



## **PROGRAMA EQ-ANP**

**Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria  
do Petróleo e Gás Natural**



**Proposição de um Sistema de Alarmes Baseado  
em Estudos de Hazop para uma Planta de  
Polietileno**

**Beatriz Solé Bicaco**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

**Prof. Carlos André Vaz Junior, D.Sc.**

**Prof. Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.**

**Agosto de 2013**

# Proposição de um Sistema de Alarmes Baseado em Estudos de Hazop para uma Planta de Polietileno

**Beatriz Solé Bicaco**

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheira Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Petroquímica.

Aprovado por:

---

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc.

---

Thiago de Sá Feital, D.Sc.

---

Simone de Carvalho Miyoshi, M.Sc.

Orientado por:

---

Carlos André Vaz Junior, D.Sc.

---

Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Agosto de 2013

Bicaco, Beatriz Solé.

Proposição de um Sistema de Alarmes Baseado em Estudos de Hazop para uma Planta de Polietileno/ Beatriz Solé Bicaco. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2013.

xi, 82 p.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2013.

Orientadores: Carlos André Vaz Junior e Maurício Bezerra de Souza Jr.

1. Alarmes. 2. Hazop. 3. Polietileno. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Carlos André Vaz Junior, Maurício Bezerra de Souza Jr.

## Dedicatória

Dedico este projeto final a minha família, principalmente aos meus avós que não puderam acompanhar esta jornada até o fim, e aos melhores amigos do mundo, os meus.

## Citação

“A felicidade não se resume na ausência de problemas, mas sim na sua capacidade de lidar com eles.”

Albert Einstein

## AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais pelo apoio e confiança durante todos esses anos. Especialmente a minha mãe, que teve muita paciência nos momentos finais de muito trabalho e estresse.

Agradeço aos meus queridos amigos por sempre estarem ao meu lado, em qualquer situação, nos momentos bons e nos ruins também. Aos que moraram comigo (“Malaiara” e Juninho) um agradecimento especial, estes se tornaram irmãos.

Agradeço ao Vitor, por enfrentar todas as crises junto comigo e por ser meu consultor de segurança de processos, sem ele este trabalho não teria sido concretizado.

Gostaria também, de agradecer aos meus orientadores Carlos André Vaz Junior e Maurício Bezerra de Souza Jr., pela ajuda nos momentos decisivos, pelas dúvidas esclarecidas e por fazerem o projeto dar certo. Do mesmo modo, agradeço a professora Andrea Valdman pelo tempo despendido e pela colaboração no trabalho desenvolvido.

Agradeço aos companheiros dos laboratórios de iniciação científica e das empresas onde fiz estágio pelos ensinamentos e por todos os conhecimentos passados. Em especial, agradeço a professora Helen Ferraz, fundamental em minha jornada acadêmica.

Ao apoio financeiro da **Agência Nacional do Petróleo** – ANP – e da **Financiadora de Estudos e Projetos** – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao **PRH 13**, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheira Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Petroquímica.

## **Proposição de um Sistema de Alarmes Baseado em Estudos de Hazop para uma Planta de Polietileno**

Beatriz Solé Bicaco  
Agosto, 2013

Orientadores: Prof. Carlos André Vaz Junior, D.Sc.  
Prof. Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

O avanço nos sistemas de controle distribuído e de controle preditivo baseado em modelos trouxe benefícios econômicos significativos para diversos segmentos industriais. Porém, juntamente com o crescimento e desenvolvimento do setor de automação industrial, cresceu também o número de alarmes configurados nos sistemas supervisórios, muitas vezes sem seguir uma estratégia de criação. Considerando ainda o crescimento no consumo de materiais produzidos a partir de polímeros, sendo o polietileno um dos mais utilizados, vários estudos vêm sendo promovidos a fim de otimizar a produção neste setor. No presente projeto, foi realizado um estudo de perigos e operabilidade (HAZOP) da seção de reação de uma planta de polietileno, processo UNIPOL, onde foram identificados pontos críticos, de vulnerabilidade. A análise destes pontos de vulnerabilidade para a segurança do processo permitiu com que fossem alocados dispositivos que pudessem auxiliar no monitoramento das variáveis-chaves do processo estudado. Com isso, uma rede de alarmes foi sugerida para assegurar a integridade física do processo.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Petrochemical.

## **Proposition of an Alarm System Based on Hazop Studies for a Polyethylene Plant**

Beatriz Solé Bicaco

August, 2013

Supervisors: Prof. Carlos André Vaz Junior, D.Sc.

Prof. Mauricio Bezerra de Souza Jr., D.Sc.

The advances in distributed control systems and model predictive control systems brought significant economic benefits to several industrial sectors. However, with the growth and development of industrial automation, the number of configured alarms in supervisory systems also increased, often without following a strategy of creation. On the other hand, the growth in the consumption of materials made from polymers has stimulated the development of studies aiming their production optimization. This project focus on the production of polyethylene, as this is one of the most used polymers. A Hazard and Operability (HAZOP) study for the reaction section of a polyethylene factory, UNIPOL process, was realized and several critical vulnerability points were identified. The analysis of those points through a process safety point of view guided the allocation of devices that could help in the monitoring of the key variables of the process. An alarm network has been suggested as a security layer in order to maintain the physical integrity of the process.



