundada em 1879 na Alemanha, e em 2006 passou a também fazer parte do Grupo Linde.
- PRAXAIR: fundada em 1907, mas esse nome só foi adotado em 1992, após o desmembramento da Union Carbide. A White Martins foi inaugurada em 1912, com o nome de MacLauchlan e Cia., adotando o nome atual em 1920, após a saída de um dos sócios. Nos anos 90, a Praxair passou a controlar a White Martins e atuar num total de 45 países, se tornando a maior empresa de gases industriais da América.
- AIR PRODUCTS: fundada em 1940 nos Estados Unidos da América. Após a Segunda Guerra, quando a companhia focou na instalação de fábricas de oxigênio para uso militar, a Air Products introduziu o conceito de unidade *on-site*, ou seja, dentro do terreno do cliente (especialmente indústrias de aço).

Nos anos 90, todas as empresas acima já possuíam plantas espalhadas pelos cinco continentes, já que o transporte de gases liquefeitos por longas distâncias é economicamente inviável. (Aftalion, 2001).

Nesse mesmo período, havia também outras três empresas importantes para o setor (Aftalion, 2001):

- AGA: companhia sueca que inaugurou uma fábrica de acetileno no Brasil em 1915 com o nome de Cia. Brasileira Gas Accumulator. Em 1920 mudou o nome para AGA do Brasil. Em 2000, foi incorporada ao Grupo Linde, mas só em 2006 passou a se chamar Linde.
- MESSER GRIESHEIM: fundada em 1898 na Alemanha como “Frankfurter Acetylen-Gas-Gesellschaft Messer & Cie.”, instalou a sua primeira planta de separação de ar na Espanha em 1910. Durante sua expansão, uma das companhias criadas do Grupo Messer foi a “Messer Company, Philadelphia”, nos Estados Unidos da América. Em 2004, todas as empresas Messer foram reunidas, algumas vendidas, e as que restaram assumiram o nome de Messer Group GmbH.
- NIPPON SANZO: fundada em 1910. Em 2004 houve a fusão da Nippon Sanso com a Taiyo Toyo, gerando a atual Taiyo Nippon Sanso Corporation.

Em 2005, segundo Denoke, G. (2007), o mercado de Gases Industriais se apresentava de acordo com a Figura II.1, onde o Grupo Linde liderava, com 21%, seguido da Air Liquide, com 19%, e a Praxair, com 13%.

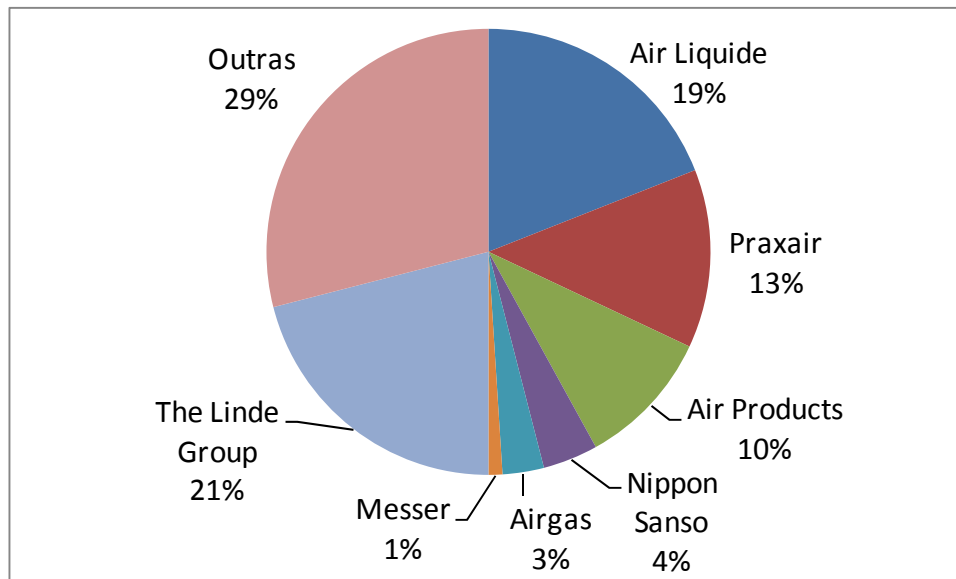


Figura II.1: Divisão do Mercado – Indústrias de Gases [Denoke (2007)]

II.2 PROCESSO

A Figura II.2 representa um esquema simplificado de uma planta de separação de ar. Os equipamentos principais são: (1) filtro de ar, (2) compressor de ar, (3) trocador de calor (*aftercooler*), (4A e 4B) vasos pré-purificadores, (5) compressor, (6) turbina da coluna inferior, (7) trocador de calor primário, (8) colunas inferior e superior acopladas (coluna dupla – colunas dispostas uma sobre a outra e separadas por uma unidade chamada condensador principal).

O número e tipo de equipamentos utilizados, assim como a descrição do processo, podem variar de uma planta para outra. Por exemplo, a matéria-prima principal, o ar, pode ser obtido da atmosfera ou alimentado pelo cliente, através de tubulação. Outro exemplo seria a adição de coluna de destilação extra, dependendo da pureza requerida do produto, como a necessidade de oxigênio de ultra alta pureza. O exemplo descrito a seguir é a descrição do processo comumente encontrado na literatura.

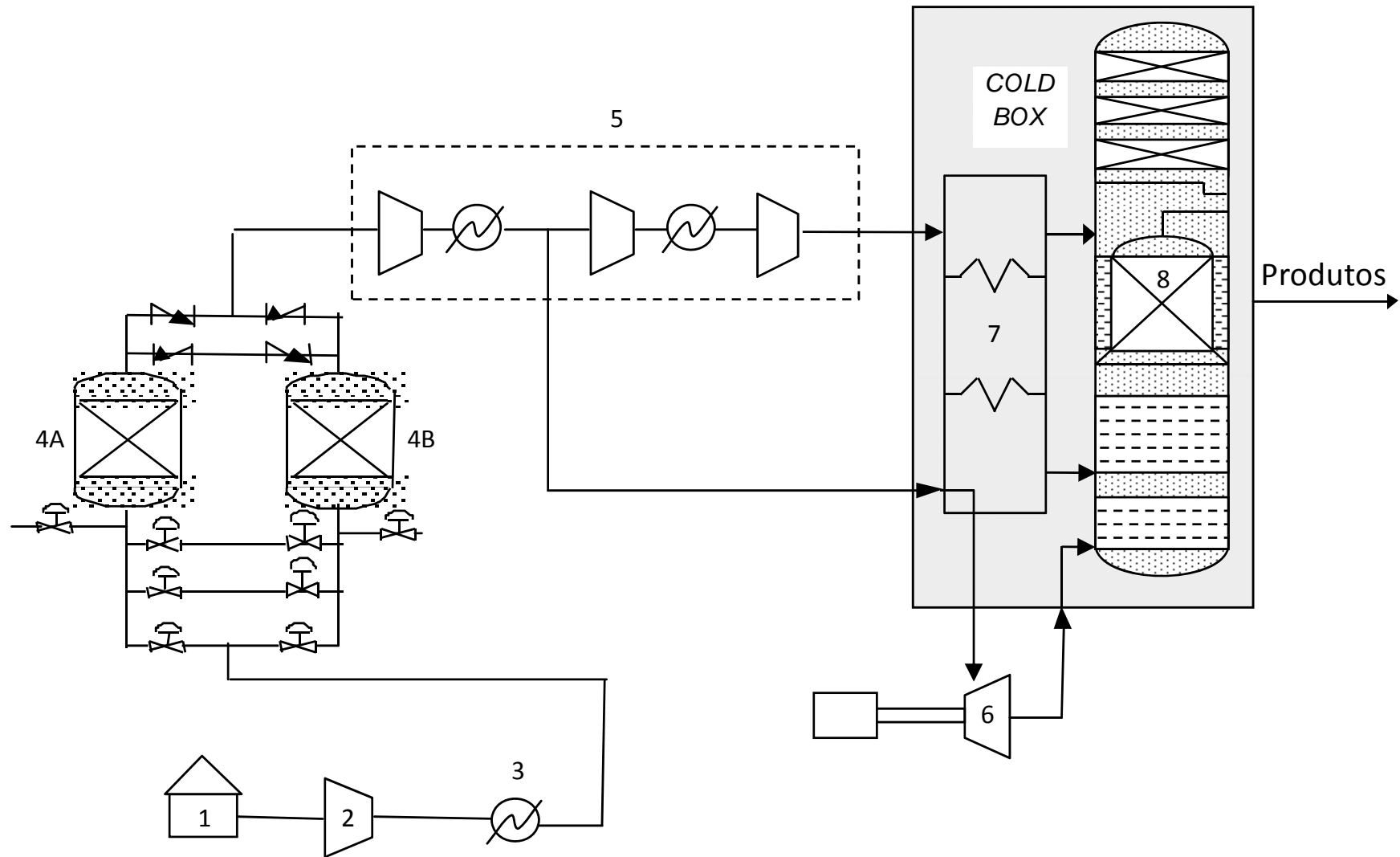


Figura II.2: Esquema Simplificado de Planta de Separação de Ar

O processo de uma planta de separação de ar consiste inicialmente na remoção das partículas sólidas contidas no ar alimentado, compressão do ar e remoção do calor de compressão em um trocador de calor normalmente resfriado a água, seguindo para a purificação nos vasos pré-purificadores, onde são removidos dióxido de carbono, umidade, e hidrocarbonetos pesados. A falha na remoção adequada desses contaminantes pode causar congelamento dos mesmos nos passes do trocador de calor primário localizado dentro do *cold box*, gerando perigo de sobrepessão. A utilização de dois vasos permite a operação contínua da planta: enquanto um vaso regenera, o outro purifica o ar.

Após a remoção dos contaminantes, todo o ar é novamente comprimido no primeiro de três estágios de um compressor e depois refrigerado em um trocador de calor. Uma parcela deste ar é expandida na turbina e em seguida enviada para a coluna inferior, de alta pressão; o restante do ar é comprimido nos dois estágios seguintes do compressor e resfriado no trocador de calor primário até a temperatura adequada para entrada nas colunas de destilação.

As duas colunas são termicamente acopladas na parte intermediária por um trocador de calor que serve de condensador para a coluna inferior, e de refeedor para a coluna superior. O fundo da coluna superior (refeedor) possui oxigênio líquido de alta pureza, e o topo da coluna inferior (condensador) possui nitrogênio quase puro sendo condensado.

O oxigênio é removido do condensador principal (fundo da coluna superior) como líquido saturado, e o nitrogênio de alta pureza é removido do topo da coluna superior como vapor saturado.

O dióxido de carbono e os hidrocarbonetos leves não removidos nos vasos pré-purificadores tendem a se acumular no oxigênio líquido do condensador principal, gerando perigo de explosão, mas são removidos pela recirculação do líquido através de um retentor de adsorção, a sílica gel.

Também é possível a obtenção de argônio, mas para tanto, é necessária a combinação de uma coluna dupla com colunas auxiliares de retificação.

Os equipamentos mais importantes da planta de separação de ar são as colunas de destilação (8 e 9 da Figura II.2). Dos vários esquemas existentes de colunas para a separação de ar, o mais simples é o da coluna simples da Linde, introduzida em 1902 e apresentado na Figura II.3.

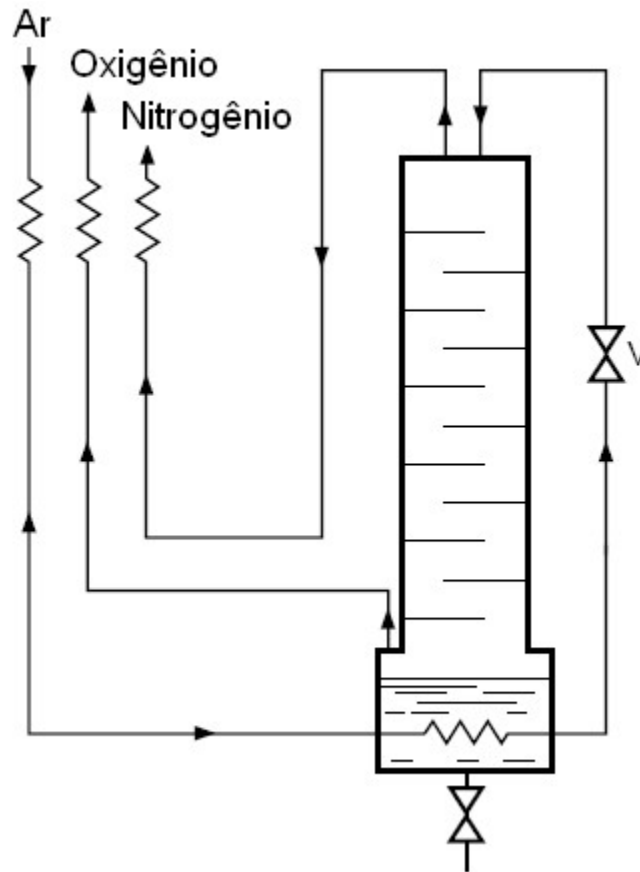


Figura II.3: Coluna de Destilação Simples - Linde [Perry (1998)]

Nesse processo, a pureza de oxigênio é alta, mas a corrente de nitrogênio possui muitos contaminantes. Com apenas uma coluna, o nitrogênio produzido é aplicável somente para utilização como gás de purga para algumas condições devido à sua baixa pureza.

Com a criação da coluna dupla da Linde, que pode ser verificada na Figura II.4, foi possível obter uma corrente de nitrogênio com maior pureza.

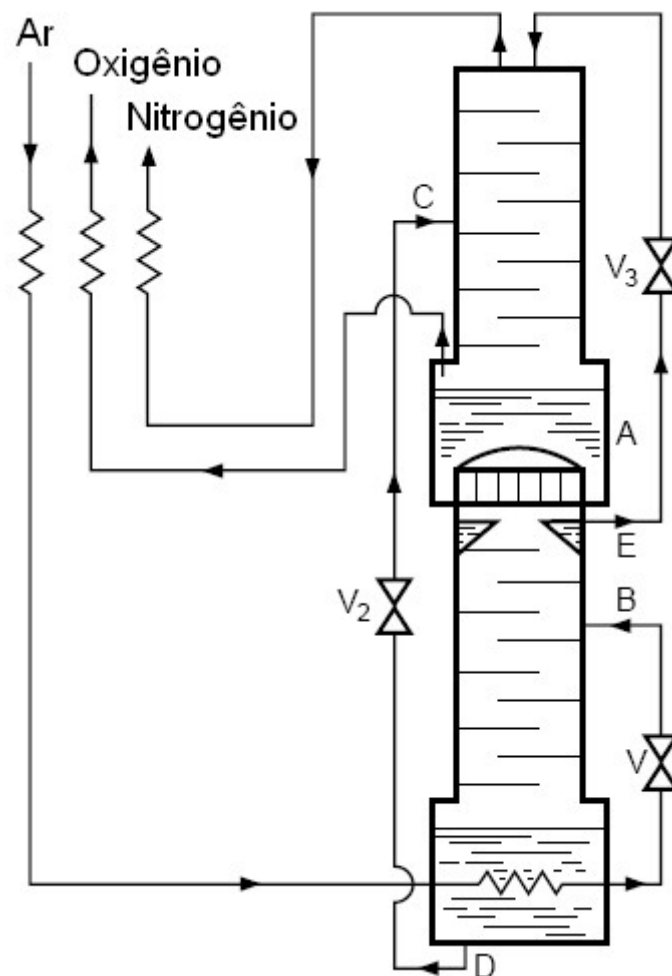


Figura II.4: Coluna de Destilação Dupla - Linde [Perry (1998)]

Nesse caso, duas colunas de retificação são acopladas, uma em cima da outra. O ar líquido entra no ponto intermediário da coluna inferior (ponto B da Figura II.2), e um condensador-evaporador no topo dessa coluna faz do arranjo uma coluna de destilação com refluxo completo, produzindo nitrogênio quase puro na corrente que sai no topo da coluna inferior (ponto E).

Para a obtenção do oxigênio puro, o líquido com aproximadamente 45% de oxigênio que sai do fundo da coluna inferior (ponto D) é introduzido num ponto intermediário da coluna superior (ponto C). Os produtos finais saem da coluna superior: a corrente de oxigênio gás puro é retirada do fundo, e a de nitrogênio gás puro é retirada do topo. Para a retirada dos produtos líquidos, é necessária uma refrigeração maior.

A pressão de operação da coluna inferior deve ser mais alta do que a da coluna superior, a fim de garantir um gradiente positivo de temperatura no condensador principal. Dessa forma, a temperatura de condensação do nitrogênio é aumentada, e o nitrogênio vapor pode ser condensado pela evaporação do oxigênio líquido.

II.3 APLICAÇÕES

Em sua maioria, o oxigênio e o nitrogênio são utilizados como matéria-prima intermediária para a fabricação de outros compostos.

Algumas das possíveis aplicações do oxigênio são:

- Enriquece o ar e aumenta a temperatura de combustão em fornalhas, conversores e alto-fornos, acelerando em aproximadamente 25% a produção do aço; (Shreve, 1997; Praxair, 2008)
- Utilizado em operações de corte e soldagem; (Shreve, 1977; Praxair, 2008)
- Em refinarias, reduz a viscosidade e melhora o fluxo em poços de óleo e gás, aumenta a capacidade das plantas de craqueamento catalítico, e reduz a emissão de enxofre; (Praxair, 2008)
- Conversão de rejeitos em sub-produtos utilizáveis; (Perry, 1998)
- Utilizado na fabricação de papel e celulose; (Praxair, 2008)
- Utilizado no tratamento de água e esgoto; (Praxair, 2008)
- Remoção de incrustações em tubulações com chama de oxiacetileno; (Praxair, 2008)
- Utilização em hospitais para fins médicos (Shreve, 1977), ex.: tratamento de pacientes com problemas respiratórios e anestesia (Praxair, 2008);
- Produção de ácido nítrico, óxido de etileno, óxido de propileno, etc. (Praxair, 2008)

Entre as diversas possíveis aplicações do nitrogênio, estão as seguintes:

- Inertização de vasos, tubulações e equipamentos em geral através da exclusão do oxigênio e da umidade; (Praxair, 2008; Perry, 1998)
- Processo de produção de amônia; (Praxair, 2008)
- Proteção e recozimento branco, na indústria de aço; (Shreve, 1977)
- Diluente; (Shreve, 1977)
- Tratamento de materiais a baixa temperatura, moldagem de plásticos e borracha; (Praxair, 2008)
- Impulsão de líquidos através de gasodutos; (Praxair, 2008)
- Resfriamento de concreto, mantendo a mistura pronta à temperatura requerida; (Praxair, 2008)
- Refrigerante durante o transporte de alimentos perecíveis, evitando oxidação, contato com umidade e crescimento de fungos; (Perry, 1998; Praxair, 2008)
- Preservação do sabor dos alimentos embalados devido à redução da atividade química; (Shreve, 1977)
- Refrigeração de ambiente para a preservação de sangue, tecido, medula e sêmen animal por longos períodos de tempo; (Perry, 1998)
- Controle da pressão dos reservatórios de óleo e gás. (Perry, 1998)

II.4 PERIGOS

As temperaturas criogênicas provocam modificações importantes nas propriedades dos materiais, por isso, nem todo material é compatível com a operação com líquido criogênico. Alguns metais podem trincar ou até romper devido à baixa temperatura, como o aço carbono, por exemplo. Na escolha do material adequado para a operação com líquido criogênico, uma das verificações deve ser quanto à dureza do material, já que a baixa temperatura tende a torná-lo mais frágil.

O líquido criogênico não deve ficar aprisionado na tubulação, já que o líquido vaporizará devido à troca de calor com o ambiente, podendo causar sobrepressão na tubulação. Para garantir que a tubulação resista às possíveis mudanças das propriedades do fluido aprisionado, normalmente são inseridas válvulas de alívio que despressurizam a linha em caso de alcance de um determinado valor de pressão.

Outros possíveis perigos numa planta criogênica são reações do fluido com o ambiente (outros materiais) e queimadura por contato da pele com o líquido criogênico (como a composição do corpo humano é essencialmente água, a baixa temperatura do líquido criogênico congela o tecido humano e o destrói). (Perry, 1998)

A remoção dos hidrocarbonetos antes da entrada no trocador de calor (Equipamento 6, Figura II.2) é extremamente importante, já que existe o perigo de incêndio/explosão em caso de contato do oxigênio líquido com material inflamável.

Como a planta de separação de ar produz principalmente oxigênio e nitrogênio, em caso de vazamento de um dos dois produtos, o resultado é a atmosfera rica ou deficiente em oxigênio.

No caso do vazamento de nitrogênio, além dos perigos de alta pressão e de queimadura por líquido criogênico, se a concentração desse produto estiver acima do normal (78%), significa que a concentração de oxigênio está baixa, e pode ocorrer asfixia. O perigo de asfixia por nitrogênio resultou em 80 mortes entre 1992 e 2002 na indústria, segundo o U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, 2003.

O ser humano pode respirar em atmosfera com 50 a 60% de oxigênio por algumas horas apenas sob supervisão médica, o que é chamado de terapia com oxigênio. Porém, materiais combustíveis em contato com oxigênio pegam fogo em caso de presença de fonte de ignição. O oxigênio não é inflamável, mas suporta a combustão, como pode ser verificado no triângulo do incêndio, na Figura II.5. Para que haja incêndio, é preciso a presença do material

comburente (ex.: oxigênio), o material combustível (ex.: graxa) e a fonte de ignição. Caso um dos componentes não esteja presente, não existe incêndio.

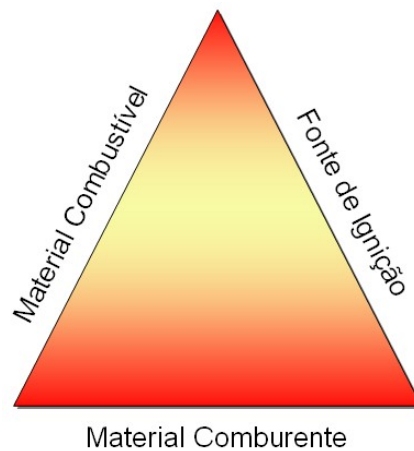


Figura II.5: Triângulo do Incêndio

Além do aumento da concentração de oxigênio no ar acelerar a combustão, para o ser humano, esse valor deve ser mantido entre 19,5 e 23,5% (exceto em terapia com oxigênio), caso contrário, são esperados impactos sérios e imediatos para o corpo humano:

- Concentração de oxigênio entre 4 e 6%: a vítima entra em coma em menos de 40 segundos (U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, 2003);
- Concentração de oxigênio menor que 16% (exemplo: vazamento de nitrogênio, onde o oxigênio é deslocado): a respiração começa a ficar mais rápida e mais profunda. Se a concentração de oxigênio continuar diminuindo, a recuperação completa do indivíduo é menos provável (U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, 2003);
- Concentração de oxigênio maior do que 23,5%: possível vertigem, sonolência, tosse, e diversos problemas respiratórios.