# Índice

<b>1. Motivação e Objetivos.....</b>	<b>1</b>
1.1. Objetivo .....	3
1.2. Metodologia .....	2
1.3. Organização.....	4
<b>2. Revisão Bibliográfica.....</b>	<b>5</b>
2.1. Automação Industrial .....	5
2.2. Sistema de Alarmes .....	8
2.2.1 Acidentes na Indústria .....	11
2.3. Petroquímica.....	15
2.3.1 Histórico.....	17
2.3.2.Mercado.....	19
<b>3. Processo Estudado.....</b>	<b>21</b>
3.1. Polietileno.....	21
3.2. Polimerização.....	24
3.3. Fluxograma Detalhado do Processo UNIPOL PE .....	33
<b>4. Análise de Risco.....</b>	<b>38</b>
4.1. Técnicas de Análise de Risco .....	39
4.2. HAZOP.....	42
<b>5. Posicionamento da Rede de Alarmes.....</b>	<b>46</b>
5.1. HAZOP.....	46
5.2. Posicionamento dos Dispositivos.....	71
<b>6. Conclusão e Propostas Futuras .....</b>	<b>73</b>
6.1. Conclusão .....	73
6.2. Propostas Futuras.....	73
<b>7. Referências Bibliográficas .....</b>	<b>74</b>

## Índice de Figuras

Figura 2.1 - Esquema ilustrativo de um sistema de automação (Souza et al. 2005) .....	5
Figura 2.2 – Componentes de um sistema de alarmes (ANSI/ISA standard 18.2., 2009) .....	9
Figura 2.3 – Aumento do número de alarmes configurados por operador (Souza, 2013).....	10
Figura 2.4 – Cadeia petroquímica (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES) .....	16
Figura 2.5 – Composição do Faturamento dos Produtos Químicos de Uso Industrial – 2005 (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES).....	17
Figura 3.1 – Exemplo de polímero de adição – polimerização do etileno ( <a href="http://www.brasile scola.com/quimica/polimeros-adicao.html">http://www.brasile scola.com/quimica/polimeros-adicao.html</a> , acessado em 02 de agosto de 2013) .....	24
Figura 3.2 – Exemplo de polímero de condensação – polimerização do nylon ( <a href="http://www.mundovestibular.com.br/articles/777/1/POLIMEROS-DE-CONDENSACAO/Paacutegina1.html">http://www.mundovestibular.com.br/articles/777/1/POLIMEROS-DE-CONDENSACAO/Paacutegina1.html</a> , acessado em 02 de agosto de 2013)...	25
Figura 3.3 - Esquema processo BASF (Fernandes, 1999).....	29
Figura 3.4 - Esquema processo AMOCO (Gambetta, 2001).....	30
Figura 3.5 - Esquema processo UNIPOL (Fernandes, 1999).....	31
Figura 3.6 - Esquema processo BP Chemicals (Gambetta, 2001).....	32
Figura 3.7 - Fluxograma modificado do processo UNIPOL (adaptado de Fernandes, 1999).....	34
Figura 3.8 - Dosadora de catalisador processo UNIPOL (Salau, 2004) .....	36
Figura 4.1 - Camadas de proteção com o objetivo, por exemplo, de baixar a frequência de um determinado acidente (Crowl e Louvar, 2002).....	40
Figura 4.2 - Procedimento de uma análise de HAZOP (adaptado de BRITISH STANDARD - BS IEC 61882:2001).....	43
Figura 5.1 - Indicação dos nós do sistema.....	47
Figura 5.2 - Fluxograma do processo com a rede de alarmes implementada..	74

## Índice de Tabelas

Tabela 2.1 - Maiores acidentes do século XX (Calixto, 2006).....	12
Tabela 2.2 - Faturamento líquido da indústria química mundial – 2010 (ABIQUIM).....	19
Tabela 3.1 - Classificação dos polietilenos por faixa de densidade (Yamane, 2010) .....	22
Tabela 3.2 - Resumo das aplicações dos diferentes tipos de polietileno .....	23
Tabela 3.3 - Resumo das vantagens e desvantagens dos principais processos de polimerização .....	27
Tabela 3.4 - Legendas dos equipamentos presentes no fluxograma .....	35
Tabela 4.1 - Distribuição das técnicas de análise ao longo do ciclo de vida de uma unidade industrial (Adaptado de Maia e Borba, 2012) .....	41
Tabela 4.2 - Tabela para a análise de HAZOP.....	45
Tabela 5.1 – Tabela HAZOP – cenários 1, 2 e 3.....	48
Tabela 5.2 – Tabela HAZOP - cenários 4, 5, 6, 7 e 8.....	49
Tabela 5.3 – Tabela HAZOP - cenário 9 .....	51
Tabela 5.4 – Tabela HAZOP - cenários 10 e 11.....	53
Tabela 5.5 – Tabela HAZOP - cenários 12, 13, 14, 15 e 16.....	55
Tabela 5.6 – Tabela HAZOP - cenários 17,18 e 19.....	57
Tabela 5.7 – Tabela HAZOP - cenários 20, 21, 22 e 23.....	59
Tabela 5.8 – Tabela HAZOP - cenários 24, 25, 26, 27, 28 e 29.....	61
Tabela 5.9 – Tabela HAZOP - cenários 30, 31, 32, 33 e 34.....	63
Tabela 5.10 – Tabela HAZOP - cenários 35, 36, 37, 38 e 39.....	64
Tabela 5.11 – Tabela HAZOP - cenários 40, 41, 42 e 43.....	66
Tabela 5.12 – Tabela HAZOP - cenários 44, 45, 46 e 47.....	67
Tabela 5.13 – Tabela HAZOP - cenários 48, 49, 50, 51, 52, 53 e 54.....	69
Tabela 5.14 – Tabela HAZOP - cenários 55, 56, 57, 58 e 59.....	71
Tabela 5.15 – Descrição das siglas apresentadas no fluxograma de processo	73

# Capítulo 1

## Motivação e Objetivos

A função de monitoramento e controle de processos químicos e petroquímicos é um grande desafio. O monitoramento das variáveis de processo permite acompanhar o comportamento de toda a produção, seja no gerenciamento de matérias-primas e produtos, controle de qualidade, etc. O monitoramento permite ainda auxiliar nas decisões de interferências diretas na condução operacional da planta, visando corrigir desvios de uma variável em relação ao valor desejado, por exemplo. Segundo Valdman (2010), estes desvios são as principais causas para perdas de produtividade, aumento de gastos e alterações indesejadas nas características do produto final obtido.

É interessante destacar que a aplicação da área de conhecimento denominada de controle de processos no setor industrial é permeada pela utilização de equipamentos e conceitos definidos por outra área de conhecimento: a automação industrial (VALDMAN, 2010).

Ainda de acordo com Valdman (2010), a automação industrial viveu um intenso crescimento nas últimas décadas. Resultando, ao final da primeira década do século XXI, na completa incorporação da tecnologia digital ao mercado de automação industrial, com todas as suas vantagens e desvantagens.

Juntamente com o crescimento e desenvolvimento da automação industrial e da tecnologia digital, cresceu também o número de alarmes configurados nos sistemas supervisórios. Além da facilidade de instalação e configuração, a principal causa do aumento do número de alarmes presentes foi o “baixo custo” que os mesmos apresentam em sistemas digitais. Nos

sistemas de controle analógicos, em que os indicadores e controladores eram dispositivos físicos instalados em grandes painéis nas paredes das salas de controle, a inclusão de um novo alarme demandava espaço físico disponível no painel, além da passagem de cabos entre a planta e a sala de controle. Ou seja, havia um custo real em termos de equipamentos e trabalho envolvido, além de limitações físicas. Essas restrições, de certo modo, conduziam a inclusão apenas dos alarmes considerados realmente necessários. Com o surgimento dos sistemas digitais e a popularização da eletrônica, a inclusão de um novo alarme passou a ser apenas uma questão de configurar algumas variáveis no ambiente supervisão. A memória disponível nos sistemas supervisão atuais permite a criação de milhares de variáveis, possibilitando a configuração de alarmes a custo virtualmente nulo. O tempo gasto pelo empregado nesta configuração também é extremamente reduzido, especialmente quando comparado aquele gasto nas instalações físicas exigidas anteriormente. Em função dessa facilidade o número de alarmes configurados aumentou drasticamente, porém muitas vezes sem seguir uma estratégia de criação.

Segundo Seborg et al. (2010), com o aumento no número de alarmes, começou a ser cada vez mais comum que os operadores fossem apresentados a uma grande quantidade de alarmes simultaneamente. Esse tipo de situação não colabora na correta identificação do problema real e na adoção de mecanismos de correção por parte do operador, muito pelo contrário. A “chuva de alarmes” confunde e retarda a reação do homem. Eventos desse tipo podem ser identificados em vários acidentes graves ocorridos nas últimas décadas, como por exemplo, o caso da refinaria de Mildford Haven no Reino Unido em 24 de julho de 1994 (Leitão, 2008).

Deste modo, a quantidade excessiva de alarmes configurada sem prévio planejamento nos sistemas digitais tornou-se um problema para a indústria. Normas e/ou coletâneas de melhores práticas foram desenvolvidas com o objetivo de gerenciar os sistemas de alarmes, eliminando ou reduzindo redundâncias e falsos alarmes. Passou-se a investigar ainda mecanismos mais eficientes de alertar o operador para a ocorrência de desvios ou falhas, com

configuração de cores adequada, correta iluminação do painel, nível sonoro de alarmes, posicionamento de mostradores e botoeiras no painel, etc.

Parte integrante de um programa de gerenciamento de alarmes é a realização de estudos para posicionar corretamente os sensores que geram alarmes. Ou seja, o posicionamento físico de sensores detectores de anomalias, é ponto chave do processo. Quando este posicionamento é realizado de forma sistemática muitas vezes é possível reduzir o número de dispositivos, além de evitar redundâncias que promovam a “chuva de alarmes”. O posicionamento colabora, deste modo, para a redução do número de alarmes.

### **1.1. Objetivo**

O objetivo deste trabalho é realizar estudo de caso sobre o posicionamento de sensores envolvidos no acionamento de alarmes.

### **1.2. Metodologia**

O posicionamento dos sensores será elaborado a partir da análise de riscos da seção de reação de uma planta de polietileno, processo UNIPOL, usada aqui como estudo de caso. A análise de risco será realizada através do uso da técnica de HAZOP (Estudo de Perigos e Operabilidade).