Como o oxigênio é mais pesado que o ar, pode se acumular em áreas como bueiros ou salas subterrâneas, especialmente em caso de vazamento de oxigênio líquido. Nesta situação, o vazamento do líquido criogênico forma uma nuvem densa de ar rico em oxigênio com a evaporação.

As roupas tendem a absorver oxigênio, portanto, em caso de exposição ao gás ou líquido em questão, uma alta concentração de oxigênio fica retida nas vestimentas por um período de tempo, ficando altamente susceptível a incêndio. “Recomenda-se a ventilação, com a movimentação dos braços e pernas e a roupa desabotoada, por um período mínimo de 15 minutos.” (EIGA, 2008)

Até materiais tidos como não inflamáveis em condições normais podem queimar numa atmosfera rica em oxigênio. Um exemplo do aumento da reatividade de um jaleco de algodão exposto ao fogo em atmosfera contendo alto nível de oxigênio pode ser observado na Figura II.6.

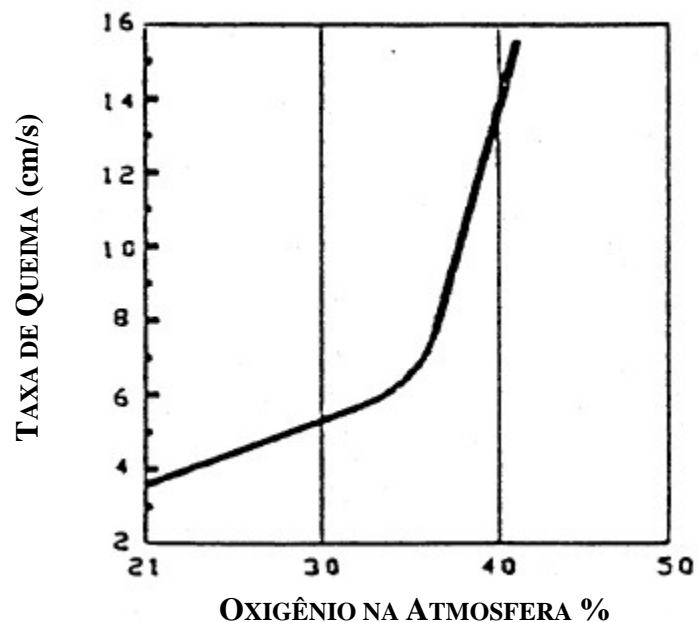


Figura II.6: Taxa de Queima x Concentração de Oxigênio [EIGA (2004)]

O aumento da concentração de oxigênio altera os limites inferior e superior de inflamabilidade do material. A temperatura de ignição do material é reduzida, e a velocidade de queima aumentada. Portanto, a utilização de atmosfera rica em oxigênio aumenta significativamente os perigos das reações de combustão.

De acordo com Gregson, 2003, 122 incidentes envolvendo manuseio de Oxigênio foram reportados à HSE (*Health and Safety Executive*) entre os anos de 1990 e 1995. Dentre estes, 15 tiveram lesões sérias.

CAPÍTULO III

HISTÓRICO DE ACIDENTES

A história contém diversos acidentes com grande impacto na sociedade e na indústria em geral. Devido às inovações da indústria química com a utilização de produtos químicos mais complexos, o aumento de pressões de fornecimento/operação, entre outras, são necessárias também novas tecnologias para garantir a segurança dos processos.

O histórico de acidentes é comumente utilizado como uma das informações básicas para a realização da análise de perigos de uma planta, já que esclarece para os participantes da equipe alguns dos principais perigos envolvidos na atividade. Porém, a segurança do processo não pode ser garantida “apenas olhando para o passado e tomando as precauções contra acidentes que já tenham ocorrido. A segurança deve também olhar para o futuro. Deve ser pró-ativa”. (Hollnagel, 2008, p. 227) Além da análise do acidentes passados, é necessário enxergar novos perigos, o que pode ser alcançado utilizando técnicas de análises de perigos (Capítulos IV e V) e de riscos (seção VIII.3).

Para a avaliação do histórico de acidentes, existem diversas bases de dados que apresentam os acidentes e incidentes ocorridos na indústria química, mas segundo Gomez (2008), elas ainda precisam de melhorias para que se tornem mais completas e precisas quanto à frequência, conseqüências, fatores de risco e tendências dos acidentes, avaliando se acidentes similares têm sido melhor controlados e porquê.

Alguns bancos de dados específicos com casos históricos são identificados por Khan (1999): MHIDAS e EIDAS, *FACTS incident database*, MARS, *FIRE incident database for chemical warehouse fires* e *HCR offshore database*.

III.1 HISTÓRICO DE ACIDENTES NA INDÚSTRIA QUÍMICA

“Nos anos 60, as condições operacionais, como pressão e temperatura, se tornaram mais severas. A energia armazenada no processo aumento e passou a representar um perigo significativo. Além disso, as plantas aumentaram seus tamanhos em aproximadamente 10 vezes. Esses fatores resultaram em um alto potencial de perda – tanto humanas quanto econômicas.” (Lees, 2005, p. 1/4)

Os fatos descritos por Lees podem ser observados na Figura III.1, que mostra o aumento do número de acidentes entre as décadas de 10 e 70 do século passado, além do grande aumento do número de mortos e feridos na década de 80. Observa-se que o maior número de acidentes na indústria química ocorreu na década de 70. Robens *apud* Lees (2005) sugere que parte do motivo poderia ser o aumento da complexidade da tecnologia empregada pela indústria nesta época.

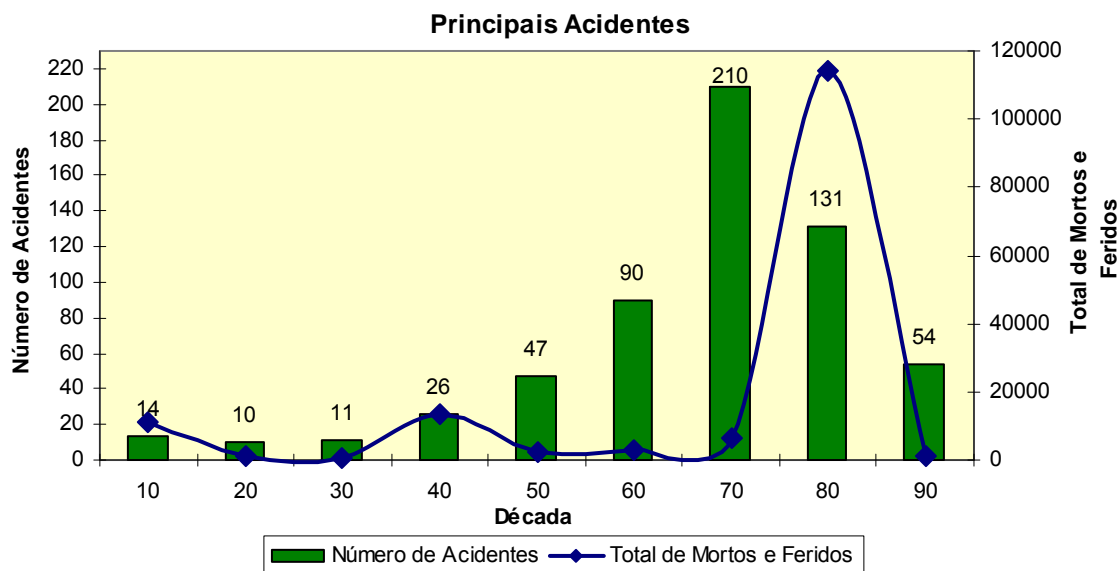


Figura III.1: Principais Acidentes na Indústria Química

O potencial de dano do acidente depende muito do produto químico envolvido (quanto maior a toxicidade, maiores os danos, por exemplo), das condições operacionais e das características do local. Acidentes na indústria química envolvendo vazamento de material tóxico, explosão e/ou incêndio em geral resultam em sérios danos à propriedade, às pessoas (tanto à comunidade

quanto aos funcionários) e ao meio ambiente. O número de fatalidades por acidente normalmente é maior para os acidentes envolvendo explosões. Alguns fatores que determinam a escala do perigo são a quantidade de material perigoso armazenado, a energia, o tempo de duração do vazamento, a relação intensidade/distância, a exposição ao material, e relações intensidade/dano e intensidade/lesão. Grandes vazamentos normalmente resultam em explosão, ao invés de fogo.

Um vazamento de metil isocianato (material tóxico) em Bhopal, Índia (1984), resultou no maior acidente na história da indústria química, com mais de 2153 mortos (Kletz, 1998).

A Figura III.2 apresenta o número aproximado de acidentes causados pelo vazamento dos principais produtos químicos entre 1911 e 2005. Observa-se que o GLP (gás liquefeito de petróleo), o propano e o cloro estão entre os maiores causadores de acidentes, onde o cloro é extremamente tóxico, e o GLP e o propano, inflamáveis.

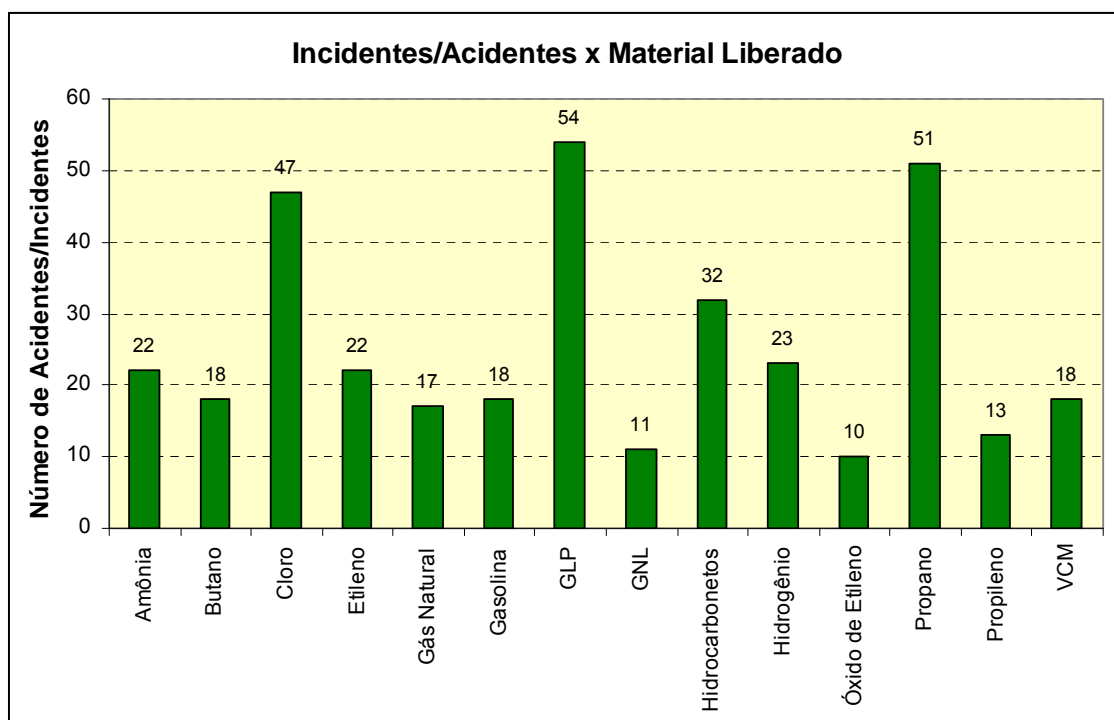


Figura III.2: Número de Acidentes/Incidentes x Material Liberado

Na Figura III.3, são apresentadas as causas principais de acidentes envolvendo plantas químicas. Segundo Crowl (2001), normalmente as falhas

mecânicas estão relacionadas problemas com a manutenção dos equipamentos.

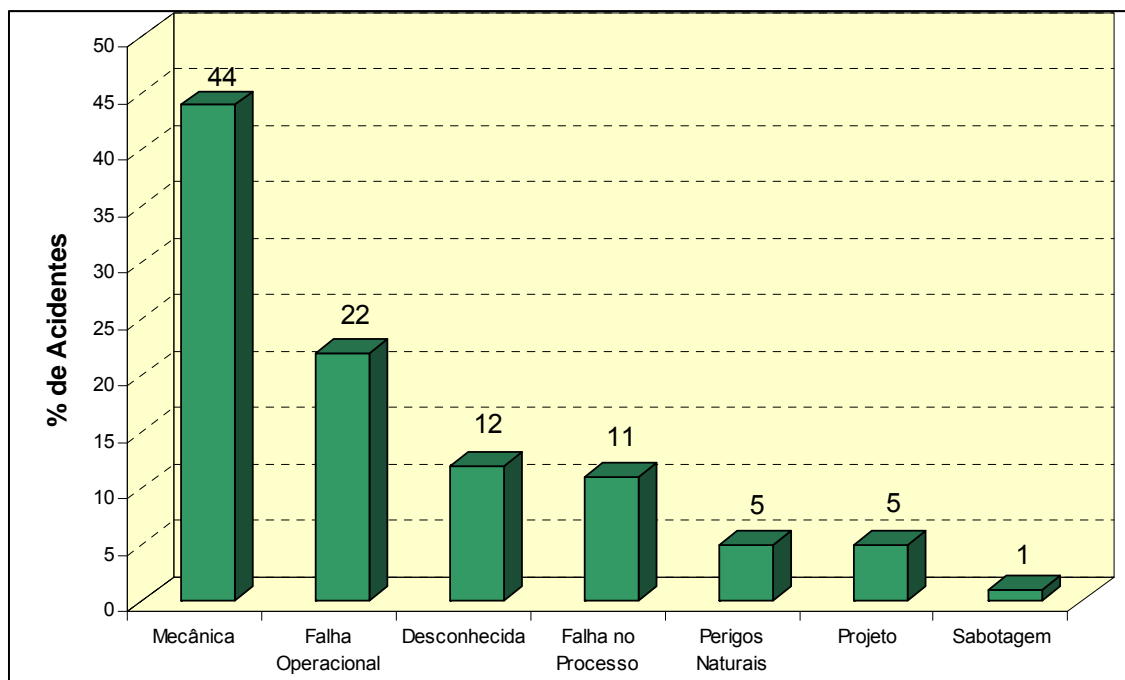


Figura III.3: Principais Causas de Acidentes com Plantas Químicas [Marsh Risk Consulting *apud* Crowl (2001)]

Um exemplo de falha operacional pode ser a falha na comunicação. Na Figura III.3, a falha operacional inclui erros humanos cometidos na unidade, que levam diretamente ao acidente (Crowl, 2001). Falhas no projeto podem ser grande estocagem de material perigoso, controles inadequados ou não instalados, entre outros.

Na Figura III.4, pode-se observar que o número de acidentes, e custo gerado pelos mesmos tendem a aumentar após cada período consecutivo de dez anos, já que cada vez mais têm-se projetado e instalado plantas mais complexas (Crowl, 2001).

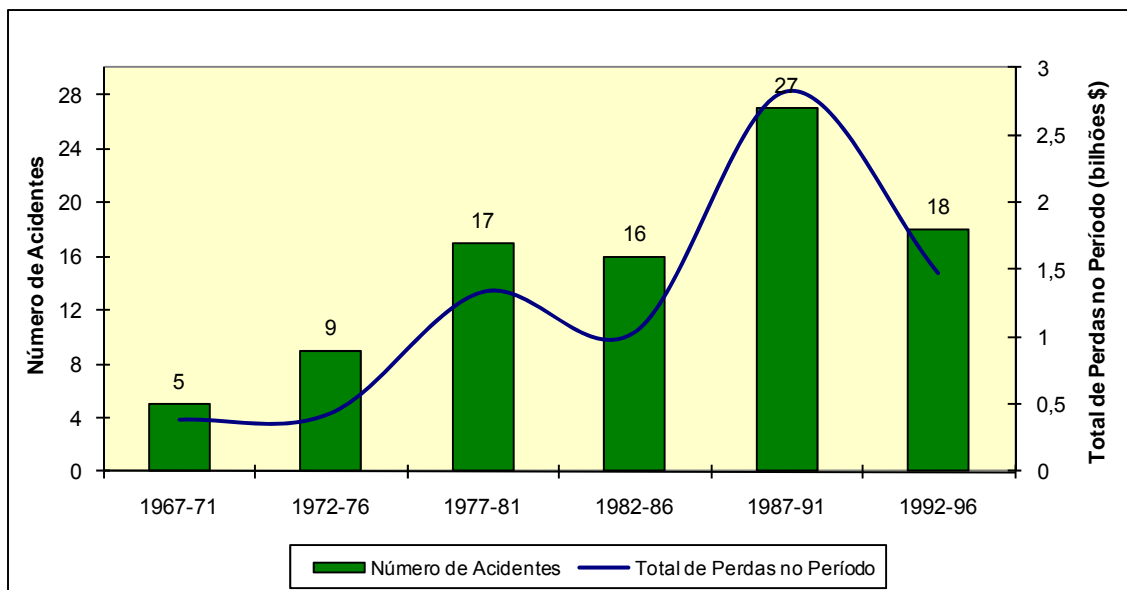


Figura III.4: Total de Perdas e Número de Acidentes [Marsh Risk Consulting *apud* Crowl (2001)]

Segundo Crowl (2001), a maioria dos acidentes segue uma seqüência de três passos:

1. Iniciação: o evento que inicia o acidente;
2. Propagação: o(s) evento(s) que mantém(mantêm) ou expande(m) o acidente;
3. Término: o(s) evento(s) que pára(m) ou reduz(em) a severidade do acidente.

Para evitar a ocorrência de um acidente ou diminuir o seu impacto, é necessário trabalhar em cada um dos três passos. Deve-se evitar, quando possível, que o evento iniciador aconteça, impedir que ele se propague através do(s) evento(s) propagador(es), ou ainda fazer com que termine o mais rápido e da maneira mais segura possível.

O objetivo de compreender as causas e conseqüências de acidentes que já ocorreram é evitar que tais eventos se repitam. É necessário que os acidentes sejam exaustivamente investigados, para que as causas raízes sejam identificadas, e o processo de trabalho modificado para impedir a ocorrência de eventos similares.

Para que seja possível a avaliação de algum perigo, é necessário primeiro ser capaz de identificá-lo. Especialmente para os profissionais novos, sem muita experiência, é essencial a compreensão dos acidentes passados. Dessa forma, o estudo de casos históricos é um passo especialmente importante no processo de prevenção de acidentes e é uma informação valiosa para uma análise de perigos.

Acidentes com impacto significativo na percepção do público e na indústria química deram uma nova ênfase à segurança de processos e resultaram na criação de novos procedimentos de segurança. “A evolução das normas e práticas é a consequência natural da melhoria contínua.” (Atherton, 2008).

Um exemplo do desenvolvimento de novos procedimentos na indústria química com relação à segurança é a mudança no sistema de controle do processo. No século XIX, existiam fábricas onde os operadores que precisavam controlar manualmente as linhas de aquecimento e resfriamento ficavam sentados em bancos de apenas uma perna, evitando que dormissem e deixassem de controlar o processo (Atherton, 2008). Atualmente, existem controles automáticos com alarmes visuais e sonoros, mas, para garantir a sua eficácia, é preciso garantir que todos os controles necessários existam e funcionem corretamente.

III.2 INDÚSTRIA DE GASES

O estudo de caso deste trabalho envolve uma planta de separação de ar. Esta seção descreve um acidente ocorrido na indústria de separação de ar para exemplificação dos perigos envolvidos.

Em 25 de dezembro de 1997, em Bintulu, Malásia, houve uma explosão em uma planta de separação de ar da companhia Air Liquide, localizada dentro da unidade do cliente, a companhia de petróleo Shell. O acidente resultou em 12 feridos e nenhuma fatalidade, e o impacto da explosão atingiu um raio de 5 quilômetros. (Hardeveld, 2001)

A planta de separação de ar produzia 2500 toneladas de oxigênio por dia, segundo Hardeveld, 2001, e operava com uma coluna de destilação dupla, como exemplificado na seção II.2 deste trabalho.

De acordo com a investigação descrita em Hardeveld, 2001, a causa imediata do acidente foi a presença de material orgânico particulado (combustível) na unidade. Como as partículas eram muito pequenas, na faixa do micro e sub-micro, e o peso molecular era maior do que o do C₄ (butano e isobutano), os analisadores de hidrocarbonetos presentes no processo não foram capazes de detectar a presença do material combustível.

A investigação revelou que o material em questão entrou no processo pelo filtro (equipamento número 1, representado na Figura II.2) junto com o ar sugado pelo compressor (equipamento número 2, representado na Figura II.2) devido à poluição do ar em determinados períodos do ano. Os hidrocarbonetos passaram pelo sistema de purificação de ar devido ao pequeno tamanho das partículas, e chegaram ao condensador principal, que serve de condensador para a coluna inferior, e de refeedor para a coluna superior, como descrito na seção II.2.

A entrada de baixa concentração de hidrocarbonetos na planta não é crítica para a operação ou até para a pureza do produto final principal, o oxigênio. Os contaminantes que chegam ao condensador principal (localizado entre as colunas de destilação inferior e superior, como descrito na Seção II.2) normalmente se acumulam no oxigênio líquido ali presente, mas são removidos pela recirculação do líquido através de um retentor de adsorção. No acidente ocorrido na Malásia, segundo Hardeveld, 2001, houve o entupimento do condensador principal devido aos cristais de óxido nitroso e ao entrar no circuito fechado, o material combustível foi se acumulando ao longo do tempo, aumentando a sua concentração no oxigênio líquido e nas superfícies de alumínio.