O uso de HAZOP e outras técnicas de análise de riscos na alocação de alarmes é prática recomendada pelo HSE - Health and Safety Executive, órgão britânico responsável por elaborar leis e procedimentos referentes à segurança no trabalho e bem-estar dos empregados. Em um de seus informativos (Better alarm handling: Chemicals Sheet N°6), a HSE questiona a forma como novos alarmes são adicionados em várias plantas, muitas vezes sem uma estratégia definida. O mesmo informativo ainda destaca a existência de uma tendência do

HAZOP gerar ações que resultam na instalação de vários alarmes e encoraja a discussão sobre a quantidade de alarmes, e se os mesmos são justificáveis.

Considerando ainda o crescimento no consumo de materiais produzidos a partir de polímeros, sendo o polietileno um dos mais utilizados, vários estudos vêm sendo promovidos a fim de otimizar a produção neste setor. Sendo assim, o presente trabalho realiza estudo de caso sobre o posicionamento da rede de alarmes da seção de reação de uma planta de polietileno, processo UNIPOL, através da técnica de HAZOP.

### **1.3. Organização**

No Capítulo 2, encontra-se uma revisão sobre a evolução da automação industrial, as definições a respeito dos sistemas de alarmes e um apanhado dos grandes acidentes ocorridos na indústria nas últimas décadas. Além destes tópicos, o capítulo traz uma revisão sobre a indústria petroquímica.

No capítulo 3 é feita uma revisão sobre os principais tipos de polietileno e os principais processos de polimerização existentes. Este capítulo também traz o fluxograma utilizado no estudo de caso, bem como a descrição detalhada do processo estudado.

O capítulo 4 apresenta os aspectos teóricos da análise de risco e, mais especificamente da técnica utilizada neste trabalho, o HAZOP.

Já no capítulo 5 o estudo de caso é apresentado, com as tabelas de HAZOP devidamente comentadas.

O capítulo 6 traz a conclusão do trabalho e as propostas para trabalhos futuros.

# Capítulo 2

## Revisão Bibliográfica

### 2.1. Automação Industrial

Define-se automação como, “Funcionamento de uma máquina ou grupo de máquinas que, sob o controle de um programa único, permite efetuar, sem intervenção humana, uma série de operações contábeis, estatísticas ou industriais” (Disponível em <<http://www.dicionariodoaurelio.com/Automacao.html>>, acessado em 17 de agosto de 2013).

A Figura 2.1 ilustra os diferentes níveis que compõem a estrutura de um sistema de automação.

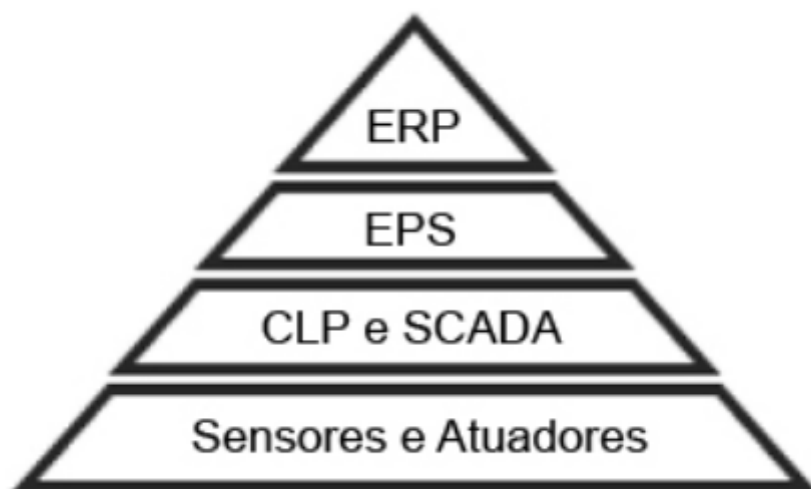


Figura 2.1 – Esquema ilustrativo de um sistema de automação (Souza et al., 2005).



Na base da pirâmide encontram-se os sensores e atuadores, como sensores de nível, pressão, temperatura, etc. Estes são responsáveis pela interação direta com o processo, fazendo a leitura das variáveis relevantes através dos sensores e interferindo no processo por intermédio dos atuadores. No nível acima, encontram-se os controladores lógico programáveis (CLP) e os sistemas supervisórios - Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA), que realizam o controle regulatório e a supervisão do processo de produção, respectivamente.

O terceiro nível traz os sistemas de gerência de informação de processos, que são englobados com o termo geral de Enterprise Production Systems (EPS). Neste nível, são armazenados dados referentes aos processos, que podem ser utilizados como informação útil.

No topo da pirâmide estão os sistemas corporativos de gestão da planta - Enterprise Resource Planning (ERP), responsáveis pela transformação desses dados em informação de negócio. A integração das informações de chão-de-fábrica aos dados corporativos possibilita a otimização da gerência e a integração de todo processo de manufatura (Souza et al., 2005).

Segundo Samad et al. (2007), o sistema de automação garante que os parâmetros apropriados sejam dimensionados, situações operacionais sejam analisadas, oportunidades lucrativas sejam exploradas e ações de controle sejam calculadas e colocadas em prática. Além disso, assegura também que, os processos sejam integrados, os operadores das plantas sejam mantidos informados, situações anormais sejam identificadas e encaminhadas aos responsáveis.

Isermann (2006) relata que, entre os fatores determinantes para a evolução natural do setor de automação industrial destacam-se:

- A crescente demanda no desempenho do processo e na qualidade do produto;
- A definição de processos operacionalmente independentes de interferências do operador humano;

- A substituição das tarefas monótonas e repetitivas executadas pelo operador por tarefas mais especializadas.

Até 1940 a maioria dos processos químicos eram operados manualmente, isso porque, os processos em si não eram muito complexos. Os requisitos operacionais dos produtos e dos processos não eram muito rígidos e, portanto, o processo era capaz de interagir eficazmente com o ambiente utilizando apenas um sistema de controle manual (Ogunnaike, 1996).

De acordo com Isermann (2006), este tipo de sistema exigia um ou mais operadores, dependendo do número de malhas do sistema de controle, dedicados à tarefa de acompanhar o processo. A partir de 1935, para auxiliar no monitoramento do processo, surgem os registradores gráficos à base de tinta, onde os sinais pneumáticos provenientes dos sensores eram acoplados a penas mecânicas imprimindo as variações de sinal em um papel, permitindo o acompanhamento em tempo real da variável desejada e o registro impresso de dados históricos para análise posterior.

No entanto, a medida que o volume de produção aumentava e as interligações entre as unidades de processamento tornavam-se mais complexas, a necessidade de automação tornava-se mais atraente (Ogunnaike, 1996).

A partir do final dos anos 70, o desenvolvimento progressivo de sistemas computacionais e microprocessados simples e baratos abriu um vasto campo de possibilidades para a execução das tarefas de aquisição, monitoração e controle de variáveis de processos industriais. A interface dos sistemas de automação disponibilizada pelos computadores era ainda bastante primitiva, em função das limitações de memória e espaço de armazenamento disponível (Nimmo, 1999).

A partir dos anos 80, o computador digital se popularizou, agregando funções de troca de informação em rede, integrando muitas das funções que eram antes dispersas pelos vários elementos de um sistema de automação (Samad et al. 2007).

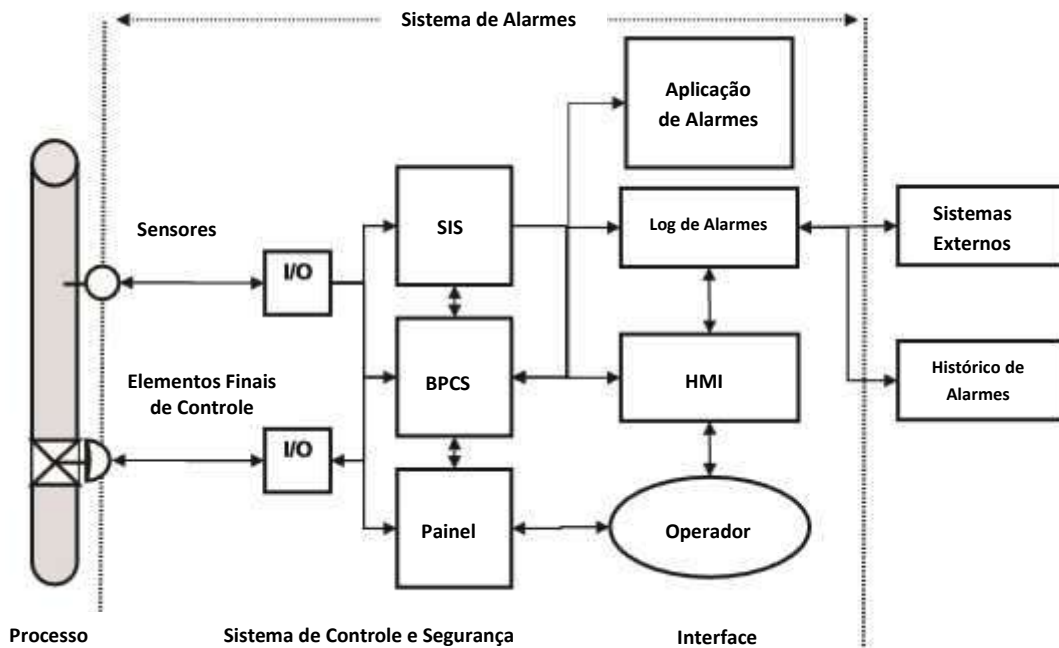
Atualmente, praticamente todas as plantas químicas e petroquímicas de médio ou grande porte são automatizadas. Seus equipamentos de automação são responsáveis pela maior parte da interferência no processo em resposta a perturbações, permitindo que o operador se foque no que é realmente relevante.

## **2.2. Sistema de Alarmes**

Um alarme é uma notificação ao operador sobre a ocorrência de uma anormalidade que necessita de uma ação a ser tomada, mesmo que mental (EEMUA nº191, 1999).

“Sistema de alarmes”, por sua vez, é um conjunto de hardware e software que detecta o estado de um alarme, comunica a indicação deste estado ao operador, e grava suas mudanças (ANSI/ISA, 2009). O sistema de alarmes serve para notificar os operadores a respeito de condições anormais de processo ou mau funcionamento de equipamentos. Pode incluir o sistema de controle básico (BPCS) e o sistema de segurança instrumentada (SIS), cada um deles utiliza medições das condições de processo e lógica para gerar alarmes.