Houve uma ignição espontânea do material reativo no condensador principal de alumínio, localizado dentro do *cold box* e a conseqüente combustão dos hidrocarbonetos acumulados. Em seguida, houve a reação

exotérmica descontrolada dos trocadores de calor de alumínio no oxigênio e a vaporização súbita do líquido criogênico, causando a ruptura da coluna de destilação de líquido criogênico. (Hardeveld, 2001)

O projeto de um sistema de purificação que garanta a ausência de material particulado pequeno (micro e sub-micro) e outros componentes que entupam o sistema, além da utilização de vaporizadores de banho (“incluem tubos para vaporização que são completamente abertos no topo e no fundo” Patent Storm, 2009), que impedem a presença de regiões de potencial ebulição, possibilitaria a construção de uma planta segura até em regiões com alto índice de poluição do ar, com grande número de material particulado combustível. (Hardeveld, 2001)

CAPÍTULO IV

ANÁLISE DE PERIGOS

Muitos esforços têm sido feitos no sentido de prevenir acidentes e mitigar suas conseqüências. No setor industrial, as companhias têm procurado meios de operar com segurança e qualidade, demonstrando a importância de um gerenciamento de segurança pró-ativo, que tenha como foco a prevenção.

Devemos ser capazes de identificar os perigos antecipadamente. A maneira mais objetiva de lidar com os acidentes na indústria química é prevêê-los e tomar todas as medidas possíveis para evitá-los, ou ao menos minimizar os danos. O reconhecimento da existência de um perigo já é um grande passo com relação à segurança do processo; a análise de perigos é uma das ferramentas para identificar as melhores salvaguardas para o sistema. Salvaguardas são dispositivos, sistemas ou ações que interrompem a seqüência de eventos que seguem um evento iniciador de acidente. (CCPS, 1992)

Em geral, toda situação está sujeita a algum perigo; o objetivo da análise de perigos é exatamente determinar quais perigos são considerados aceitáveis para cada caso estudado, ou seja, até onde o risco é aceitável.

Segundo King (1998), existem quatro razões para as pessoas assumirem riscos (risco significa a “medida de ferimentos ao ser humano, danos ambientais ou perdas econômicas com relação tanto à freqüência de ocorrência de incidentes quanto à magnitude das perdas ou ferimentos” (CCPS, 2000):

- Desconhecimento dos perigos existentes naquela determinada situação;
- Reconhecimento do perigo de forma abstrata, ignorando a possibilidade de ocorrência do perigo de forma real – talvez pela crença na própria habilidade de controlar a situação;

- Reconhecimento do perigo e do risco envolvidos, mas adoção de postura fatalista, acreditando que se estiver predestinado a acontecer, nada irá impedir;
- Manutenção do risco constante – se o risco diminuir, as pessoas tenderão a assumir riscos maiores para mantê-lo no valor original.

Existem diversas técnicas atualmente utilizadas para a identificação e análise de perigos, algumas mais voltadas para estágios iniciais do projeto e outros para estágios mais avançados. O objetivo é determinar os perigos, prever os cenários acidentais e julgar se os mecanismos de segurança existentes são capazes de garantir o nível de risco aceitável pela companhia e pelos órgãos reguladores locais.

A análise deve considerar os perigos existentes durante todos os modos de operação (incluindo partida, parada e manutenção da planta), falta de energia elétrica, falhas no sistema de controle do processo, controles de engenharia (ex.: válvula de alívio de segurança) e administrativos, incidentes prévios, a localização geográfica da instalação e os fatores humanos. Deve-se garantir que não falem controles para o sistema, e que eles estejam instalados nos locais adequados.

Uma das lições aprendidas com o acidente ocorrido em Bhopal, Índia (1984) foi a importância de uma análise de perigos bem feita; o que poderia ter evitado, ou ao menos minimizado, os impactos do acidente que resultou na morte de mais de 2153 pessoas (número oficial, segundo Kletz, 1998), e “100.000 feridos” (Atherton, 2008). “De 23 investigações realizadas pela CSB (*U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board*), a falha na análise de perigos foi identificada como causa de 12 eventos (exemplo: BP Amoco e First Chemical)” (Joseph, G. *et al*, 2005).

Algumas das técnicas utilizadas na identificação/análise de perigos podem assumir uma abordagem semi-quantitativa avaliando normalmente os níveis de severidade da consequência e frequência de ocorrência do evento. Utilizando uma matriz de risco pré-estabelecida, é gerado um valor ou margem de risco para o perigo analisado. O objetivo desta avaliação semi-quantitativa

é facilitar a análise das salvaguardas existentes, podendo resultar em recomendações consideradas necessárias para a mitigação ou eliminação de um determinado perigo, baseando-se no risco que ele apresenta.

Entre as técnicas de análise de perigos existentes, algumas são mais apropriadas para a utilização em fases iniciais do projeto ou antes de iniciar o comissionamento de uma planta, como as listas de verificação, APP e *What if*. Técnicas como HazOp, combinação de *What if* com Lista de Verificação ou FMEA já são mais adequadas para fases avançadas do projeto ou para utilização durante operação da planta. As principais técnicas utilizadas atualmente estão descritas neste capítulo.

IV.1 ANÁLISE PRELIMINAR DE PERIGOS (APP)

A Análise Preliminar de Perigos (APP) é uma técnica qualitativa de identificação de perigos que pode ser aplicada tanto em unidades já operacionais quanto durante o projeto. Como também pode ser utilizada sem documentos completamente detalhados, como fluxograma de processos com todos os controles e instrumentação bem definidos, esta técnica pode ser igualmente aplicada durante a fase de proposta de um projeto, servindo de base para a técnica de análise de perigos mais completa a ser utilizada durante a fase de execução do projeto.

Para um sistema onde não há processo químico, como uma instalação de enchimento de carretas ou uma fábrica de cilindros, a APP também é recomendada.

Um dos formatos do resultado dessa análise de perigos é apresentado na Tabela IV.1.

Tabela IV.1 – Modelo de Análise Preliminar de Perigos (APP)

Perigo	Causas	Conseqüências	Salvaguarda	Recomendações
Vazamento de líquido criogênico	Rompimento da mangueira	Formação de poça de líquido criogênico com vaporização do gás e alta concentração na atmosfera	Sistema de controle de pressão envia sinal para fechamento de válvula automática interrompendo fluxo de líquido criogênico em caso de baixa pressão.	Incluir procedimento operacional para teste pneumático anual da mangueira.

IV.2 LISTA DE VERIFICAÇÃO (*CHECKLIST*)

A lista de verificação consiste em uma lista dos possíveis perigos e áreas a serem observadas. Apesar da sua utilização ser recomendada para estágios iniciais do projeto, pode ser utilizada tanto durante o projeto da unidade quanto no início da operação. Existem listas específicas para equipamentos, subsistemas e para a planta em geral.

As listas de verificação são indicadas para a confirmação do cumprimento das normas e práticas da empresa, assim como da legislação local. As listas podem ser utilizadas em treinamentos de novos profissionais, já que podem familiarizá-los com as exigências específicas da empresa e as características do equipamento ou sistema, além de normalmente serem de fácil preenchimento.

Como técnica de análise de perigos mais completa, a lista de verificação deve ser utilizada em conjunto com outra técnica, como, por exemplo, *what-if* já que os perigos avaliados são limitados aos listados nos formulários. “A utilização dessa técnica de identificação de perigos não é recomendada como substituição de outra mais completa.” (Crowl, 2001)

IV.3 WHAT-IF

Segundo Lees, 2005, *What-if* é a técnica de identificação de perigos mais antiga. Ela consiste na análise do processo com a formulação de uma série de perguntas iniciando com “E se”.

A técnica *what-if* é flexível quanto à sua estrutura, e quanto ao sistema ao qual é aplicável. Por não ser sistemática como outras técnicas, como HazOp e FMEA, sua flexibilidade estrutural pode ser indicada como uma das suas desvantagens, já que depende da experiência dos participantes da equipe de análise para que todos os perigos potenciais sejam descritos e avaliados adequadamente.

Em contrapartida, por ser flexível pode ser utilizada em diversos sistemas, mesmo os que não envolvem processos, assim como a APP. A análise de perigos através da utilização da técnica *What-if* pode ser aplicada para avaliar possíveis desvios no projeto, na montagem, em alguma modificação de um projeto ou planta existente, ou até desvios na operação da unidade. Outra aplicação possível é para a identificação de cenários de perigo que envolvam interações entre as diferentes partes do processo.

Para cada pergunta “e se” feita, os cenários de perigo são identificados e listados. Para cada cenário, são identificadas as possíveis conseqüências e salvaguardas. Quando necessário, é elaborada uma recomendação.

Um modelo de registro que pode ser utilizado durante a análise de perigos utilizando a técnica *what-if* é apresentado na Tabela IV.2.

Tabela IV.2 – Modelo de *What-if*

E se...	Perigo	Conseqüências	Salvaguarda	Recomendações
mangueira romper?	Vazamento de líquido criogênico	Formação de poça de líquido criogênico com vaporização do gás e alta concentração na atmosfera	Sistema de controle de pressão envia sinal para fechamento de válvula interrompendo fluxo de líquido criogênico em caso de baixa pressão.	Incluir procedimento operacional para teste pneumático anual da mangueira.

IV.4 FMEA

A análise de modos de falha e efeitos (FMEA - *Failure Modes and Effects Analysis*) envolve a avaliação de sistemas identificando modos de falha individuais que possam resultar diretamente ou contribuir significativamente para a ocorrência de um acidente. Modo de falha significa como um equipamento ou sistema pode falhar, por exemplo: uma válvula pode falhar aberta ou fechada, uma bomba pode falhar ligada ou desligada, etc. A FMEA também consiste na identificação das causas e efeitos de cada modo de falha.

A FMEA é um estudo focado nos equipamentos, e não nos parâmetros do processo como o HazOp (descrito na seção IV.7). Primeiramente, são listados todos os componentes do sistema ou subsistema avaliado, como bomba X, válvula de retenção Y e tubulação Z. São definidos os modos de falha para cada equipamento, por exemplo: a bomba pode falhar não ligando, não parando ou funcionando com a capacidade inferior à de operação normal. Após, são identificadas as possíveis causas para cada modo de falha, as conseqüências, salvaguardas e possíveis recomendações.

A técnica é bastante extensiva e requer tempo e recursos muitas vezes indisponíveis pela companhia. Um modelo dos resultados obtidos pela aplicação da técnica de análise de perigos FMEA é apresentado na Tabela IV.3.

Tabela IV.3 – Modelo de FMEA

Equipamento	Modo de Falha	Causa	Conseqüências	Salvaguarda	Recomendações
Válvula de isolamento	Aberta	Falha no sinal do controle de pressão	Vazamento de líquido criogênico para atmosfera	Indicador de pressão mostra baixa pressão	Incluir alarme para baixa pressão

A FMEA é uma técnica indutiva, e pode ser utilizada em conjunto com a análise por árvore de falhas, que é uma técnica dedutiva e melhor aplicável em casos de lógica de falha mais complexos.

Uma análise avançada da FMEA é chamada FMECA, que avalia também a criticidade em função da severidade da conseqüência e da

freqüência esperada de ocorrência do evento. Essa avaliação de severidade, freqüência e criticidade deve ser aplicada para cada um dos modos de falha identificados.

IV.5 ANÁLISE POR ÁRVORES DE FALHAS

A análise por árvores de falhas é uma técnica dedutiva que identifica modos de falha que possam levar a acidentes. O estudo proporciona uma descrição ordenada das combinações das possíveis causas de ocorrência de tal evento.

Para seu desenvolvimento, utiliza-se um evento pré-determinado, chamado de evento topo, e avalia-se de trás para frente em direção aos diversos cenários que podem causar tal acidente. Com uma representação gráfica, são utilizadas funções lógicas como “E” e “OU” interligando os eventos básicos e intermediários ao evento topo.

Os eventos em uma árvore de falhas não estão restritos a falhas de equipamentos; podem também incluir fatores relacionados a *softwares*, seres humanos e meio ambiente.

Segundo Crowl, 2001, a maior vantagem da análise por árvores de falhas é que a mesma é iniciada com um evento topo, que pode ser selecionado pelo usuário de forma que seja específico para a falha de interesse, sendo possível identificar a freqüência de ocorrência do evento topo. Além disso, programas computacionais podem ser utilizados para garantir maior confiabilidade no processo, utilizando inclusive bibliotecas de referência com as probabilidades das falhas.

Em contrapartida, a maior desvantagem desta técnica é que a análise pode se tornar muito extensa durante a avaliação de um processo mais complexo, requerendo muito tempo para sua elaboração.

IV.6 MHA

Major Hazard Analysis (MHA), ou Análise dos Principais Perigos, consiste em uma técnica de *brainstorming* de eventos iniciadores de acidentes

(causas do cenário acidental) que irão resultar em incêndio, explosão ou vazamento de produtos tóxicos ou reativos.

O sistema é separado em nós, ou seções, e inicialmente são identificados os eventos iniciadores, posteriormente a consequência de cada cenário e as salvaguardas existentes. Caso as proteções não sejam suficientes, são registradas recomendações.

Um exemplo de resultado do estudo de MHA é apresentado na Tabela IV.4.

Tabela IV.4 – Modelo de MHA

Evento Iniciador	Conseqüências	Salvaguarda	Recomendações
Válvula de isolamento aberta	<ul style="list-style-type: none"> - Vazamento de líquido criogênico - Formação de poça de líquido criogênico - Alta concentração de O₂ na atmosfera devido à vaporização - Possível incêndio ou explosão 	Indicador de pressão mostra baixa pressão	Incluir alarme para baixa pressão

Por ser uma técnica mais simples, requer menos tempo dos participantes e menos custo para a companhia.

MHA é uma técnica mais estruturada que o *What-if*, mas não tão sistemática quanto o HazOp, permitindo que algum cenário de perigo deixe de ser avaliado. Para evitar falhas deste tipo, o MHA pode ser utilizado em conjunto com listas de verificação com diversos eventos iniciadores a serem avaliados, além dos eventos iniciadores identificados pelos participantes da avaliação.

IV.7 HAZOP (HAZARDS AND OPERABILITY STUDY)

O HazOp, em português “Estudo de Perigos e Operabilidade”, consiste em um método sistemático que estimula a imaginação (através de *brainstorming*) a identificar e entender todas as formas em que um processo pode falhar, ou ser operado de forma incorreta. O objetivo é “deixar a mente livre de forma controlada” identificar e avaliar os perigos do processo e os possíveis problemas operacionais, que mesmo não sendo perigosos, poderiam

comprometer a produção e portanto a confiabilidade. É uma técnica qualitativa que busca, além de reconhecer os perigos, identificar suas possíveis causas, conseqüências e salvaguardas existentes, propondo medidas para a redução dos riscos da instalação, quando necessário.

A técnica foi desenvolvida nos anos 60 pela *Industrial Chemical Industries* (ICI) e, em 1977, a Associação das Indústrias Químicas (*Chemical Industries Association*) publicou um guia e incentivou sua aplicação. (Lees, 2005)

Um estudo de HazOp deve contar com a participação de uma equipe multidisciplinar, e o seu sucesso depende quase que exclusivamente da experiência dos participantes. Entre os membros da equipe, devem estar pelo menos um representante da operação e um representante da equipe que desenvolveu ou está desenvolvendo o projeto da planta a ser avaliada. Como o sucesso do estudo depende da participação ativa dos membros da equipe, as reuniões não devem ser muito longas, garantindo o interesse contínuo e a colaboração de todos.

Devido ao seu nível de detalhe, esse estudo é considerado pela maioria dos autores como o mais completo, e é a técnica atualmente mais utilizada nas indústrias de processos químicos. Pela sua complexidade, demanda muito tempo dos participantes, e conseqüente custo para a companhia. Porém, “companhias que utilizam o HazOp como técnica de análise de perigos percebem que o processo opera com maior estabilidade, requer menor tempo para manutenção, há melhoria da qualidade do produto e redução da produção de resíduos, além da maior confiança na segurança do processo por parte dos funcionários da planta.” (Crowl, 2001)

Durante o estudo de Análise de Perigos e Operabilidade tradicional (HazOp – *Hazards and Operability Study*), deve-se

1. Separar o sistema em seções, ou nós;
2. Combinar as palavras-guia (ex.: Sem, Mais, Menos) com os parâmetros (ex.: Fluxo, Nível, Pressão), gerando os desvios;

Palavras-guia são palavras simples utilizadas para qualificar a intenção do processo, guiando e estimulando a criatividade da equipe a fim de identificar desvios. As sete palavras-guia comumente utilizadas são: Sem, Mais, Menos, Bem Como, Parte de, Reverso, Outro.

Parâmetros são os parâmetros aplicáveis ao processo sendo avaliado, como por exemplo fluxo, pressão, temperatura, nível e concentração.

O desvio é a aplicação sistemática de palavras-guia a parâmetros do processo, por exemplo: Mais + Pressão = Alta Pressão. O perigo ou problema operacional surge de um desvio da intenção do projeto ou da operação, por exemplo: a alta pressão pode causar ruptura ou explosão do tanque.

3. Para cada desvio, listar as possíveis causas (razões pelas quais os desvios ocorrem), conseqüências (resultados dos desvios), salvaguardas existentes e freqüência de ocorrência do evento avaliando a necessidade ou não de alguma recomendação.

O objetivo final das recomendações será promover mudanças no projeto que aumentem a margem de segurança para os desvios, de forma que, dependendo da magnitude do desvio, as conseqüências não tenham grandes impactos tanto na segurança do processo quanto na operação.

Um exemplo de resultado do estudo de HazOp é apresentado no Apêndice A.

Segundo Perry, 1998, “estudos revelam que 40% das recomendações feitas em estudos de HazOp estão relacionadas à segurança, enquanto 60% delas estão ligadas a problemas operacionais”.

A avaliação das possíveis conseqüências nem sempre é realista, seja por falta de conhecimento do processo, da operação e/ou dos equipamentos. Algumas vezes, são listadas conseqüências impossíveis de acontecer, como uma pressão alta em um determinado ponto do processo, o que não poderia ser alcançado em momento algum, já que o compressor teria impossibilidade mecânica de operar. A avaliação da possibilidade de ocorrência de

determinadas conseqüências pode ser facilitada através de uma simulação dinâmica do processo, o que é demonstrado no Capítulo V.

CAPÍTULO V

HAZOP DINÂMICO

Para a obtenção de uma maior confiabilidade da análise de perigos, tem-se utilizado a simulação dinâmica do processo nos estudo de HazOp. Dessa forma, pode-se verificar a possibilidade real da ocorrência de um desvio com relação às condições normais de operação (ex.: temperatura alta), a magnitude das conseqüências desse desvio, o tempo para que um cenário irreversível seja alcançado, a efetividade das salvaguardas existentes, e, o mais importante, as ações que devem ser tomadas para evitar, ou mitigar, a ocorrência do desvio.

Com o HazOp quantitativo complementando o HazOp tradicional, torna-se possível identificar, por exemplo, se uma variação pequena de um parâmetro operacional pode gerar conseqüências severas. Um dos objetivos desse método é identificar se a margem de segurança de determinada variável é grande o suficiente para que o limite de operação segura não seja ultrapassado. Caso essa amplitude não esteja adequada, são recomendadas mudanças no projeto.

A introdução da simulação dinâmica na análise de perigos do processo tem grande importância no estudo de falhas operacionais e fornece informações mais precisas e confiáveis do que o estudo qualitativo tradicional de HazOp.

O modelo de HazOp dinâmico pode ser usado tanto para a avaliação de um novo projeto, quanto de uma planta existente, ou até mesmo para o treinamento de operadores.

V.1 ESTUDOS ANTERIORES

Um estudo envolvendo simulação dinâmica para a avaliação da segurança do processo foi desenvolvido por Eizenberg *et al* (2006a), que utilizaram um modelo dinâmico para cada nó. O processo utilizado no estudo envolvia uma reação exotérmica conduzida em um reator semi-batelada para a

produção de 2-octanona a partir de 2-octanol. Neste reator, pequenos desvios com relação às condições operacionais poderiam resultar na reação repentina do produto 2-octanona acumulado, seguido do descontrole da temperatura e da taxa de reação. (Eizenberg *et al*, 2006a). O modelo básico do sistema analisado foi desenvolvido utilizando o pacote Plymath 6.1, sendo posteriormente exportado para o Matlab, onde uma interface gráfica foi adicionada.

Eizenberg *et al* (2006a) verificaram que uma pequena redução da taxa efetiva de transferência de calor pode resultar em conseqüências extremas. Uma tabela, como a desenvolvida no estudo citado, Tabela V.1, pode ser gerada durante as análises.

Tabela V.1 – Exemplo de Resultados da Simulação Dinâmica [Eizenberg *et al* (2006a)]

Desvio	Valor Normal de Operação	Limite de Operação Segura
Alta Temp. do Fluido Refrigerante	-15	Acima de -6
Alta Concentração de Ácido Nítrico	59%	Acima de 64%

A recomendação para este caso foi o aumento da área de transferência de calor, se for economicamente viável e justificável, já que a margem de segurança se demonstrou insuficiente.

Outro trabalho envolvendo simulação dinâmica e segurança de processo foi apresentado por Ramzan *et al* (2007b), que aplicaram uma sistemática baseada no “HazOp Expandido” e na Análise por Árvore de Falhas de uma coluna de destilação. O perigo de sobrepressão na coluna foi avaliado através do HazOp tradicional, e diversas alternativas de sistemas de segurança foram sugeridas e posteriormente avaliadas utilizando a Análise por Árvore de Falhas.

Ramzan *et al* (2007b) utilizaram o aplicativo Aspen Dinâmico (Aspen Tech, 2009) para a análise em questão. Um dos desvios aplicados foi a falha no sistema de resfriamento, onde foram obtidos resultados gráficos como a variação da pressão nos diversos estágios da coluna com o tempo. A frequência do cenário foi calculada por dados de taxa de falha dos

componentes, retirados da literatura. No “HazOp Expandido” (“HazOp suportado pela simulação dinâmica” Ramzam *et al*, 2007b), foi elaborada uma matriz de risco para a classificação dos resultados. A matriz de risco leva em consideração a consequência e a severidade determinadas durante o estudo, onde a definição da classe de frequência pode ser suportada pelas técnicas de análise de árvore de falhas e/ou de eventos. (Ramzam *et al*, 2007b)

Após todas as análises, Ramzan *et al* (2007b) propuseram um método para a otimização do sistema. Para cada proposta de otimização, foi realizada a análise por árvore de eventos. A implantação do sistema de segurança adequado tem o objetivo de diminuir significativamente a frequência de ocorrência do cenário acidental. A decisão final quanto à implantação ou não da melhoria deve ser sempre avaliada com base na relação custo *versus* benefício que a mudança acarreta.