A Figura 2.2 ilustra as ferramentas que estão incluídas em um sistema de alarmes e o caminho percorrido pela informação. Começando pela detecção através do sensor posicionado no campo, passando pelos sistemas de segurança e controle, chegando até o operador. Este avalia a informação recebida e age, possivelmente mandando um comando para o atuador (exemplo: válvula), que fará a interferência desejada no processo.



**Figura 2.2 – Componentes de um sistema de alarmes (ANSI/ISA standard 18.2, 2009).**

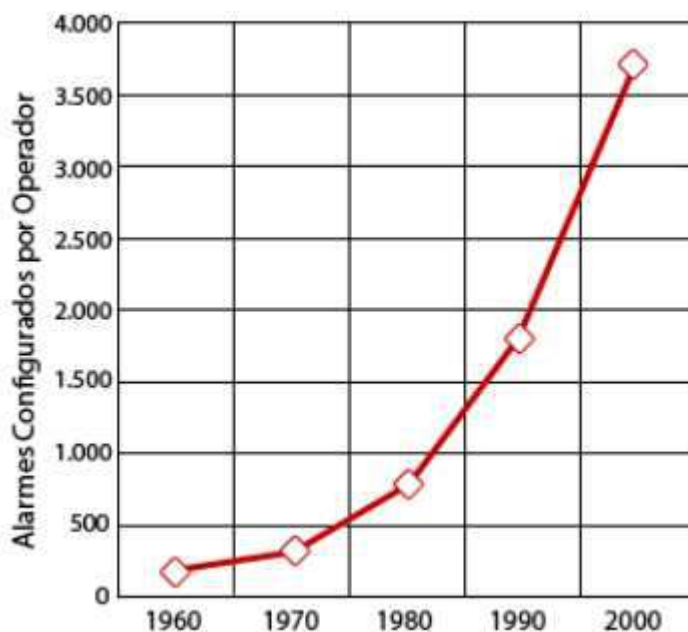
O sistema de alarmes também inclui um log de alarmes, ou seja, um armazenamento de curto prazo para os registros de alarmes. Dispõe ainda de um mecanismo para comunicar as informações dos alarmes para os operadores via HMI (interface homem-máquina). Atualmente a HMI é uma tela de computador ou um mostrador digital (ANSI/ISA standard 18.2, 2009).

Segundo a EEMUA (Engineering Equipment and Materials Users Association), em seu guia referente aos sistemas de alarmes (Publication n° 191, 1999), um sistema de alarmes eficaz ajuda o operador a corrigir situações potencialmente perigosas antes que o sistema de desligamento de emergência (ESD) seja forçado a intervir - beneficiando economicamente a planta. Além disso, reduzindo a taxa de demanda de ESD, aumenta-se a segurança da instalação.

Como os processos industriais tornaram-se mais complexos e integrados, os tópicos de gerenciamento de alarmes e gerenciamento de situações anormais são cada vez mais importantes, em termos econômicos e de segurança (Seborg et al., 2010). Isto se deve ao fato de que quanto mais complexo é o processo, mais alarmes estarão presentes no sistema. Com isso, percebe-se que o conjunto de práticas que buscam determinar e conceber o

sistema de alarmes é de extrema importância para evitar um número excessivo de dispositivos.

O gráfico (Figura 2.3) apresentado abaixo ilustra o crescimento do número de alarmes configurados por operador durante as últimas décadas.



**Figura 2.3 - Aumento do número de alarmes configurados por operador (Souza, 2013).**

De acordo com Katzel (2007) apud Leitão (2008), estudos mostram que, em média, um operador de planta petroquímica está sujeito a 1500 alarmes por dia, um número bem distante do ideal de 144 recomendados pela norma EEMUA nº 191. Em horários de pico este mesmo operador pode estar sujeito a até 100 alarmes em 10 minutos, mais de 10 vezes a quantidade recomendada pela norma.

Inúmeros incidentes são provocados anualmente pela sobrecarga de alarmes e/ou informação aos operadores. Muitos desses incidentes poderiam ser evitados se a anormalidade que os gerou fosse identificada eficientemente e os operadores pudessem agir adequadamente em tempo hábil (Seborg et al., 2010).

### **2.2.1. Acidentes na Indústria**

Ao longo dos anos ocorrem inúmeros acidentes, que na maioria dos casos são resultados de cadeias de pequenos eventos. A Tabela 2.1 expõe os maiores acidentes do século XX, trazendo as principais informações sobre os mesmos.