V.2 METODOLOGIA PROPOSTA

A metodologia aplicada para o estudo de caso deste trabalho está baseada nos estudos descritos na seção V.1. Uma reunião tradicional de HazOp é realizada, percorrendo todas as palavras chave para cada parâmetro operacional. Todas as causas, consequências e salvaguardas existentes são listadas.

Os desvios com consequências catastróficas e severas são destacados do HazOp tradicional e aplicados um a um na simulação dinâmica do processo. Todos os resultados são registrados, e a comparação entre o comportamento operacional da planta antes e depois da aplicação dos desvios é realizada.

A aplicação de uma ferramenta de simulação pode não descrever a realidade da planta. O modelo utilizado na simulação é um dos pontos mais importantes nesse processo.

O modelo estático do processo existente deve ser adequado a um modelo dinâmico, e o processo simulado antes da inserção de qualquer desvio, a fim de garantir que a resposta da simulação dinâmica corresponda à

realidade da planta em operação. Alguns simuladores dinâmicos existentes são: Hysys (Aspen Tech, 2009), gPROMS (Process System Enterprise, 2009), Aspen Dynamics (Aspen Tech, 2009), Speedup (*apud* Ramzam *et al*, 2007) e UniSim Dynamic Engineering Studies (Honeywell, 2009).

O HazOp tradicional não avalia o comportamento real da planta com o tempo. Essa avaliação pode ser feita a partir da experiência dos participantes da equipe de estudo, que podem imaginar como o processo reagiria com o tempo quando um desvio de um dos parâmetros ocorre. Um dos objetivos do “HazOp dinâmico”, como complemento do HazOp tradicional, é verificar se alguma consequência significativa foi ignorada durante o estudo e qual a real magnitude das consequências identificadas pela equipe, considerando um modelo adequado à operação real da planta.

Essa avaliação pode diminuir os custos da companhia se realizada durante as fases iniciais do projeto, já que em alguns momentos pode-se identificar, por exemplo, que uma válvula de alívio não é necessária. A equipe pode imaginar que existe o perigo de sobrepressão na linha e recomendar a adição de uma válvula de alívio, mas a simulação dinâmica do processo demonstra que a pressão do sistema irá equilibrar-se antes mesmo que a pressão alta seja alcançada, não sendo necessária a válvula em questão. Portanto, existe tanto a possibilidade da redução dos custos do projeto, quanto de verificar se os equipamentos possuem margem de segurança adequada para suportar as condições possíveis de operação do processo, o que torna o sistema mais seguro.

A aplicação da metodologia proposta é exemplificada nos capítulos VI e VII.

CAPÍTULO VI

ESTUDO DE CASO - APLICAÇÃO A UMA PLANTA DE SEPARAÇÃO DE AR

O estudo de caso realizado neste trabalho é a aplicação da técnica “HazOp Dinâmico”, descrito na seção V.2, a uma seção de uma planta de separação de ar. Os modelos utilizados para estas análises foram baseados em plantas de separação de ar existentes da White Martins Gases Industriais /Praxair Inc.

VI.1 ESCOLHA DO SUBSISTEMA A SER AVALIADO

Como o aplicativo disponível pela Universidade Federal do Rio de Janeiro, Aspen Dynamics (Aspen Tech, 2009), era diferente do aplicativo onde o modelo do processo estava baseado, Hysys (Aspen Tech, 2009), indisponível na White Martins Gases Industriais/Praxair Inc. na versão dinâmica, foi necessária a adaptação do modelo de um aplicativo para o outro para a realização das análises.

Para a simulação da coluna dupla de destilação (incluindo coluna inferior, condensador principal e coluna superior), seria necessária também a simulação do trocador de calor primário. Com as adaptações necessárias devido às diferenças entre os programas computacionais utilizados, seriam necessárias informações indisponíveis de determinadas variáveis, como detalhes do dimensionamento de todos os equipamentos, e valores hipotéticos seriam necessários. Tal utilização de valores supostos, impossibilitariam a comparação dos resultados da simulação dinâmica do presente estudo com a operação da unidade sendo avaliada. Essa comparação se torna importante no desenvolvimento de um novo método de análise de perigos para a validação do mesmo, verificando se as conseqüências identificadas no estudo são realmente possíveis de ocorrer e tornando possível também a avaliação da magnitude dos desvios e conseqüências.

Outra possibilidade seria a simulação de um dos compressores, apresentados como equipamentos 2 e 5 na Figura II.2 (Seção II.2). Para visualização de conseqüências com impacto significativo na segurança do processo ou até mesmo na operação da planta, o equipamento precisaria ser simulado integrado ao restante da planta, já que a maior parte dos desvios operacionais encontrados no HazOp tradicional para o compressor resultariam apenas em problemas mecânicos no próprio equipamento, ou gerariam perigos operacionais (como alta pressão) para os subsistemas a jusante (vasos pré-purificadores, trocadores de calor e colunas de destilação). Do mesmo modo, teriam que ser usados valores hipotéticos, e a comparação com a operação atual não seria possível.

Desta forma, o subsistema com maior independência, onde poderiam ser simulados desvios operacionais e seria possível a observação de conseqüências relacionadas à segurança ou à operação do próprio subsistema seria a coluna de destilação inferior, escolhida para a simulação dinâmica neste estudo.

Embora o HazOp tradicional da coluna de destilação inferior não tenha apresentado muitas conseqüências com impacto na segurança do processo, e sim na operação da própria planta, o HazOp é um estudo de perigos e operabilidade, portanto as conseqüências com impacto na operação também são importantes para este estudo. Além disso, o objetivo das simulações realizadas neste trabalho é demonstrar não somente os impactos na segurança do processo mas também a possibilidade da realização de simulações dinâmicas associadas ao HazOp tradicional para a confirmação dos resultados desta análise.

VI.2 SUBSISTEMA SELECIONADO: COLUNA DE DESTILAÇÃO INFERIOR

A coluna inferior representa a parte de baixo do equipamento 8 da Figura II.2. O subsistema analisado é representado em mais detalhes na Figura VI.1 e a seção do HazOp tradicional utilizado como base para este

estudo é apresentado no Apêndice A (modificado devido à confidencialidade de informações). As categorias de severidade e frequência utilizadas durante a realização do HazOp tradicional estão apresentadas no Apêndice B.

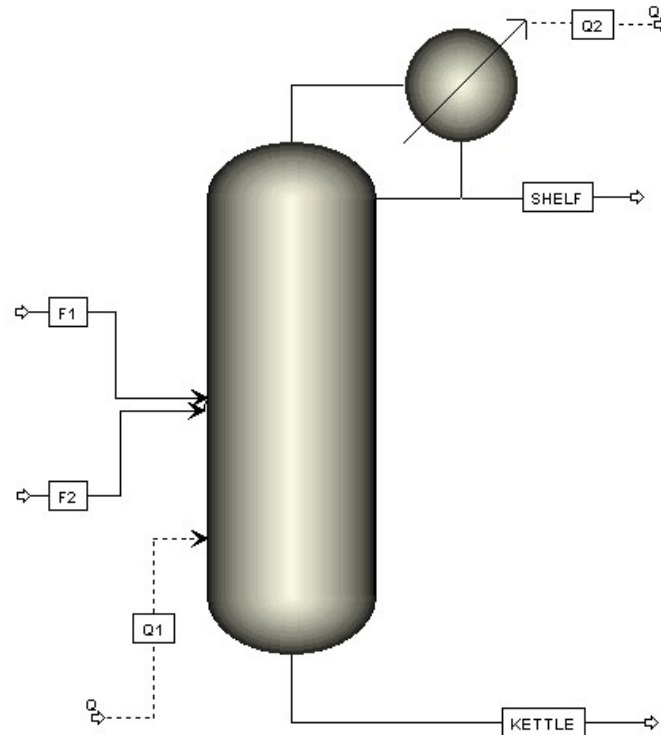


Figura VI.1: Coluna de Destilação Inferior – Planta de Separação de Ar

O modelo existente é ambientado no *software* Hysys (Aspen Tech, 2009), porém, sem possibilidade de simulação dinâmica. Para a avaliação da resposta do processo ao longo do tempo após a aplicação de um determinado desvio, é necessário um programa computacional com a opção de simulação dinâmica. Assim, foi necessária a utilização de um aplicativo de simulação diferente do utilizado na White Martins/Praxair.

Para esta análise, o modelo elaborado no Hysys (Aspen Tech, 2009) foi adaptado e implantado no *software* Aspen Plus Dynamics (Aspen Tech, 2009) versão 11.1 (mencionado apenas como “Aspen” nesse trabalho) primeiramente na forma estática e depois, na dinâmica. As adaptações são descritas na Seção VI.3.

VI.3 CONVERSÃO HYSYS (ESTÁTICO) – ASPEN (ESTÁTICO) – ASPEN (DINÂMICO)

Uma vez que o principal produto da coluna inferior é a corrente *shelf* (que sai do topo da coluna), o objetivo do modelo computacional é a alta concentração de nitrogênio na corrente em questão. Assim, no modelo baseado no Hysys (Aspen Tech, 2009), a variável “pureza da corrente de *shelf*” (concentração molar de oxigênio na corrente de topo da coluna) é fixada em 10^{-6} e as variáveis “taxa de refluxo” (vazão na corrente de refluxo/vazão na corrente de *shelf*), “vazão total do condensador” (lbmol/h), “vazão na corrente de *shelf*” (lbmol/h) e “vazão na corrente de *kettle*” (lbmol/h) são variáveis livres.

Na linguagem de programação utilizada pelo *software* Aspen, não é possível estipular o percentual de pureza na corrente de *shelf*, mas é possível fixar o valor da “taxa de refluxo”. A primeira simulação teve o objetivo de verificar o modelo do processo em condições normais de operação para a comparação dos resultados obtidos em cada um dos *softwares* Hysys e Aspen. A segunda etapa do estudo foi a adaptação do modelo estático, agora no Aspen, para o modelo dinâmico, no próprio aplicativo de simulação.

Foram fixados, assim como no Hysys, os valores de pressões do condensador e do prato inferior da coluna, os parâmetros das correntes de entrada F1 e F2 (vazão, pressão, temperatura e composição), e as posições das correntes de entrada e saída com relação aos pratos da coluna de destilação.

Para a avaliação do melhor valor de taxa de refluxo, de forma que o resultado da simulação no Aspen fosse o mais próximo possível ao obtido no Hysys, foram realizados diversos testes. Na simulação no Hysys, com a pureza fixa, o valor de taxa de refluxo calculado pelo aplicativo é de 1,21. Portanto, para início dos testes em Aspen, o primeiro valor de taxa de refluxo utilizado foi de 1,21. Os outros valores utilizados foram: 1,30; 1,40; 1,35; 1,34; 1,33 e 1,335.

Tomando como premissa que a corrente principal da simulação é a de *shelf*, os resultados com valores mais próximos da simulação original foram

obtidos com a taxa de refluxo fixa em 1,34. A Tabela VI.1 apresenta as diferenças entre os resultados das simulações estáticas realizadas com os dois aplicativos (Hysys e Aspen). A principal corrente que sai da coluna inferior é a de *shelf*, e as frações molares dos produtos nessa corrente não sofreram alterações com a taxa de refluxo utilizada, segundo pode ser observado nos resultados obtidos. As principais variações foram nas vazões de *shelf*, que diminuiu 7,42%, e *kettle*, que aumentou 5,42%; além da fração molar de argônio na corrente de *kettle*. Apesar das vazões terem modificado, a diferença não foi significativa para o processo, uma vez que é mais importante uma corrente com vazão um pouco menor, mas na concentração requerida, do que uma corrente com alta vazão, mas pureza incorreta.

Tabela VI.1 – Diferenças entre Resultados da Simulação Estática – Hysys x Aspen

	Hysys	Aspen	Diferença
Shelf			
T (F)	-285,4	-285,1	-0,11%
P (psia)	90,096	90,1	0,00%
V (lbmol/h)	4291,9885	3973,447	-7,42%
O ₂	0,000001	0,000001	0,00%
Ar	0,000196	0,000196	0,00%
N ₂	0,999803	0,999803	0,00%
Kettle			
T (F)	-276,8	-277,3	0,18%
P (psia)	94,416	94,42	0,00%
V (lbmol/h)	5876,2296	6194,772	5,42%
O ₂	0,362588	0,344	-5,13%
Ar	0,016024	0,015	-6,39%
N ₂	0,621388	0,641	3,16%

Uma vez o modelo adaptado no Aspen, a conversão em modelo dinâmico exigiu que outros dados fossem inseridos, como informações específicas dos pratos da coluna (dimensões). Essas informações foram retiradas do próprio modelo existente em Hysys. Após nova simulação, agora no modelo dinâmico, a única alteração dos resultados foi o valor da fração molar do argônio na corrente de *shelf*, que foi de 196 ppm para 197 ppm, porém, a diferença é desprezível para os estudos realizados.

VI.4 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Para a compreensão desta análise, é preciso o entendimento do processo na coluna inferior. Duas correntes de ar entram na coluna inferior, sendo uma de vapor de ar, que entra no fundo da coluna (corrente F2 da Figura VI.1), e a outra de ar liqüefeito, que entra na bandeja 5, próximo ao fundo da coluna inferior (corrente F1 da Figura VI.1).

A corrente que sai no topo da coluna inferior é também chamada de *shelf*, e é praticamente nitrogênio puro, com traços (ppm) de oxigênio e argônio (corrente *shelf* na Figura VI.1). Esta corrente segue para o condensador principal, e serve de refluxo para a coluna superior, sendo de grande importância para a qualidade do produto final. A pureza de nitrogênio na corrente de *shelf* pode ser controlada pela taxa de refluxo que retorna para a coluna inferior. No condensador principal, o nitrogênio é condensado no lado de alta pressão e o oxigênio é vaporizado no lado de baixa pressão.

O nitrogênio condensado se divide em duas correntes ao deixar o condensador principal: uma retorna à coluna inferior como refluxo, e a outra é desviada para a coluna superior através do trocador de calor chamado de “super-aquecedor de nitrogênio”, onde é sub-resfriado. Na coluna superior, essa corrente é utilizada como refluxo.

A corrente que sai do fundo da coluna inferior é também chamada de *kettle* (corrente *kettle* na Figura VI.1), e consiste em uma corrente líquida rica em oxigênio (aproximadamente 35% de O₂). O líquido é sub-resfriado no “super-aquecedor de nitrogênio”, e segue para o topo da coluna superior. A taxa de *kettle* transferido entre as colunas deve ser controlada para que o nível de líquido no fundo da coluna inferior se mantenha dentro dos limites especificados pelo projeto.

As duas correntes que saem da coluna inferior e seguem para a superior devem antes passar pelos super-aquecedores. Nestes equipamentos, são sub-resfriadas para garantir que não haja vaporização do líquido ao entrarem na coluna superior, devido à queda de pressão (a pressão na coluna inferior é maior do que a pressão na coluna superior).

VI.5 DESVIOS ANALISADOS

Foram avaliados os principais parâmetros que, de acordo com a análise de perigos realizada, poderiam resultar em conseqüências com impacto significativo.

O primeiro desvio foi aplicado na pressão da corrente de entrada F2, que vem da turbina e entra no fundo da coluna inferior. Avaliando o fluxograma do processo, a pressão máxima de operação da turbina (equipamento a montante do subsistema avaliado) é de 276 psi. Existe atualmente uma válvula de alívio de pressão na coluna de destilação inferior, mas durante um estudo de HazOp, as salvaguardas são consideradas apenas após a avaliação das conseqüências. O objetivo é avaliar todas as possíveis conseqüências e suas severidades, e posteriormente, considerando as salvaguardas, avaliar se as mesmas são capazes de proteger o sistema adequadamente, diminuindo a freqüência de ocorrência do evento indesejável. No HazOp dinâmico, um dos objetivos é avaliar se as salvaguardas existentes são realmente necessárias, ou seja, se determinado valor de pressão poderá realmente ser alcançado, ou se alguma outra falha mecânica ou outra proteção a montante será capaz de impedir que tal cenário acidental atinja o subsistema em análise.

No modelo dinâmico, o usuário deve inserir no *software* os valores das pressões de topo e fundo da coluna (fixando essas variáveis), portanto, ao aumentar a pressão de uma das correntes de alimentação da coluna, não foi possível verificar o aumento da pressão na coluna de destilação, como identificado no HazOp tradicional. Para verificar respostas do modelo à variação da pressão na mesma corrente, foi novamente simulado o aumento da pressão de F2, mas desta vez com o aumento da pressão de fundo e de topo da coluna de destilação inferior.

Em uma nova tentativa de simular o aumento da pressão na corrente de entrada, os controles criados pelo próprio aplicativo Aspen Dynamics foram eliminados. Com os controles modificados, mas as variáveis de entrada

iniciais, foi simulada a operação da planta de separação de ar por cinco horas, e então a pressão da corrente F2 foi aumentada. Mais detalhes e os resultados obtidos estão apresentados na seção VII.3.

A quarta variação foi o bloqueio da linha de *shelf* através da adição de uma válvula entre a coluna inferior e a coluna superior, impedindo a alimentação da coluna superior. Por limitações do *software* utilizado, que não permitiu a simulação do sistema com a válvula completamente fechada, a mesma foi mantida 2% aberta para simular o cenário desejado (mínima abertura da válvula requerida pelo *software* para a convergência da simulação). A queda de pressão através da válvula foi mantida constante, mesmo sendo necessária a abertura parcial da válvula, para que o sistema inicialmente projetado não fosse alterado, possibilitando a comparação entre os diversos resultados das simulações realizadas.

Do HazOp tradicional (apresentado no Apêndice A) utilizado como base para o HazOp dinâmico, a única consequência catastrófica identificada foi resultante do desvio de alta pressão. Os possíveis cenários de alta pressão foram avaliados nas três primeiras simulações descritas acima.

Na simulação original, em Hysys (Aspen Tech, 2009), observa-se o foco na pureza do produto, uma vez que a pureza da corrente de *shelf* é a variável fixada. Como o HazOp não é apenas uma análise de perigos relacionados ao processo, mas também uma avaliação dos possíveis problemas operacionais, o outro desvio aplicado foi a variação da taxa de refluxo, simulando a falha no controle da vazão de refluxo do condensador da coluna de destilação. Primeiramente foi realizada a simulação diminuindo o valor da variável em questão, e depois aumentando-o. Devido à impossibilidade de alteração da taxa de refluxo no modelo dinâmico do processo ambientado no Aspen Dynamics, foi necessária a modificação da variável no modelo estático e subsequente exportação para o modelo dinâmico. Tal seqüência foi desenvolvida para cada uma das alterações na taxa de refluxo realizadas.

Foram realizados testes para observar a resposta do sistema a duas variações ambientais: aumento da temperatura externa, simulando um incêndio, e aumento da concentração de hidrocarbonetos no ar, simulando alta poluição atmosférica. Mais detalhes sobre os desvios ambientais aplicados estão descritos na seção VII.6.

Na seção VII.7, uma última avaliação foi realizada quanto ao aumento das temperaturas das correntes alimentadas na coluna de destilação inferior. Foram desabilitados os controles inseridos automaticamente pelo aplicativo, e após cinco horas de simulação da operação da unidade, as temperaturas foram aumentadas em 20% com relação ao valor inicial.

CAPÍTULO VII

AVALIAÇÃO DOS RESULTADOS DA SIMULAÇÃO

Para um melhor entendimento das respostas e visualização adequada do comportamento da variável, são apresentados dois gráficos: (a) tempo total de simulação; (b) ampliação do gráfico para verificação do momento exato da aplicação do desvio até a estabilização da variável analisada.

VII.1 AUMENTO DA PRESSÃO DE F2

A pressão da corrente de vapor de ar F2 proveniente da turbina foi aumentada até o valor da máxima pressão de operação da turbina. O objetivo foi avaliar a resposta da coluna em caso de falha da turbina, aumentando excessivamente a pressão de descarga. O aumento realizado foi de 192% com relação ao valor da pressão normal de operação da corrente F2, e o desvio foi aplicado após a simulação de 5 horas de operação normal da planta.

O aplicativo utilizado, Aspen, insere automaticamente um controle de pressão no topo da coluna, e controles de nível no topo e no fundo ao realizar a exportação do modelo estático para dinâmico (controles normalmente existentes nas unidades de separação de ar em operação). Como resposta, as vazões das correntes de *shelf* e *kettle* se alteraram significativamente, sendo que a pressão de *shelf* sofreu uma pequena variação no momento da alteração da pressão de F2, mas retornou à pressão inicial em aproximadamente meia hora (Figura VII.1), e a de *kettle* praticamente constante (variação de apenas 0,61%), conforme Figura VII.2.

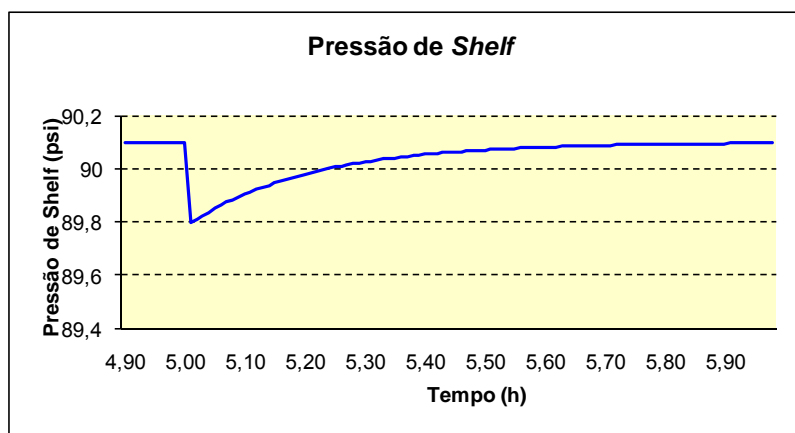


Figura VII.1: Variação da Pressão na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2

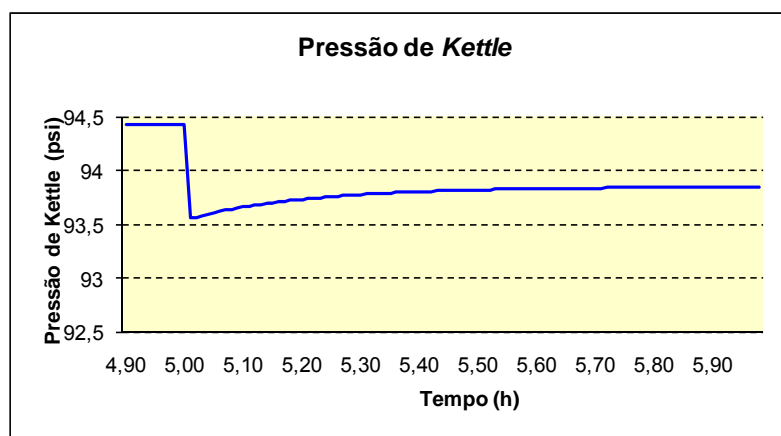
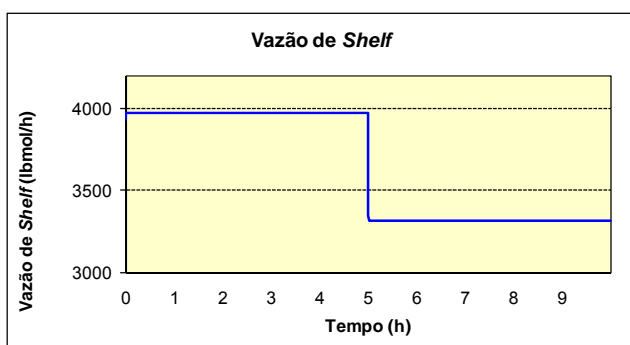
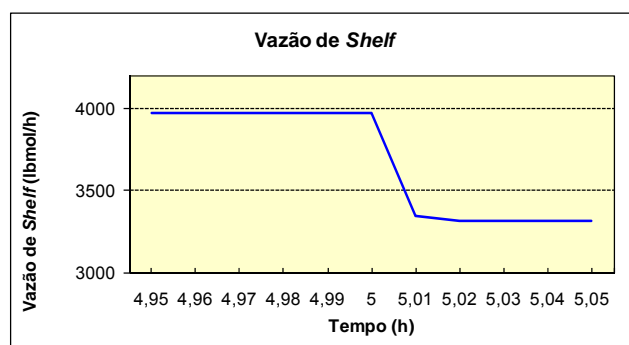


Figura VII.2: Variação da Pressão na Corrente de *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2

A vazão de *shelf* diminuiu 17%, e a de *kettle* aumentou 11%, como pode ser observado nas Figuras VII.3 e VII.4. Como a resposta dinâmica do processo ocorre em segundos, as figuras VII.3b e VII.4b apresentam a ampliação da resposta no momento em que foi aplicado o desvio.

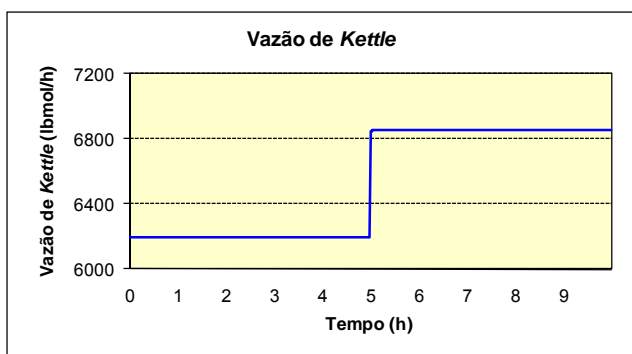


(a) Tempo total

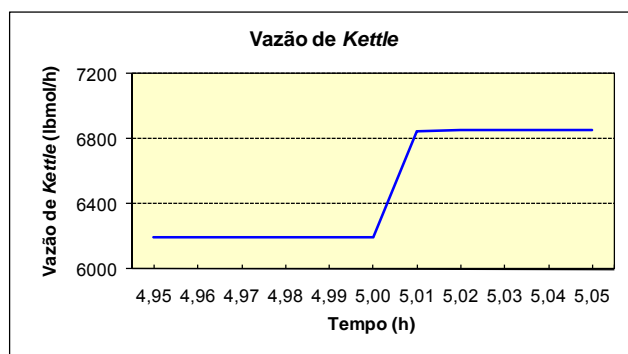


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.3: Variação da Vazão de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2



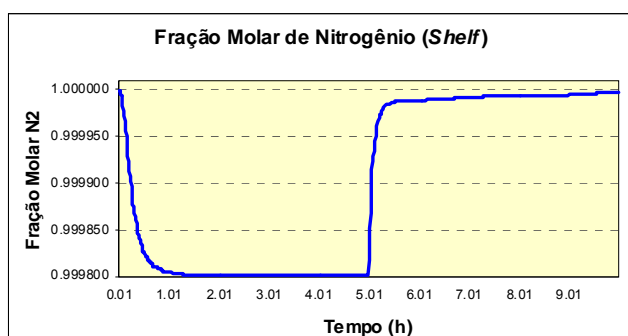
(a) Tempo total



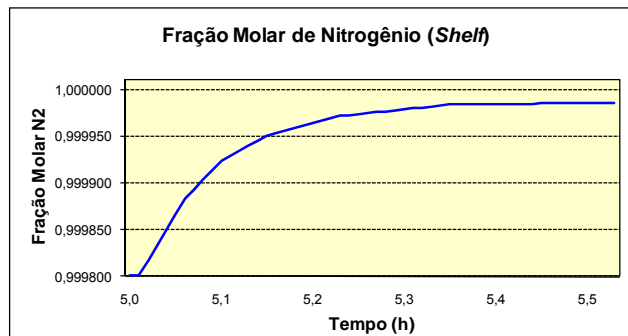
(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.4: Variação da Vazão de *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2

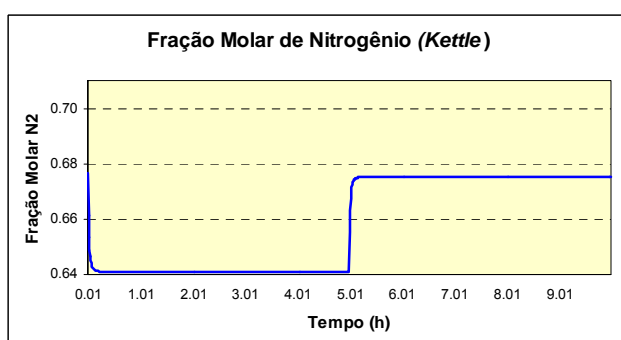
A fração molar de nitrogênio tanto na corrente de *shelf* quanto na corrente de *kettle* não sofreu alteração significativa com o aumento da pressão de F2, aumentando apenas 0,02% e pouco mais do que 5% em cada corrente, respectivamente (Figuras VII.5 e VII.6).



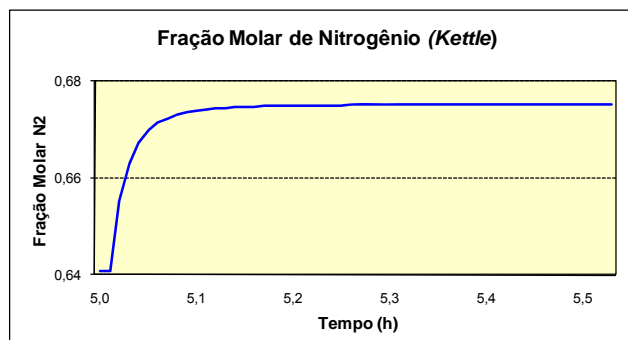
(a) Tempo total



(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.5: Variação da Fração Molar de N₂ na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2

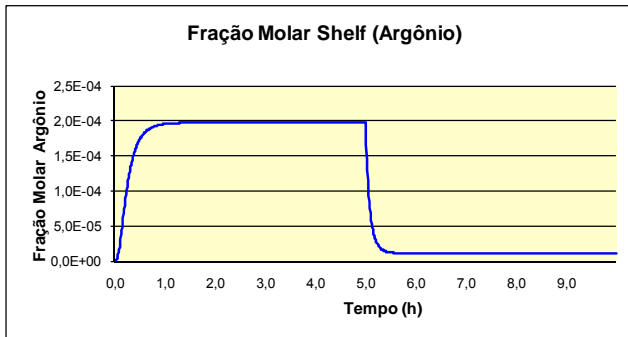
(a) Tempo total



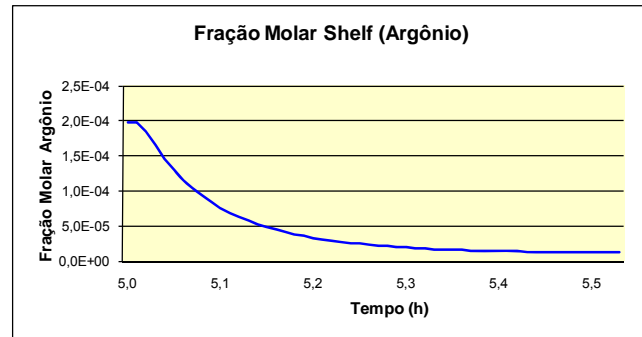
(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.6: Variação da Fração Molar de N₂ na Corrente de *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2

As frações molares de argônio e oxigênio na corrente de *shelf* tiveram alterações significativas, diminuindo 94% e 96% dos valores normais de operação, respectivamente (Figuras VII.7 e VII.8).

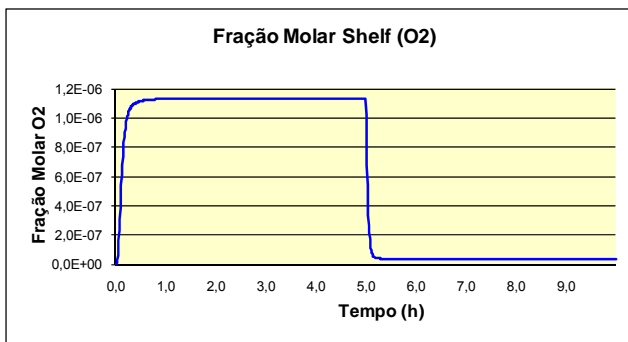


(a) Tempo total

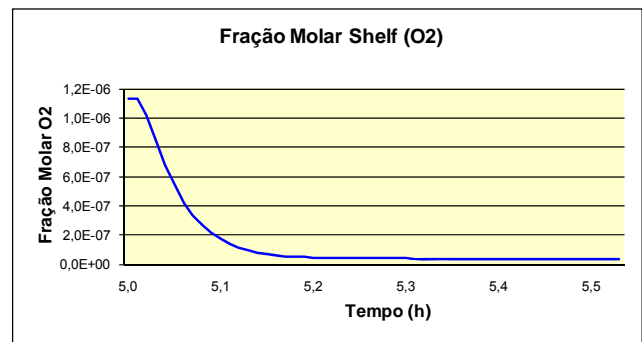


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.7: Variação da Fração Molar de Ar na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2



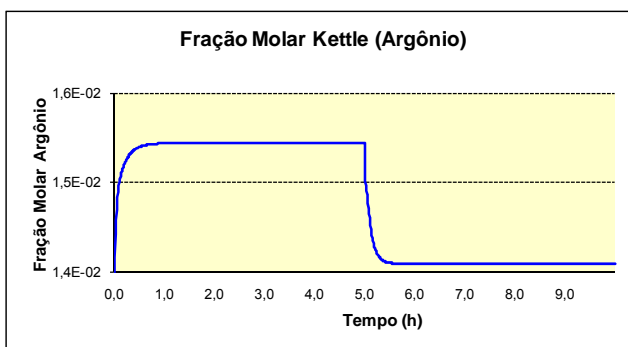
(a) Tempo total



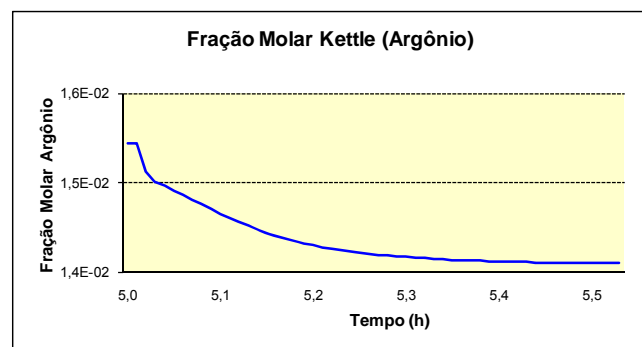
(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.8: Variação da Fração Molar de O₂ na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2

Na corrente de *kettle*, as concentrações também foram reduzidas, mas em proporções bem menores, sendo a redução de 9% para o argônio, e 10% para o oxigênio (Figuras VII.9 e VII.10).

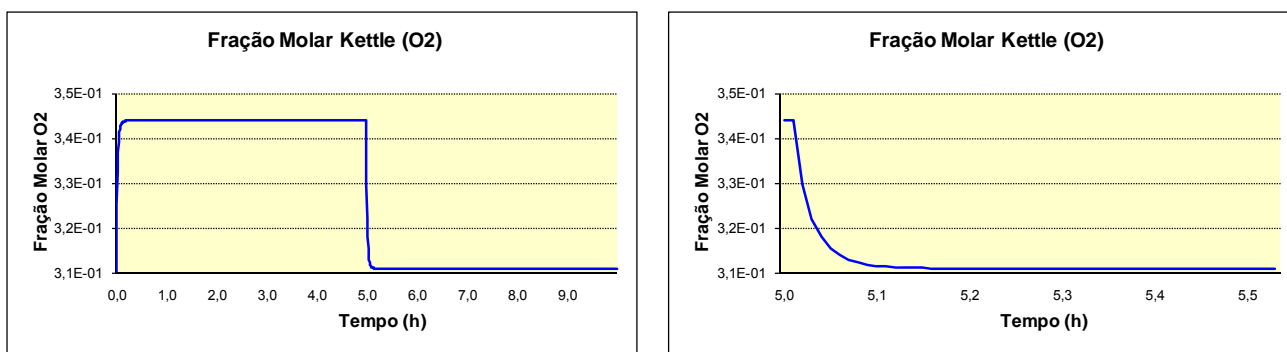


(a) Tempo total



(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.9: Variação da Fração Molar de Ar na Corrente de *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2



(a) Tempo total

(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.10: Variação da Fração Molar de O₂ na Corrente de *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2

Como são inseridos automaticamente pelo aplicativo utilizado controles de nível no fundo e no topo da coluna, além do controle de pressão no condensador (compatíveis com os controles existentes na maioria das plantas em operação), as pressões de fundo e topo são mantidas fixas, portanto, tanto as temperaturas quanto as pressões nas correntes de *shelf* e *kettle* tiveram variações pequenas, de menos de 1%, no momento da aplicação do desvio. O mesmo aconteceu com as temperaturas nos estágios da coluna de destilação, que tiveram variações menores do que 1%. Simulações modificando pressões de topo e fundo são apresentadas na seção VII.2 e simulações com os controles desabilitados são apresentadas na seção VII.3.

Como a temperatura da corrente de alimentação F1 é menor do que a da corrente de alimentação F2, o aumento da pressão na descarga da turbina, e conseqüente alimentação da coluna inferior (F2), representa a diminuição da refrigeração da coluna. O resultado esperado é a redução da produção de líquido, ou seja, *kettle*. Tal resultado não foi verificado nesta primeira simulação, onde foi aumentada a pressão da corrente F2. Pela simulação realizada no Aspen Dynamics, observou-se a redução da vazão de *shelf* e o aumento da vazão de *kettle*, exatamente o contrário do esperado na operação real da planta. Além disso, houve a redução das frações molares de argônio e oxigênio na corrente de *shelf*, o que seria bom para a produção da planta, já que a corrente de *shelf* é o nitrogênio produto, e quanto mais puro, melhor, mas também não era o resultado esperado.

Essa incompatibilidade dos resultados obtidos na simulação com relação aos resultados esperados se deve ao fato da pressão de topo e de fundo da coluna terem sido mantidas constantes. Conseqüentemente, as pressões dos estágios também ficaram inalteradas. Na operação real da planta, em caso de ausência de controles adequados, com o aumento da pressão de uma das correntes de alimentação, a pressão dentro da coluna também será alterada, e os resultados serão a menor refrigeração da coluna, e menor produção de líquido, ou seja, menor vazão de *kettle*, e por conseqüência, maior vazão de *shelf*.

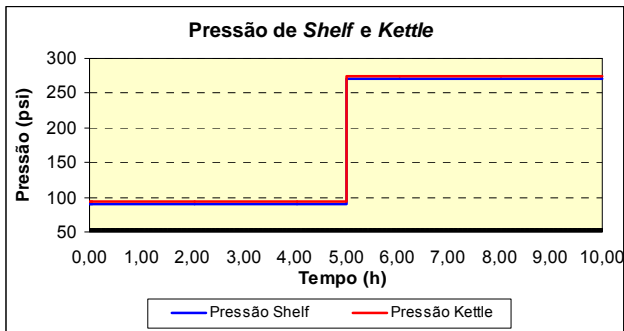
VII.2 AUMENTO DA PRESSÃO DE F2 COM O AUMENTO DA PRESSÃO DE FUNDO E DE TOPO DA COLUNA

Para o modelo de coluna de destilação utilizado, o *software* requer que ao menos a pressão de topo seja fixada para o início da simulação. No intuito de observar a resposta da coluna mais próxima da realidade em caso de aumento da pressão da corrente F2, as pressões da coluna também foram alteradas.

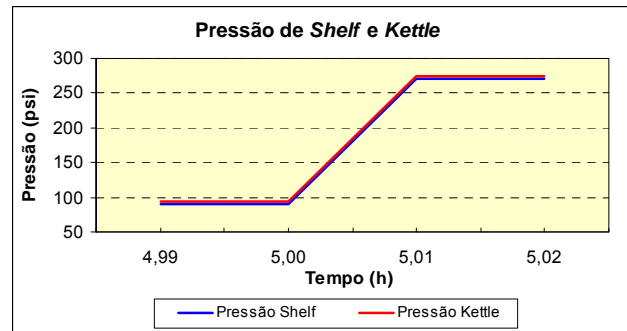
Assim como na seção VII.1, o aumento da pressão de F2 realizado foi de 192% com relação ao valor normal de operação, indo de 94,43 psia para 276 psia.

A diferença de pressão entre fundo e topo da coluna foi mantido, e a pressão de fundo foi aumentada de 94,42 para 276 psia. A pressão do topo da coluna foi aumentada de 90,1 para 271,68 psia.

Os resultados obtidos foram o aumento das pressões de *shelf* e *kettle* em 202 e 191%, respectivamente (Figura VII.11), e o aumento da temperatura das duas correntes (Figura VII.12) em aproximadamente 11% com relação ao valor normal de operação. Nos diversos estágios da coluna, o comportamento desses parâmetros foi similar, aumentando tanto a pressão quanto a temperatura.

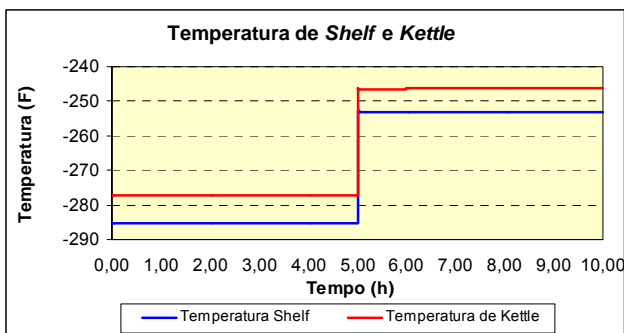


(a) Tempo total

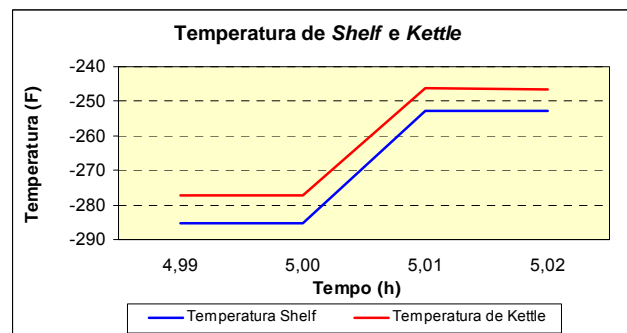


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.11: Variação das Pressões de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna



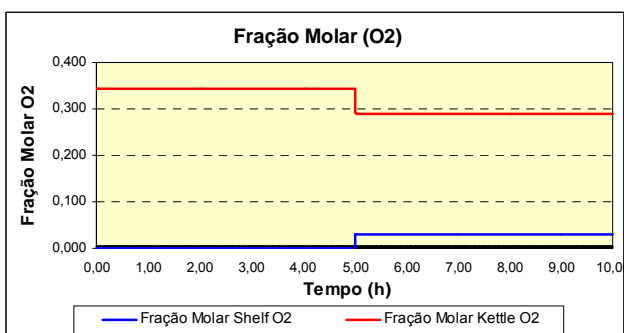
(a) Tempo total



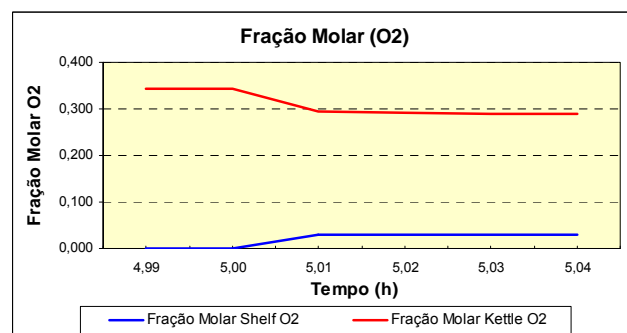
(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.12: Variação das Temperaturas de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna

As composições das correntes de saída da coluna também se alteraram significativamente. A fração molar de oxigênio na corrente de *shelf*, por exemplo, foi de 10^{-6} para 10^{-2} , como pode ser observado na Figura VII.13.



(a) Tempo total

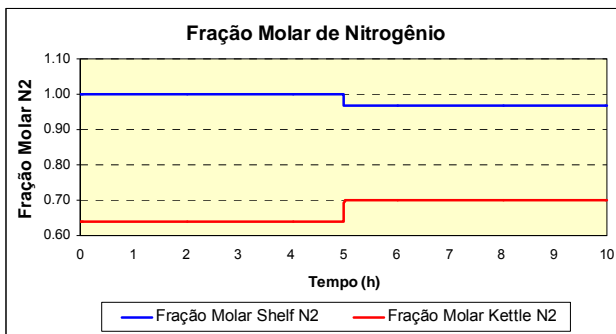


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

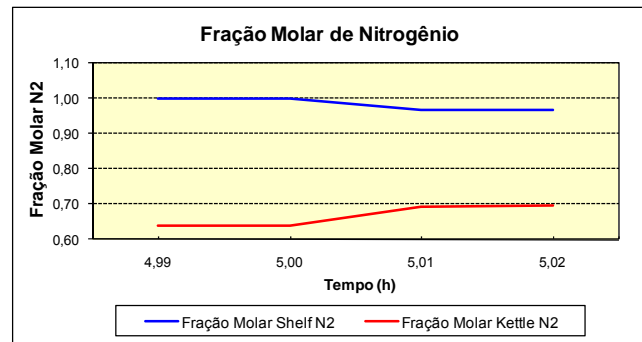
Figura VII.13: Variação da Fração Molar de Oxigênio nas Linhas de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna

Na corrente de *shelf*, a fração molar de nitrogênio diminuiu aproximadamente 3%, e a de argônio aumentou aproximadamente 1.600%. Já

na linha de *kettle*, foi o contrário, a fração molar de nitrogênio aumentou 9%, e a de argônio diminuiu 22% (Figuras VII.14 e VII.15).