**Tabela 2.1 – Maiores acidentes do século XX.**

Ano	Local	Empresa	Vítimas	Produto	Evento	Mudanças
1974	Flixborough Inglaterra	Ind. Química	28 mortos 89 feridos US\$ 150 milhões de prejuízo	Ciclohexano	Incêndio Explosão	Exigências legais para licenciamento de instalações na Grã-Bretanha
1976	Seveso Itália	ICMESA CHEMICAL	250 lesões 600 pessoas retiradas	Tetraclorodibenzeno paradoxina (Agente Laranja)	Vazamento	Aprimoramento das ferramentas de análise de risco. Exigências legais para licenciamento de instalações
1982	Rio de Janeiro Brasil	Transportador	6 mortes	Pentaclorofenato de sódio (Pó da China)	Intoxicação	Surge a primeira lei regulamentando o transporte de produtos perigosos no Brasil (Decreto 88.821/83)
1984	San Juanico México	PEMEX (Refinaria)	550 mortes 2000 lesões 350 pessoas retiradas	Butano	Incêndio Explosão	Alteração no projetos de combate à incêndio em tanques sujeitos a BLEVE
1984	Bhopal Índia	UNION CARBIDE	2500 mortes 50000 lesões	Isocianato de metila	Vazamento	Legislações mais rígidas. Acionistas pressionam sobre aspectos relacionado à segurança e meio ambiente. Elaboração de políticas de segurança. Pesadas indenizações por danos.
1984	Cubatão - SP - Brasil	PETROBRAS (Gasoduto)	98 mortes	NAFTA	Incêndio Explosão	A ONU incentiva projetos envolvendo indústria, governo e comunidade visando reverter a degradação ambiental.
1986	Chernobil	Usina Nuclear Estatat	300 mortes 300000 pessoas retiradas Impactos econômicos em outros países da Europa	Plutônio e outros materiais radioativos	Vazamento radioativo	Pressão mundial para regulamentar aspectos de segurança mais rigorosos. Aperfeiçoamento dos planos de emergência. Pesquisa em sistemas alternativos de energia.
1988	Escócia	Empresa de Petróleo (Plataforma Piper Alfa)	167 mortes US\$ 6 milhões em prejuízos	Petróleo	Incêndio Explosão	Reavaliação dos riscos envolvendo plataformas de petróleo.
1989	URSS	Empresa Estatal de Petróleo	600 mortes	Gás Natural	Incêndio Explosão	Reavaliação dos riscos envolvendo a comunidade vizinha a gasodutos e instalações industriais.
1989	Alasca	Exxon (Petroleiro)	Impactos ambientais e econômicos	Petróleo	Incêndio Explosão	Alteração dos projetos dos petroleiros com a obrigação de casco duplo. Incentivo ao seguro ambiental.
2001	Campos - RJ - Brasil	PETROBRAS (Plataforma P36)	11 mortes US\$ 45 milhões em prejuízos	Petróleo	Incêndio Explosão	Reavaliação dos riscos envolvendo plataformas de petróleo.

Além dos acidentes citados acima, pode-se destacar também alguns mais recentes, como:

- BP Texas City – Em 23 de março de 2005, uma série de explosões ocorridas na Refinaria BP na cidade do Texas (EUA) deixaram 15 trabalhadores mortos e mais 180 feridos (“BP America Refinery Explosion”, CSB – U. S. Chemical Safety Board).
- BP Macondo Blowout – Em 20 de abril de 2010, uma súbita explosão na plataforma deixou 11 trabalhadores mortos e causou um enorme derramamento de petróleo no Golfo do México (“Macondo Blowout and Explosion”, CSB - U. S. Chemical Safety Board).

A seguir, são citados alguns acidentes que tiveram, como uma de suas causas, a sobrecarga de alarmes por parte dos operadores das respectivas instalações.

O segundo pior acidente nuclear civil da história ocorreu na usina atômica de Three Mile Island, nos EUA, próximo a Harrisburg, Pennsylvania, na madrugada do dia 28 de março de 1979. Uma sequência de erros permitiu que a refrigeração do núcleo do reator falhasse, superaquecendo-o até o derretimento quase total. Felizmente, as contenções de segurança evitaram vazamentos catastróficos. A Comissão Reguladora Nuclear - Nuclear Regulatory Commission (2008) revelou que, durante o acidente, os operadores da usina nuclear estavam sobrecarregados de informação, sendo que muitas eram irrelevantes ou incorretas. Felizmente, ninguém ficou ferido (“Three Mile Island Accident”, World Nuclear Association).

A explosão e incêndio na Refinaria da Texaco, em Milford Haven, no Reino Unido em 24 de julho de 1994 foi outro acidente relacionado com o sistema de gerenciamento de alarmes. Embora descargas atmosféricas tenham causado perturbações à planta, afetando diversas unidades de processo, a causa direta da explosão, que ocorreu cerca de cinco horas depois, foi uma combinação de falhas nos sistemas de gestão e controle e nos



equipamentos durante a parada da planta (HSE, 1997). Os operadores não foram capazes de identificar a causa do problema. O número de alarmes e informações de processo era tão grande que tornou impossível seu processamento a fim de distinguir a causa raiz das ocorrências. Segundo o Chemical Safety Board (CSB), telas do sistema de controle da unidade mal projetadas foram consideradas como uma das causas deste acidente. O acidente em Milford Haven acarretou perdas de 48 milhões de libras em decorrência de danos materiais causados pela explosão, além de multas e processos judiciais envolvendo os 26 funcionários feridos durante esse episódio (Leitão, 2008).

Leitão (2008) ainda cita a explosão da refinaria Mina AlAhmedhi no Kuwait, em junho de 2000, e o acidente na plataforma da Petrobras (P36), no Brasil em março de 2001 como graves acidentes, que tiveram bastante repercussão e foram causados, também, por falhas no gerenciamento do sistema de alarmes.

Diversos acidentes ocorridos, alguns deles apresentados acima, estimularam o desenvolvimento de estudos para obter melhores sistemas de alarmes. Um dos primeiros estudos no setor de gerenciamento de alarmes realizado para a indústria química e de energia foi desenvolvido pela HSE - Health and Safety Executive.