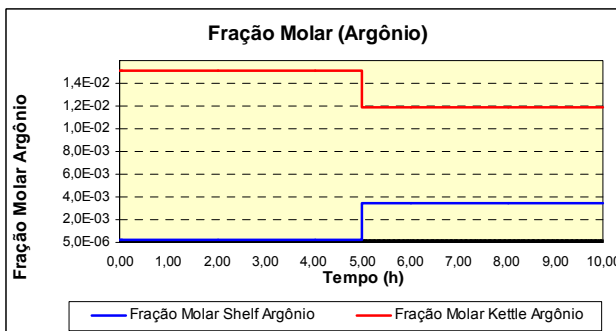


(a) Tempo total

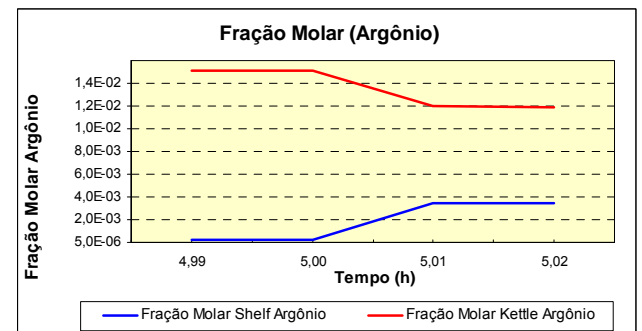


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.14: Variação da Fração Molar de Nitrogênio nas Linhas de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna



(a) Tempo total



(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.15: Variação da Fração Molar de Argônio nas Linhas de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 e do Topo e Fundo da Coluna

As respostas obtidas na primeira simulação foram afetadas, uma vez que a pressão de topo e de fundo da coluna foram mantidas constantes. Na segunda simulação, ao aumentar as pressões de topo e fundo, os resultados foram significativamente diferentes. O aumento da pressão de *shelf* em 202% poderia acarretar danos à coluna de destilação, ou ao menos perda de eficiência da coluna, dependendo da máxima pressão de operação do equipamento. Tal perigo não foi identificado durante a realização do HazOp tradicional. Além disso, a diferença de temperatura no condensador principal poderia ser afetada, levando também à ineficiência da coluna. O diferencial de temperatura é medido entre o nitrogênio líquido que sai do condensador

principal e segue para a coluna inferior, funcionando como refluxo, e o oxigênio gasoso produto que sai do condensador.

Ainda na segunda simulação, o aumento observado da pressão na corrente de *kettle* também pode resultar em danos à coluna de destilação, ou até do condensador principal, caso a válvula automática, utilizada para controle de pressão e localizada entre as colunas inferior e superior, falhasse aberta. Para os dois casos, tanto o aumento da pressão na corrente de *shelf* quanto na de *kettle*, o dimensionamento da válvula de alívio de pressão da coluna inferior deve ser verificado para garantir que será capaz de aliviar a máxima pressão possível neste equipamento.

Foram verificados ainda aumentos das frações molares de oxigênio e argônio na linha de *shelf*, o que é coerente com a diminuição da refrigeração da coluna devido ao aumento da pressão de descarga da turbina. A baixa pureza de nitrogênio na corrente de N₂ líquido (*shelf*) resulta em baixa produção de nitrogênio produto, sendo indesejável para a operação da unidade. Além disso, a baixa concentração de argônio na linha de *kettle* resulta em baixa produção de argônio produto, já que é a alimentação da coluna de argônio que é feita por esta corrente.

VII.3 AUMENTO DA PRESSÃO DE F2 COM CONTROLES MODIFICADOS

Utilizando os aplicativos Aspen Plus (estático) e Aspen Dynamics, o modelo deve ser desenvolvido na forma estática, e então exportado para a forma dinâmica. Ao exportar, o próprio aplicativo insere automaticamente três controles na coluna de destilação: controles da pressão e do nível no condensador, e controle de nível no fundo da coluna. Os controles não podem ser completamente eliminados, mas podem ser modificados de tal forma que sua atuação seja desprezível.

Ainda na tentativa de simular a falha da turbina, causando alta pressão na corrente de vapor de ar F2, os controles automáticos foram alterados, e

após cinco horas de simulação da operação normal da unidade, a pressão na corrente F2 foi aumentada em 192%, como nas simulações anteriores.

O nível de líquido no tambor de refluxo (topo) diminuiu aproximadamente 90%, enquanto o nível no fundo da coluna de destilação aumentou aproximadamente 90% (Figura VII.16), gerando ineficiência de separação no equipamento, da coluna superior e do condensador principal (localizado entre as colunas inferior e superior), que são alimentados pelas correntes de saída da coluna de destilação inferior.

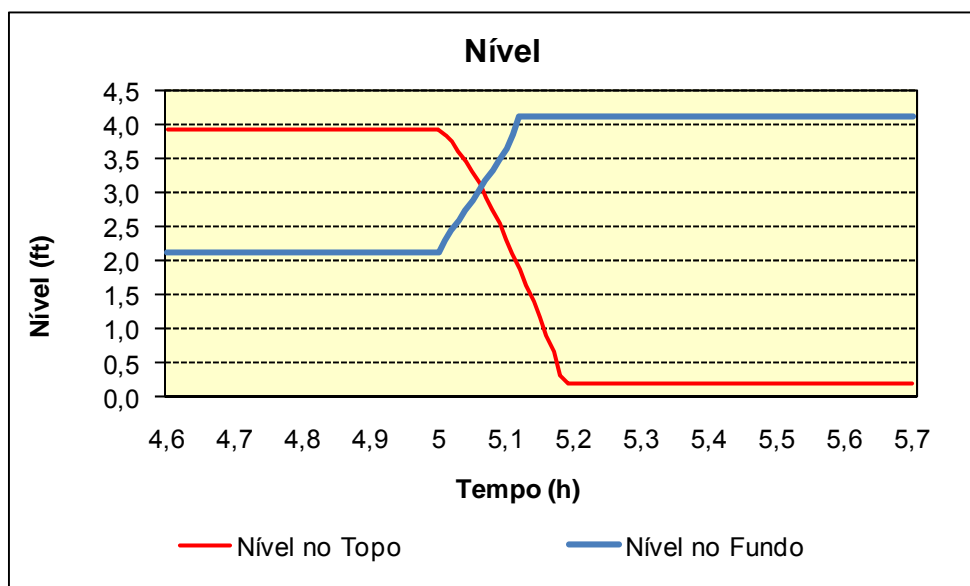


Figura VII.16: Variação do Nível no Fundo e no Topo da Coluna de Destilação Inferior Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos

Durante a operação da unidade, espera-se que a alteração da pressão na corrente que alimenta o fundo da coluna, com temperatura inferior à corrente alimentada em um estágio superior, reduza a refrigeração da coluna e consequentemente, a produção de *kettle*. Isso ocorre porque o aumento da pressão da corrente leva ao aumento da vazão de ar alimentado no fundo da coluna inferior, ou seja, uma maior quantidade de nitrogênio é inserida na coluna (78% do ar). Este nitrogênio passa pelo condensador, vaporizando o líquido ali presente, rico em oxigênio, e retorna como refluxo para a coluna inferior. Com a alta vaporização do oxigênio, o nível do condensador diminui, e com a alta vazão de nitrogênio condensado, o nível de *kettle* aumenta.

Na simulação realizada, observou-se o aumento do nível de *kettle* e a redução do nível no condensador (Figura VII.16). Além disso, com o aumento da vazão de refluxo e o aumento do nível de *kettle*, as pressões de *shelf* e *kettle* são reduzidas em aproximadamente 30% (Figura VII.17), sendo as temperaturas das mesmas correntes mantidas praticamente constantes.

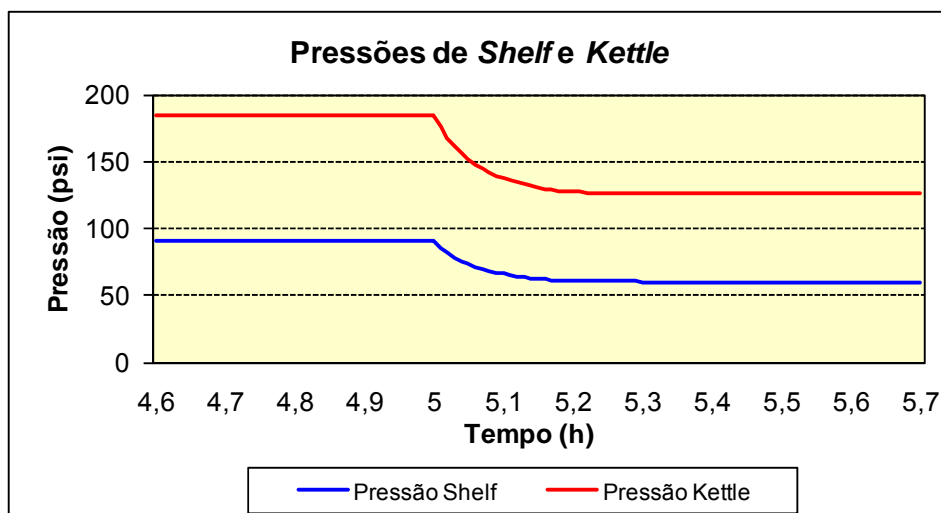


Figura VII.17: Variação da Pressão nas Correntes de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos

As frações molares de argônio e oxigênio na corrente de *kettle* tiveram alterações desprezíveis. Já as frações molares dos mesmos componentes na corrente de *shelf*, diminuíram 94% e 99% respectivamente (Figuras VII.18 e VII.19) devido ao aumento da quantidade de nitrogênio.

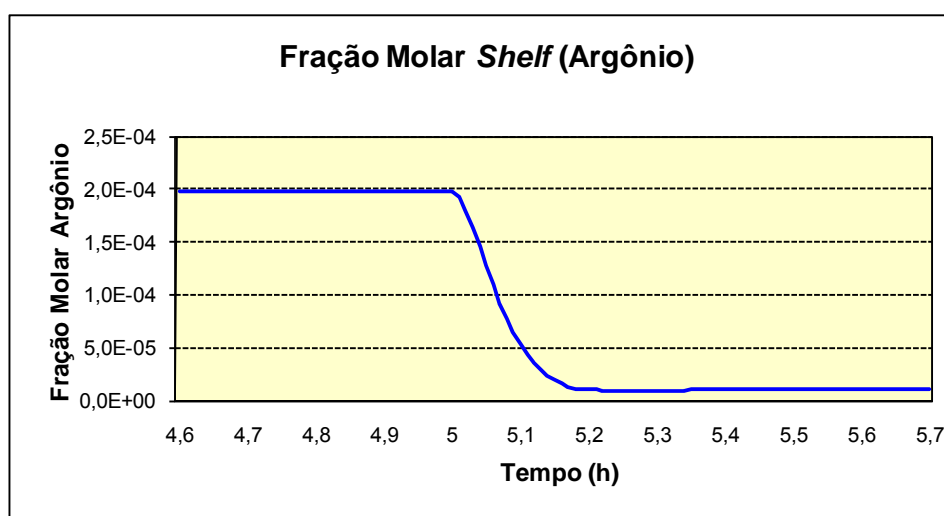


Figura VII.18: Variação da Fração Molar de Argônio na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos

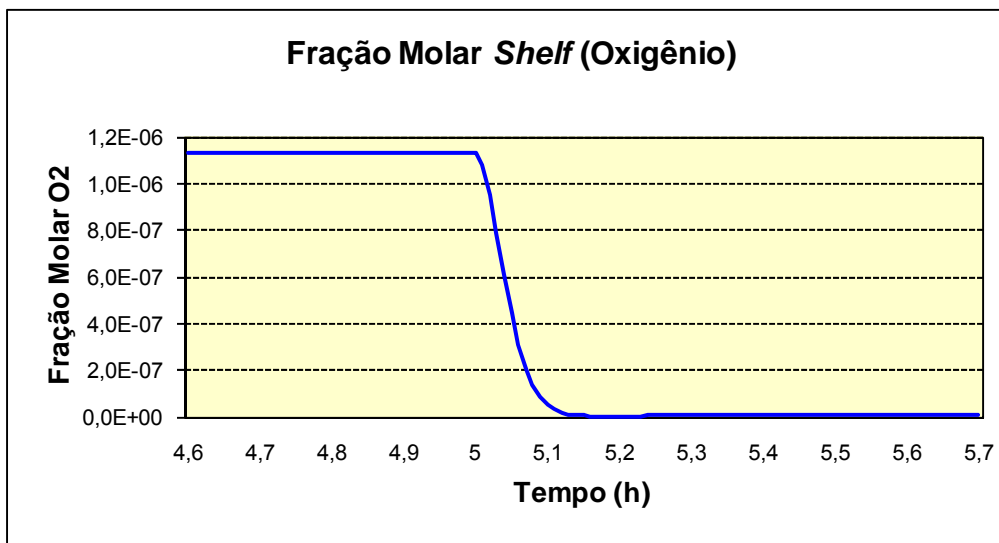


Figura VII.19: Variação da Fração Molar de Oxigênio na Corrente de *Shelf* Devido ao Aumento da Pressão de F2 sem Controles Automáticos

VII.4 BLOQUEIO NA CORRENTE DE *SHELF*

Na instalação de uma planta de separação de ar existem diversas válvulas de bloqueio e de alívio no sistema. Para a simulação da falha fechada de uma das válvulas automáticas na linha de *shelf* (entre as colunas inferior e superior), foi inserida uma válvula no sistema projetado no *software Aspen*.

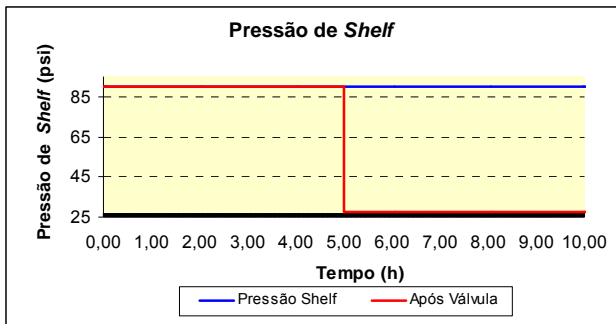
Foi necessária a inserção de um valor para a queda de pressão gerada pela adição da válvula na linha. Para facilitar a comparação com os outros resultados obtidos, a queda de pressão especificada foi de apenas 0,1 psi.

Devido às limitações do *software* descritas na seção VI.1.3, foi necessária a abertura da válvula, mesmo que parcial, para que houvesse convergência na simulação. Para que o cenário fosse o mais parecido possível com o da válvula falhar fechada, foi inserido o menor percentual de abertura da válvula permitido pelo aplicativo, de 2%.

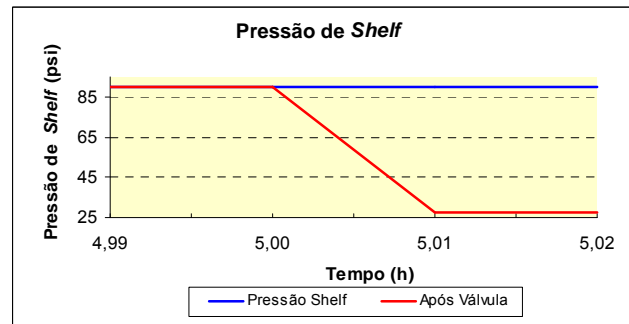
Foram observadas alterações apenas nas variáveis do processo na linha de *shelf* a jusante da válvula “parcialmente” fechada. Todos os valores de pressão e temperatura das correntes e estágios se mantiveram constantes, assim como as composições das correntes, uma vez que o controlador

inserido automaticamente pelo *software* mantém as pressões de topo e fundo da coluna constantes.

As variações na linha de *shelf*, que é direcionada para a coluna superior, foram a diminuição da pressão em aproximadamente 70% (Figura VII.20), e a queda da temperatura em aproximadamente 9% (Figura VII.21).

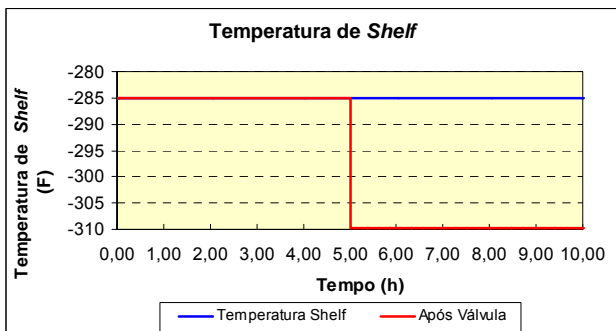


(a) Tempo total

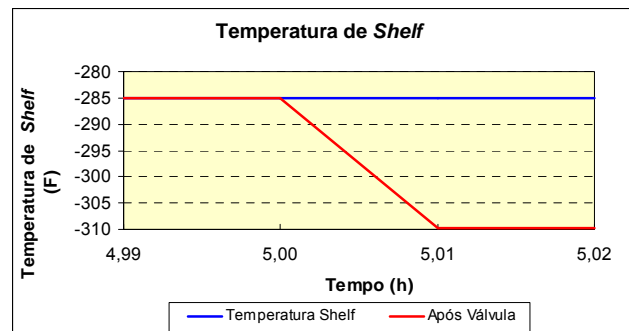


(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.20: Variação da Pressão de *Shelf* Devido ao Bloqueio Parcial da Corrente de *Shelf*



(a) Tempo total



(b) Ampliação: momento da aplicação do desvio

Figura VII.21: Variação da Temperatura de *Shelf* Devido ao Bloqueio Parcial da Corrente de *Shelf*

Nesta simulação, o bloqueio na corrente de *shelf* levou à diminuição da pressão desta corrente e diminuição da sua temperatura. Tais resultados podem levar à ineficiência da coluna, com menor quantidade de produtos finais. A redução da temperatura deve ser avaliada, para garantir que os trocadores de calor (equipamento 6 da Figura II.2) seriam eficientes a ponto de aquecer o nitrogênio produto (*shelf*) até a temperatura determinada pelo processo.

VII.5 VARIAÇÃO DA TAXA DE REFLUXO

Como o objetivo de um estudo de HazOp também é a avaliação dos problemas operacionais significativos para a unidade, levou-se em

consideração que o objetivo da simulação original era a maior pureza na corrente de *shelf*. No *software* utilizado para este estudo, Aspen Dynamics (Aspen Tech, 2009), a forma de alterar a pureza da corrente de *shelf* é através da variação da taxa de refluxo, e na instalação física da unidade de separação de ar existem diversas válvulas de bloqueio e de alívio no sistema.

Para a simulação da falha do controle da taxa de refluxo, alterando assim os parâmetros das correntes de saída da coluna inferior, foi realizada a tentativa de modificação da taxa de refluxo. Porém, tal variável só pode ser alterada na simulação estática através do *software* utilizado. Assim, com o objetivo de observar as possíveis variações no processo, o valor da taxa de refluxo foi alterado no modelo de simulação estática e importado para o modelo dinâmico, e então a simulação dinâmica foi realizada. Esse processo foi realizado diversas vezes, simulando uma seqüência de estados estabelecidos, e os resultados obtidos para cada taxa de refluxo foram reunidos para que fosse possível visualizar o comportamento do processo ao longo do tempo devido aos desvios inseridos.

Na tentativa de obter resultados devido ao desvio aplicado o mais próximo possível do comportamento real da planta, o aumento da taxa de refluxo foi realizado em etapas de acordo com a Tabela VII.1.

Tabela VII.1 – Aumento da Taxa de Refluxo

Intervalo de Tempo (h)	Taxa de Refluxo
0,00 – 5,00	1,34
5,01 – 10,00	1,35
10,01 – 15,00	1,36
15,01 – 20,00	1,37
20,01 – 25,00	1,38

As pressões das correntes de saída, assim como dos estágios da coluna de destilação se mantiveram praticamente constantes, com pequenas variações, de no máximo 1% em relação ao valor da pressão durante a operação normal da unidade. O mesmo aconteceu com as temperaturas, tanto das correntes de saída quanto dos estágios da coluna.

As frações molares foram as variáveis que apresentaram maior diferença quando comparadas ao valor de operação da planta. Para o

nitrogênio, o impacto foi insignificante, menos de 1% de variação da fração molar nas correntes de *shelf* e *kettle*. Já o argônio e o oxigênio na corrente de *shelf* apresentaram redução de 37 e 45%, respectivamente, das suas frações molares (Figuras VII.22 e VII.23).

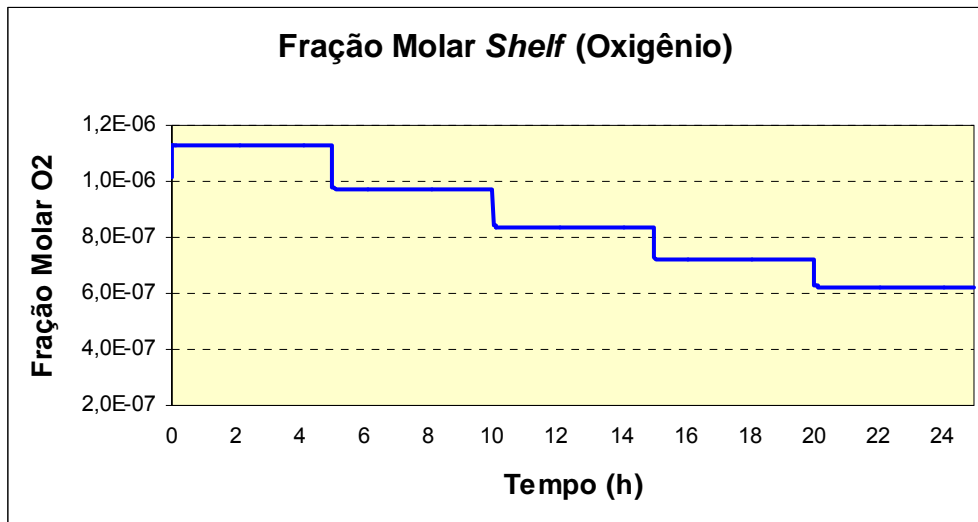


Figura VII.22: Variação da Fração Molar de Oxigênio na Linha de *Shelf* Devido ao Aumento da Taxa de Refluxo

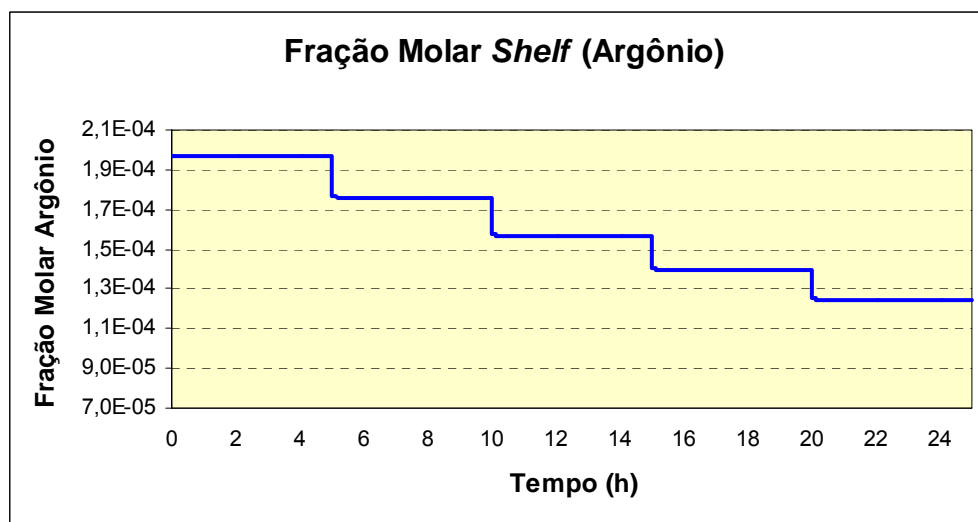


Figura VII.23: Variação da Fração Molar de Argônio na Linha de *Shelf* Devido ao Aumento da Taxa de Refluxo

Ainda na tentativa de observar as respostas aos desvios aplicados, a taxa de refluxo foi reduzida de acordo com a Tabela VII.2.

Tabela VII.2 – Diminuição da Taxa de Refluxo

Intervalo de Tempo (h)	Taxa de Refluxo
0,00 – 5,00	1,34
5,01 – 10,00	1,32
10,01 – 15,00	1,30
15,00 – 20,00	1,28
20,01 – 25,00	1,26

Assim como no aumento da taxa de refluxo, a alteração mais significativa verificada ao diminuir esta variável foi a redução das frações molares de oxigênio e argônio na corrente de *shelf*, em 71 e 63% respectivamente (Figuras VII.24 e VII.25).

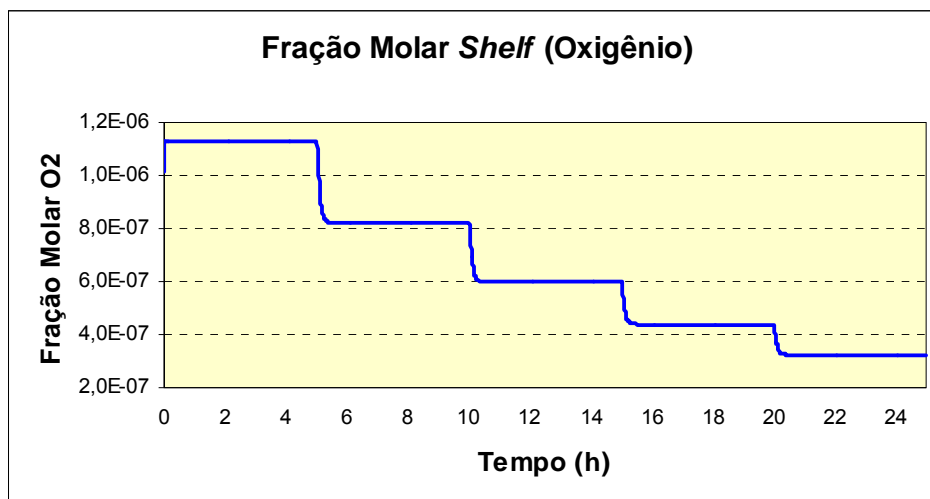


Figura VII.24: Variação da Fração Molar de Oxigênio na Linha de *Shelf* Devido à Diminuição da Taxa de Refluxo

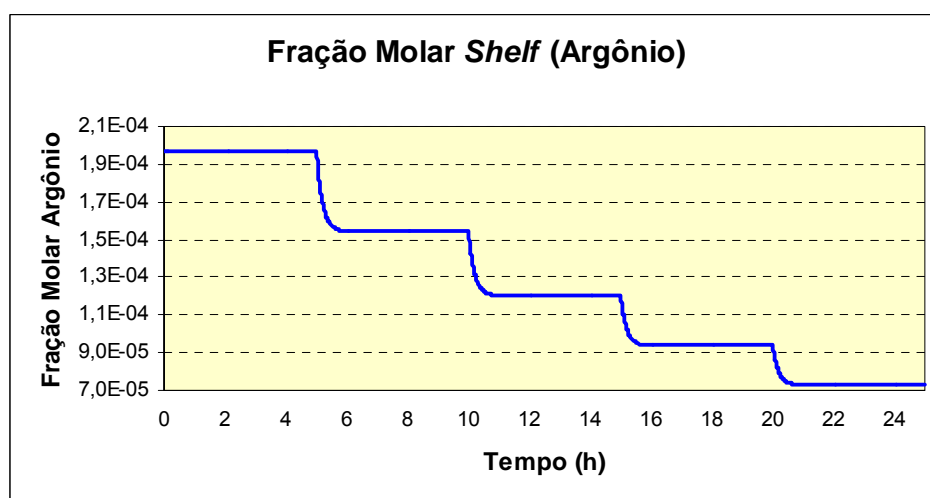


Figura VII.25: Variação da Fração Molar de Argônio na Linha de *Shelf* Devido à Diminuição da Taxa de Refluxo

Com a variação da taxa de refluxo, apresentada nesta seção, foi observada a redução das frações molares de oxigênio e argônio na corrente de *shelf*, tanto para o aumento quanto para a redução da variável em questão. Esse resultado é positivo, já que o objetivo é a maior quantidade possível de nitrogênio no topo da coluna (*shelf*), e oxigênio e argônio no fundo da coluna (*kettle*). Esta simulação não representa a dinâmica do processo ideal, já que foi realizada em etapas, em uma seqüência de estados estabelecidos, não transientes. Desta forma, deve-se observar o comportamento da planta como um todo, e verificar a possibilidade de alteração da taxa de refluxo para uma maior eficiência da unidade.

VII.6 ALTERAÇÃO DAS CONDIÇÕES AMBIENTAIS

VII.6.1 POLUIÇÃO ATMOSFÉRICA

Foi realizada a simulação com alta concentração de hidrocarbonetos na corrente de alimentação na tentativa de simular um aumento da poluição atmosférica. Foi inserido o componente metano na corrente de entrada, iniciando com a concentração zero ppm. Após cinco horas de simulação da planta em operação, a concentração de metano foi aumentada para 300 ppm, e a concentração dos outros componentes (nitrogênio, oxigênio e argônio) foi alterada proporcionalmente ao percentual inicial. Nas correntes de saída, a fração molar de metano identificada foi da ordem de 10^{-30} após dez horas de simulação com alimentação de metano na coluna de destilação inferior. Nesta simulação dinâmica não houve alteração na composição das correntes de saída, ou seja, não foi observado nenhum impacto nos resultados devido à inserção do novo componente (metano) na corrente de entrada, indicando o acúmulo de aproximadamente 3 lbmol/h do hidrocarboneto dentro da coluna de destilação.

O perigo dos hidrocarbonetos na coluna de destilação de uma planta de separação de ar é que ele congele dentro dos passes do trocador de calor, podendo resultar em sobrepessão do equipamento. Em caso de contínua alimentação de hidrocarbonetos, o entupimento causa o acúmulo dos mesmos,

que em alta concentração e em contato com oxigênio líquido, pode resultar em combustão do material, como no acidente ocorrido na Malásia, em 1997, como descrito na seção III.2.

Normalmente, as unidades de separação de ar, como a analisada neste trabalho, possuem analisadores de hidrocarboneto na coluna de destilação para que em caso de alta concentração, o material seja identificado, e o processo corrigido ou parado antes da ocorrência de um evento significativo, como uma explosão. No caso da planta analisada, é importante a verificação dos controles existentes a fim de garantir que serão capazes de identificar adequadamente o acúmulo do material na coluna de destilação, evitando a ocorrência de um evento indesejável.

VII.6.2 INCÊNDIO EXTERNO

Na tentativa de simular um incêndio, para que qualquer alteração fosse identificada, foi necessária a alteração do modelo na forma estática, permitindo a troca térmica da coluna com o ambiente externo.

No modelo estático utilizado no Aspen foi permitida a troca de calor com o ambiente, onde foram utilizados os valores padrões do aplicativo de capacidade calorífica específica e coeficiente de transferência de calor com o ambiente. O novo modelo do Aspen estático foi exportado para o Aspen Dinâmico, e a simulação foi realizada nas primeiras cinco horas com temperatura ambiente igual a 10° C. Após esse período, a temperatura foi aumentada para 100°C, 200°C e por fim 300°C a cada cinco horas. Foi observada a redução de apenas 0,03% na carga térmica do condensador ao final das 20 horas de simulação, como pode ser observado na Figura VII.26, indicando uma necessidade de resfriamento um pouco maior, compatível com o desvio aplicado, para a condensação do fluido no topo da coluna.

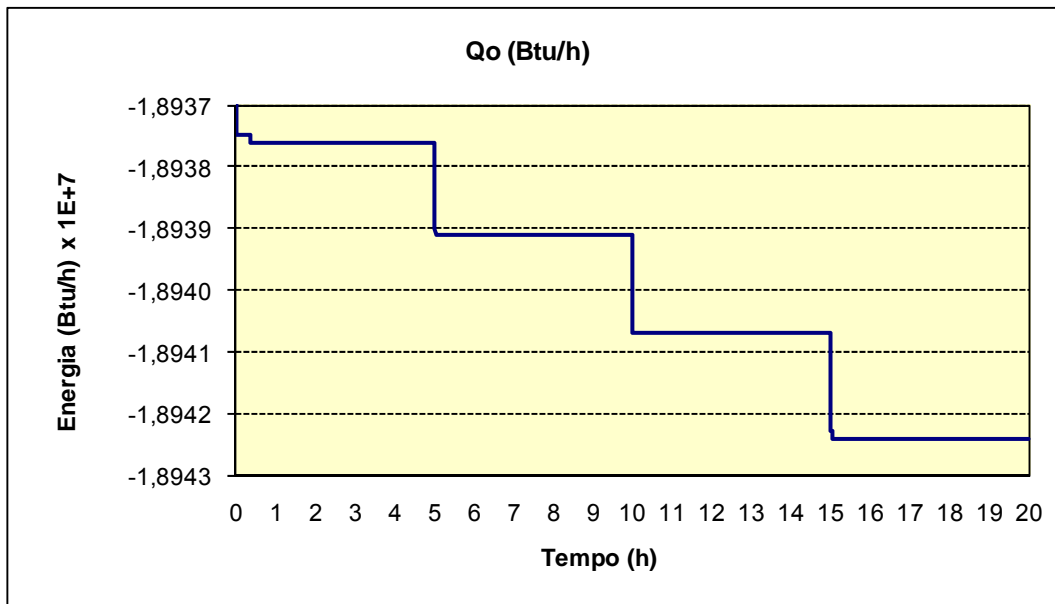


Figura VII.26: Variação da Carga Térmica do Condensador Devido ao Aumento da Temperatura Externa

VII.7 AUMENTO DAS TEMPERATURAS DE F1 E F2

Em caso de falha no trocador de calor primário, identificado como equipamento 7 na Figura II.2, isolamento inadequado das tubulações das correntes alimentadas na coluna inferior, entre outros fatores, as temperaturas das correntes F1 e F2 podem ser aumentadas. Para a simulação de tal cenário, após cinco horas de operação normal, sem a permissão de troca de calor com o ambiente externo, as temperaturas das correntes de alimentação foram aumentadas em 20% com relação ao valor inicial.

Ao exportar a simulação para o modelo dinâmico, o próprio aplicativo Aspen Dinâmico insere controles de pressão e nível no condensador, além do controle de nível no fundo da coluna. Para que fosse possível a observação da resposta dinâmica do processo, sem a atuação de controles, possibilitando a observação inclusive do aumento da pressão na coluna e das correntes de saída, os controles inseridos pelo aplicativo foram modificados. Não é possível a remoção completa dos controladores, mas foi possível a manipulação dos mesmos de forma que o controle fosse desprezível. Caso essa modificação não fosse realizada, a carga térmica do condensador seria manipulada para garantir a pressão requerida pelo sistema. As respostas ao aumento da

temperatura das correntes de alimentação podem ser observadas nas figuras VII.27 a VII.33.

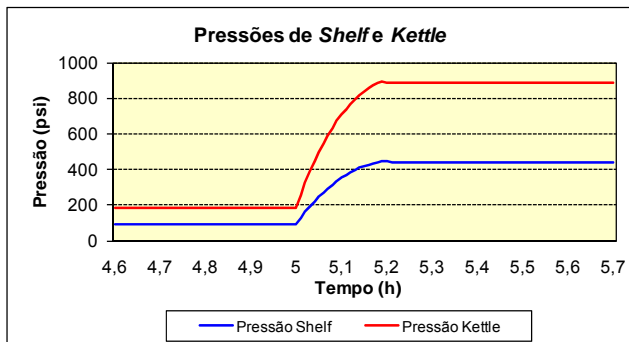


Figura VII.27: Variação das Pressões de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

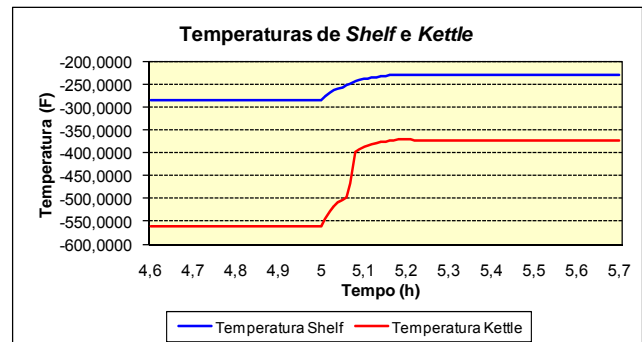


Figura VII.28: Variação das Temperaturas de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

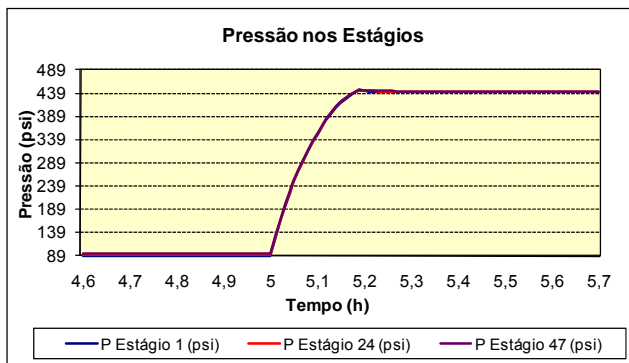


Figura VII.29: Variação das Pressões nos Estágios da Coluna Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

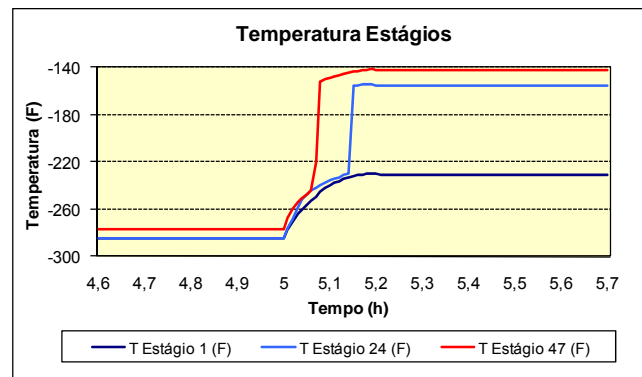


Figura VII.30: Variação das Temperaturas nos Estágios da Coluna Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

Nas Figuras VII.27 a VII.30, observa-se que as temperaturas e pressões aumentaram tanto dentro da coluna de destilação (nos estágios) quanto nas correntes de saída da coluna (*shelf* e *kettle*), como esperado. Porém, a máxima pressão de operação permitida dentro da coluna é 115 psi, com perigo de ruptura do equipamento, e a pressão atingida pela simulação dinâmica em caso de aumento da temperatura das correntes de alimentação foi de aproximadamente 450 psi, perigo não identificado no HazOp tradicional. É necessária a verificação do dimensionamento da válvula de segurança existente da coluna, garantindo que a mesma será capaz de aliviar toda a pressão na coluna, sem danos a sua estrutura.

Além disso, o aumento da temperatura e da pressão das correntes de saída da coluna resultaria em ineficiência do processo devido à alta temperatura de alimentação no condensador principal (trocador de calor localizado entre as colunas de destilação inferior e superior) e na coluna superior, além da sobrepressão nestes equipamentos. O dimensionamento das válvulas de segurança do condensador principal e da coluna superior também deve ser verificado a fim de confirmar a possibilidade de alívio da máxima pressão à qual o sistema pode estar submetido.

As composições das correntes de saída também sofrem alterações em caso de aumento da temperatura das correntes de entrada, como pode ser observado nas Figuras VII.31, VII.32 e VII.33.

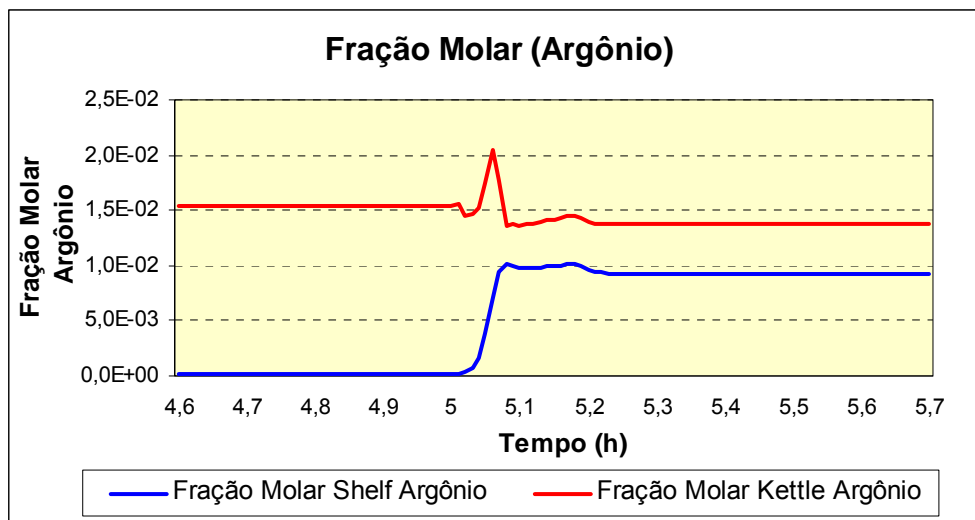


Figura VII.31: Variação das Frações Molares de Argônio nas Correntes de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

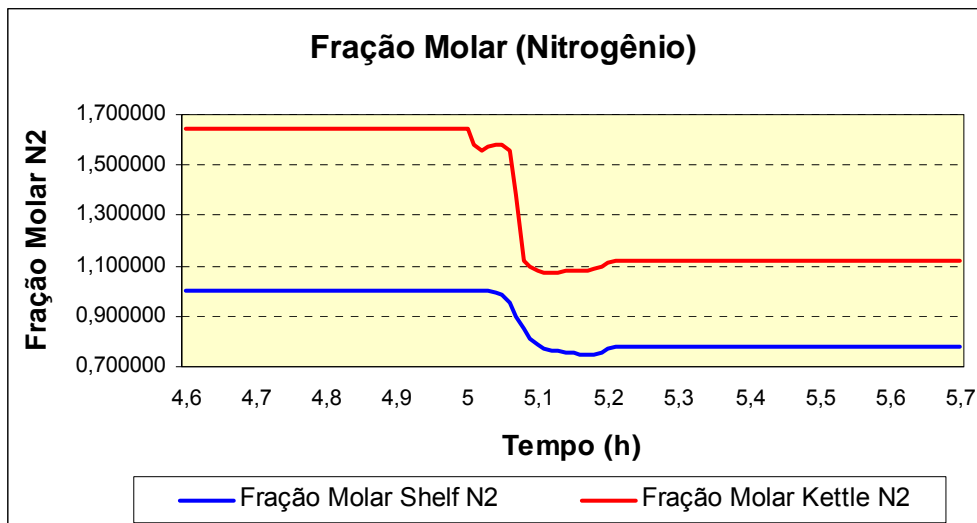


Figura VII.32: Variação das Frações Molares de Nitrogênio nas Correntes de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

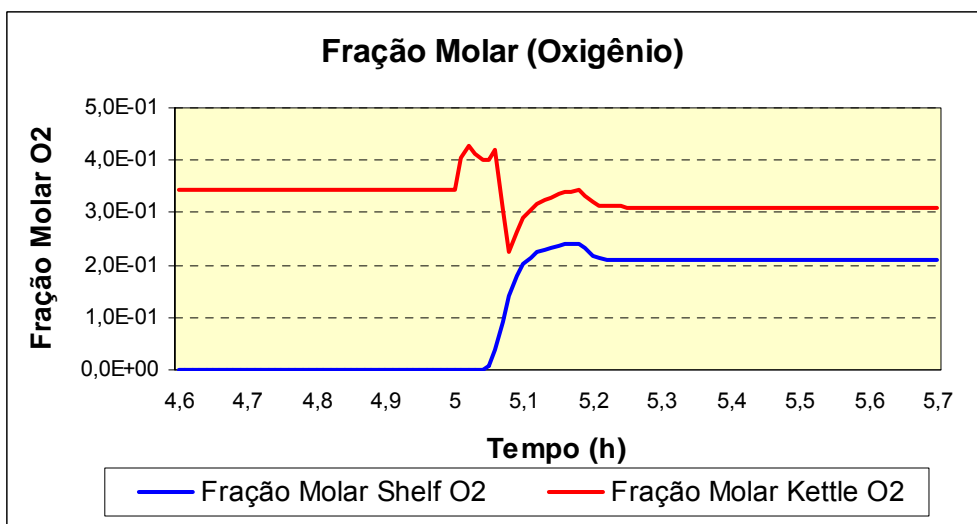


Figura VII.33: Variação das Frações Molares de Oxigênio nas Correntes de *Shelf* e *Kettle* Devido ao Aumento das Temperaturas das Correntes de Entrada

As frações molares de argônio e oxigênio aumentaram significativamente na corrente de *shelf* (mais de 1000% de aumento), e reduziram na corrente de *kettle* consequentemente. Já a fração molar de nitrogênio, diminuiu na corrente de *shelf* e aumentou na corrente de *kettle*, já que as temperaturas e pressões das correntes de saída aumentaram.

CAPÍTULO VIII

CONCLUSÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Como é de interesse deste trabalho, os resultados dos desvios para avaliar o desempenho do processo são reproduções dos encontrados no processo real, assumindo que a simulação utilizada seja capaz de gerar dados da planta real. As conclusões são, portanto, para as condições aplicadas no processo.

VIII.1 ANÁLISE DOS RESULTADOS

Apesar das dificuldades encontradas na manipulação do *software* Aspen Dynamics, uma vez que o modelo original estava ambientado no Hysys, alguns perigos e problemas operacionais puderam ser identificados. O objetivo do HazOp, seja o tradicional ou o dinâmico proposto neste trabalho, é identificar não somente possíveis perigos como também problemas operacionais.

O HazOp tradicional não identificou nenhuma causa para o perigo de alta/baixa vazão na coluna inferior. Durante a simulação dinâmica, foi observado que o aumento da pressão de uma das correntes da alimentação da coluna levaria ao aumento da vazão de *kettle*, e diminuição da vazão de *shelf*. Além disso, outro perigo não identificado no HazOp tradicional foi o aumento da pressão na coluna inferior devido ao aumento da temperatura das correntes de alimentação, mostrando a importância da técnica avaliada.

Nas simulações dinâmicas, os resultados observados no aumento da pressão de F2 com o aumento da pressão de fundo e de topo da coluna (seção VII.2) e no aumento das temperaturas das correntes F1 e F2 (seção VII.7) exigem a verificação do dimensionamento das válvulas de alívio dos equipamentos, a fim de garantir que serão capazes de aliviar a máxima pressão à qual o sistema poderá estar submetido. Além disso, a inserção de hidrocarbonetos nas correntes de alimentação da coluna inferior (VII.6a), simulando um aumento da poluição atmosférica, requer uma reavaliação dos

analisadores de hidrocarbonetos existentes na unidade (localização do analisador e valor ajustado para atuação de alarme). Os resultados observados ao simular a inserção de uma válvula de bloqueio na corrente de *shelf* (seção VII.4) e durante simulação da variação da taxa de refluxo (seção VII.5) também requerem reavaliação dos controles existentes na planta.

Apesar do estudo de caso realizado envolver o estudo apenas da coluna de destilação inferior da planta de separação de ar e não a unidade completa, foram observados resultados relevantes. Foi comprovada a necessidade de todas as proteções contempladas no projeto do equipamento, como analisador de hidrocarbonetos, controles de nível e válvulas de alívio, porém, foi observada a necessidade de reavaliação de alguns controles existentes, como indicado no Capítulo VII.

VIII.2 MODELO UTILIZADO

Não foi possível a simulação dinâmica de toda a planta, como ideal, já que não foi possível adquirir a licença para utilização do *software* dinâmico para o modelo de simulação existente em Hysys. Devido à pouca experiência com simulações e utilização do *software* Aspen Dynamics, utilizado para o desenvolvimento desta dissertação, não foi possível a adequação de toda a planta de separação de ar para o modelo dinâmico em Aspen. A simulação dinâmica do processo completo certamente traria resultados mais significativos para esse estudo, mostrando as possíveis deficiências existentes na avaliação do HazOp tradicional, como comprovados nos estudos anteriores apresentados no capítulo V.

VIII.3 INTEGRAÇÃO COM A ANÁLISE DE RISCOS

As análises de perigo semi-quantitativas e as análises de risco têm sido cada vez mais utilizadas para ajudar as equipes na tomada de decisão sobre a segurança das salvaguardas existentes ou necessidade de recomendações de controles adicionais. Essas análises normalmente são feitas apenas para os cenários com conseqüências mais severas.

Crowl (2001) admite que a segurança de um processo está baseada em múltiplas camadas de proteção, como sistemas de controle, características do processo, alarmes, intertravamentos, plano de emergência, entre outros. Em contrapartida, Hollnagel (2008) argumenta que as proteções são efetivas apenas contra perigos conhecidos, prevenindo a ocorrência de eventos indesejáveis e mitigando suas conseqüências. “É importante enxergar à frente, identificando novos perigos potenciais e projetando proteções contra eles.” (Hollnagel, 2008, p. 229).

A análise de riscos é uma avaliação numérica, e o resultado deve ser comparado com os critérios de risco aceitáveis pela companhia, cliente e/ou órgão ambiental local. É um auxílio na tomada de decisão sobre a aceitabilidade ou não das condições apresentadas no projeto (Crowl, 2001)

A integração da técnica de HazOp dinâmico com uma das técnicas de análise de riscos pode gerar resultados bastante significativos, já que unirá os dados estatísticos de falha (encontrados na literatura e/ou históricos) com os resultados de uma simulação mais próxima da realidade de uma planta do que a simulação estática, como é feito na maioria dos casos.

VIII.4 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Dessa forma, a partir da experiência adquirida neste trabalho, os seguintes trabalhos futuros são sugeridos:

1. Avaliação dos resultados obtidos com o HazOp dinâmico através da simulação de uma planta completa de separação de ar, observando as variações ocorridas nos diferentes equipamentos devido aos desvios inseridos no processo. É possível que durante a simulação da planta completa, com todos os equipamentos, seja identificada alguma proteção em excesso, ou superdimensionada, podendo haver redução de custo na instalação da unidade.
2. Verificação do impacto no processo da variação das condições ambientais durante a simulação dinâmica. Avaliar se é possível inserir desvio no Aspen Dynamics ou se outro *software* seria mais adequado para o estudo a

ser realizado. Avaliação dos resultados ao simular, por exemplo, um possível incêndio externo, explosões, efeito dominó, etc.

3. Na realização do estudo da planta completa, o HazOp tradicional utilizado como base provavelmente será extenso. Para evitar falhas na identificação de conseqüências catastróficas e severas, sugere-se a criação de um roteiro em um software, associado ao HazOp tradicional, para identificação dos desvios a serem analisados durante a simulação dinâmica do processo.
4. Em busca de um avanço do método do HazOp dinâmico, realizar a integração deste com a metodologia de análise de riscos “LOPA”(*Layer of Protection Analysis*) (CCPS, 2001).
5. Análise financeira das vantagens e desvantagens da realização do HazOp dinâmico combinado com o método tradicional de HazOp.

Referências Bibliográficas

Abbasi, T.; Abbasi, S. A. The boiling liquid expanding vapour explosion (BLEVE): Mechanism, consequence assessment, management, *Journal of Hazardous Materials*, v. 141, p. 489-519, 2007.

Aftalion, F. *A History of the International Chemical Industry*, 2ª Edição, Philadelphia: Chemical Heritage Press, 2001.

Aga/Linde. Disponível em www.aga.com.br. Acesso em: 24 set. 2008.

Air Liquide. Disponível em www.airliquide.com. Acesso em: 18 set. 2008.

Air Products. Disponível em www.airproducts.com. Acesso em 18 set. 2008.

Aspen Tech. Disponível em www.aspentech.com/core/. Acesso em 24 out. 2009.

Atherton, J.; Gil, F. *Incidents that Define Process Safety*, 1ª Edição, John Wiley & Sons, 2008.

Baybutt, P.; Agraz-Boeneker, R. A comparison of the Hazard and Operability (HazOp) study with Major Hazard Analysis (MHA): a more efficient and effective Process Hazard Analysis (PHA) method. Disponível em http://www.primatech.com/info/paper_comparison_of_hazop_with_mha.pdf. Acesso em: 20 out. 2008.

Can, U. *et al.* Simulation and Experimental Analysis of Operational Failures in a Distillation Column, *Separation and Purification Technology*, v. 29, p. 163-170, 2002.

CCPS (Center for Chemical Process Safety). *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*, 2ª Edição, New York: AIChE, 2000.

CCPS (Center for Chemical Process Safety). *Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, With Worked Examples*, 2ª Edição, New York: Wiley – AIChE, 1992.

CCPS (Center for Chemical Process Safety). *Layer of Protection Analysis – Simplified Process Risk Assessment*, 1ª Edição, New York: AIChE, 2001.

Crowl, D. A.; Louvar, J. F. *Chemical Process Safety – Fundamentals with Applications*, 2ª Edição, Prentice Hall PTR, 2001.

Denoke, G., The Linde Group. Growing Together. In: Linde Conference Presentation, 2007. Disponível em [http://www.linde.com/international/web/linde/like35lindecom.nsf/repositorybyalias/pdf_cheuvreux_ppt_jan07/\\$file/pdf_cheuvreux_pres_jan07.pdf](http://www.linde.com/international/web/linde/like35lindecom.nsf/repositorybyalias/pdf_cheuvreux_ppt_jan07/$file/pdf_cheuvreux_pres_jan07.pdf). Acesso em: 16 set. 2008.

Eizenberg S.; Shacham, M.; Brauner, N. Combining HAZOP with Dynamic Simulation – Applications for Safety Education, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, v. 19, p. 754-761, 2006a.

Eizenberg S.; Shacham, M.; Brauner, N. Combining HAZOP with Dynamic Process Model Development for Safety Analysis, *Computer Aided Chemical Engineering*, v. 21, Parte 1, p. 389-394, 2006b.

EIGA (European Industrial Gases Association), *Fire Hazards of Oxygen and Oxygen Enriched Atmospheres*, 2004. Disponível em <http://www.eiga.org/pdf/Doc%2004%2000%20E.pdf>. Acesso em: 08 nov. 2008.

Gregson, M. Review of Oxygen Incidents 1990-1995, HSE (Health and Safety Executive), 2003. Disponível em <http://www.hse.gov.uk/foi/internalops/hid/din/515.pdf>. Acesso em: 08 nov. 2008.

Gomez, M.R.; Casper, S.; Smith, E.A. The CSB Incident Screening Database – Description, Summary Statistics and Uses, *Journal of Hazardous Materials*, v. 159, p. 119-129, 2008.

Hardeveld, R. M. *et al.* Investigation of an Air Separation Unit Explosion, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, v. 14, p. 167-180, 2001.

Honeywell. Disponível em <http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/en-US/Products/OperationsApplications/simulation/DynamicEngineeringStudies/default.htm>. Acesso em 24 out. 2009.

Hollnagel, E. Risk + barriers = safety?, *Safety Science*, v. 46, p. 221-229, 2008.

Joseph, G.; Kaszniak, M.; Long, L. Lessons After Bhopal: CSB a catalyst for change, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, v. 18, p. 537-548, 2005.

Khan, F. I.; Abbasi, S. A. Major Accidents in Process Industries and an Analysis of Causes and Consequences, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, v. 12, p. 361-378, 1999.

Khan, F.I., Rani, J.D., Abbasi, S.A. Accident Simulation as a Tool for Assessing and Controlling Environmental Risks in Chemical Process Industries: A Case Study, *Korean Journal Chem. Engineering*, 15(2), p. 124-135, 1998.

King, R.; Hirst, R. *King's Safety in the Process Industries*, 2ª Edição, Londres, 1998.

Kletz, T. A. Accidents Investigation: Keep Asking “Why”, *Journal of Hazardous Materials*, v. 130, p. 69-75, 2006.

Kletz, T. A. *What Went Wrong? – Case Histories of Process Plant Disasters*, 4ª Edição, Gulf Professional Publishing, 1998.

Lautkaski, R. Investigation of a Large Industrial Oxygen Valve Fire, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, v. 21, p. 466-471, 2008.

Lees, F.P. *Lees' Loss Prevention in the Process Industries*, 3ª Edição, Sam Mannan, 2005.

Linde. Disponível em www.linde.com. Acesso em: 18 set. 2008.

Lundberg, J.; Rollenhagen, C.; Hollnagel, E. What-You-Look-For-Is-What-You-Find – The consequences of underlying accident models in eight accident investigation manuals, *Safety Science*, v. 47, p. 1297-1311, 2009.

Marsh Risk Consulting. *Large Property Damage Losses in the Hydrocarbon-Chemical Industries: A Thirty-Year Review*, J&H Marsh & McLennan Inc., 1998 *apud* Crowl, D. A.; Louvar, J. F. *Chemical Process Safety – Fundamentals with Applications*, 2ª Edição, Prentice Hall PTR, 2001.

Messer Group. Disponível em www.messergroup.com. Acesso em: 24 set. 2008.

Patent Storm. Disponível em www.patentstorm.us/patents/5205351/description.html. Acesso em 24 out. 2009.

Perry, R. H.; Green, D. W.; Maloney, J. O. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7ª Edição, McGraw Hill, 1998.

Praxair. Disponível em www.praxair.com. Acesso em: 16 set. 2008.

Process System Enterprise. Disponível em www.psenterprise.com/gproms/index.html. Acesso em 24 out. 2009.

Ramzan, N.; Compart, F.; Witt, W. Methodology for the Generation and Evaluation of Safety System Alternatives Based on Extended HazOp, *AIChE J., Process Safety Progress*, v. 26 (1), p. 35-42, 2007a.

Ramzan, N.; Compart, F.; Witt, W. Application of Extended Hazop and Event-Tree Analysis for Investigating Operational Failures and Safety Optimization of Distillation Column Unit, *AIChE J., Process Safety Progress*, v. 26 (3), p. 248-257, 2007b.

Rase, H.F.; Barrow, M.H. *Project Engineering of Process Plants*, John Wiley & Sons, p. 632-649, 1968.

Robens, Lord (chrnm). *Safety and Health at Work*. Cmnd 5034, London: HM Stationery Office), 1972 *apud* Lees, F.P. *Lees' Loss Prevention in the Process Industries*, 3ª Edição, Sam Mannan, 2005.

Shreve, R. N.; Brink Jr., J. A. *Indústrias de Processos Químicos*, 4ª Edição, Guanabara Dois, 1977.

Singh, M.P.; Ghosh, S. Bhopal Gas Tragedy: Model Simulation of the Dispersion Scenario, *Journal of Hazardous Materials*, 17 (1), 1, 1987 *apud* Lees, F.P. *Lees' Loss Prevention in the Process Industries*, 3^a Edição, Sam Mannan, 2005.

Srinivasa, R. *et al.* Integrating Knowledge – Based and Mathematical Programming Approaches for Process Safety Verification, *Computers Chemical Engineering*, v. 21, Suppl., p. S905-S910, 1997.

U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board, Hazards of Nitrogen Asphyxiation, *Safety Bulletin 2003-10-B*, Julho de 2003.

White Martins. Disponível em www.whitemartins.com.br. Acesso em: 18 set. 2008.

APÊNDICE A – HAZOP TRADICIONAL BASE

HazOp tradicional utilizado como base para este estudo.

Localização:		América do Sul							
Sistema:		Planta de Separação de Ar							
Nó (Nr. e Nome):		08 - Coluna Inferior							
Descrição:		N2 Líquido como refluxo na coluna superior							
No.	Desvio	Causas	Consequências	S	Indicação/Proteção	F	R	Ações / Recomendações	
8-1	Sem Fluxo	Falha fechada da válvula automática na linha de transferência de shelf da coluna inferior para superior; - Perda de pressão diferencial entre as colunas inferior e superior; - Falha no controlador de fluxo de transferência de shelf da coluna inferior para superior	- Baixo refluxo para a coluna superior; - Perda de pureza; - Baixo nível na coluna superior;	5 - Negligenciável	Indicação da vazão de shelf; analisador da pureza do oxigênio produto; indicação, alarme e corte por nível baixo no condensador principal; indicação e alarme de pressão alta	3 - Ocasional	4 - Aceitável		

Localização:		América do Sul							
Sistema:		Planta de Separação de Ar							
Nó (Nr. e Nome):		08 - Coluna Inferior							
Descrição:		N2 Líquido como refluxo na coluna superior							
No.	Desvio	Causas	Consequências	S	Indicação/Proteção	F	R	Ações / Recomendações	
8-2	Baixo Fluxo	- Válvula automática na linha de transferência de shelf da coluna inferior para superior falha parcialmente fechada; - Sinal indevido no controlador de fluxo de transferência de shelf da coluna inferior para superior	Idem 8-1						
8-3	Alto Fluxo	- Válvula automática na linha de transferência de shelf da coluna inferior para superior travar aberta; - Falha no controlador de fluxo de transferência de shelf da coluna inferior para superior	- Perda de pureza; - Nível alto na coluna superior; - Baixa pressão na coluna inferior	5 - Negligenciável	Indicação da vazão de shelf; analisador da pureza do oxigênio produto; indicação, alarme e corte por nível baixo no condensador principal; indicação e alarme de pressão baixa na coluna inferior	3 - Ocasional	4 - Aceitável		

Localização:		América do Sul							
Sistema:		Planta de Separação de Ar							
Nó (Nr. e Nome):		08 - Coluna Inferior							
Descrição:		N2 Líquido como refluxo na coluna superior							
No.	Desvio	Causas	Consequências	S	Indicação/Proteção	F	R	Ações / Recomendações	
8-4	Fluxo Mal Direcionado	Válvula de alívio de pressão da coluna inferior travada aberta, e consequente perda de pressão diferencial entre as colunas inferior e superior	- Redução na transferência de shelf; - Perda de pureza; - Baixo nível na coluna superior	5 - Negligenciável	Idem 8-1	3 - Ocasional	4 - Aceitável		
8-5	Fluxo Mal Direcionado	- Válvulas de dreno abertas; - Válvula manual excessivamente aberta; - Válvula automática de vent da coluna superior trava aberta	- Perda de pureza; - Redução na transferência de shelf; - Nível baixo na coluna superior; - Baixa temperatura no header de dreno; - Nível alto no tanque de N2	5 - Negligenciável	Indicação, alarme e corte por baixa temperatura no header de dreno; analisador de pureza do oxigênio produto; indicação, alarme e corte por baixo nível na coluna superior; indicação e alarme de alta pressão; indicação e alarme de nível alto no tanque de N2, indicação e alarme de alta pressão no tanque de N2, válvulas de alívio de pressão no tanque de N2	3 - Ocasional	4 - Aceitável		
8-6	Baixa Temperatura	Nenhuma consequência significativa							

Localização:		América do Sul							
Sistema:		Planta de Separação de Ar							
Nó (Nr. e Nome):		08 - Coluna Inferior							
Descrição:		N2 Líquido como refluxo na coluna superior							
No.	Desvio	Causas	Consequências	S	Indicação/Proteção	F	R	Ações / Recomendações	
8-7	Alta Temperatura	- Temperatura excessiva (com relação ao projeto) durante degelo; - Alto ΔT durante degelo	- Falha mecânica; - Stress térmico da tubulação de shelf e possível trinca da tubulação; - Possível vazamento de líquido criogênico com possível trinca do cold box	3 - Moderada	I: Indicação visual no costado externo do cold box P: -	3 - Ocasional	4 - Aceitável		
8-8	Baixa Pressão	Ver Sem/Baixo Fluxo e Fluxo Mal Direcionado							
8-9	Alta Pressão	- Válvula automática na linha de transferência de shelf da coluna inferior para superior falha fechada; - Falha no controlador de fluxo de transferência de shelf da coluna inferior para superior	Idem 8-1						

Localização:		América do Sul							
Sistema:		Planta de Separação de Ar							
Nó (Nr. e Nome):		08 - Coluna Inferior							
Descrição:		N2 Líquido como refluxo na coluna superior							
No.	Desvio	Causas	Consequências	S	Indicação/Proteção	F	R	Ações / Recomendações	
8-10	Alta Pressão	- Válvula automática de vent falha fechada; - Falha no controlador de pressão	Sobrepessão na coluna superior	4 - Desprezível	Indicação e alarme de alta pressão na coluna superior, surge do compressor; Disco de ruptura na coluna superior; válvula automática de vent na coluna superior; válvula automática de controle de fluxo para a coluna superior	3 - Ocasional	4 - Aceitável		
			Possível ruptura da coluna superior	1 - Catastrófica		5 - Improvável	4 - Aceitável		
8-11	Alta Concentração de Contaminantes	Header de dreno pressurizado	Pequena redução da eficiência do processo	5 - Negligenciável	I: - P: Header de dreno alimenta FADV despressurizando a linha	4 - Remota	4 - Aceitável		
8-12	Desvio na Partida	Nenhuma consequência significativa							
8-13	Desvio na Parada	Nenhuma consequência significativa							
8-14	Desvio na Manutenção	Nenhuma consequência significativa							

APÊNDICE B – CATEGORIAS DE SEVERIDADE E FREQUÊNCIA

Categorias de Frequência

Categoria	Frequência de Ocorrência do Evento
1 - Freqüente	1 vez em 1 ano (possível de ocorrer freqüentemente)
2 - Provável	1 vez em 5 anos (possível de ocorrer sob circunstâncias normais)
3 - Ocasional	1 vez em 15 anos (possível de ocorrer sob circunstâncias não usuais)
4 - Remota	1 vez em 30 anos (possível de ocorrer durante a vida útil da planta)
5 - Improvável	1 vez em 100 anos (possível, mas não provável de ocorrer durante a vida útil da planta)

Categorias de Severidade

Categoria	Interno (Funcionários)	Externo (Comunidade)	Vizinhança
1 - Catastrófica	Fatalidade	Lesões múltiplas e possíveis fatalidades	Grande impacto ambiental com significativa responsabilidade / ordenação de custos
2 - Severa	Registrável / Perda de um dia de trabalho devido a ferimentos	Pequenos ferimentos	Contaminação de lençol d'água, solo e rede de esgoto pública
3 - Moderada	Pequenos ferimentos	Possível impacto público (por exemplo, evacuação)	Pequeno vazamento resultando em violação permitida
4 - Desprezível	Sem ferimentos, pequenos danos a propriedade / equipamentos	Sem impacto público	Sem impacto ambiental
5 - Negligenciável	Problema operacional recuperável	Não aplicável	Não aplicável