Segundo Bransby (2000), tal estudo demonstrou que as deficiências encontradas no sistema de alarmes da refinaria Milford Haven eram comuns a outros sistemas de alarmes adotados em diferentes companhias. Mostrou ainda que algumas empresas já estavam adotando políticas de melhoramento dos mesmos. O documento serviu de ponto de partida para construção de roteiros de boas práticas, como é o caso da norma EEMUA n° 191 (Leitão, 2008).

Tanto os roteiros/guias quanto as normas, tornaram-se materiais essenciais de consulta para as empresas, apontando diretrizes de melhores práticas para os estudos e projetos de gerenciamento de alarmes. Muitas empresas, como Petrobras e Braskem no Brasil, criaram normas internas próprias referentes ao assunto, baseando-se nas normas internacionais.

### **2.3. Petroquímica**

Petroquímica é o nome que se dá ao ramo da indústria química que usa petróleo, gás natural ou seus derivados, como matéria-prima. Esta indústria produz insumos para fertilizantes, plásticos, tintas, solventes, explosivos, produtos farmacêuticos, e outros.

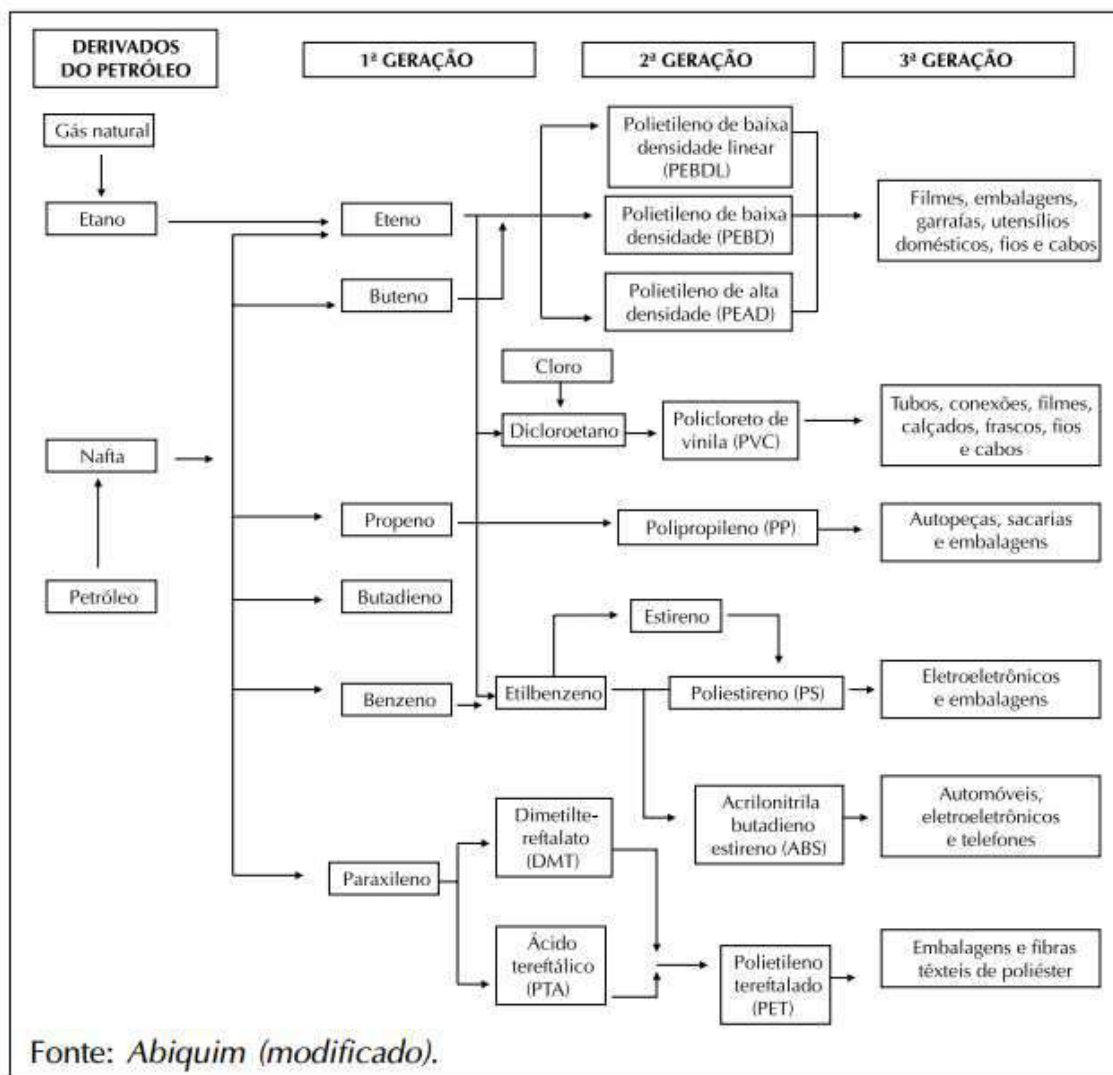
A petroquímica nasceu dentro das refinarias, e segundo Perrone (2010), o primeiro produto petroquímico fabricado no mundo foi o álcool isopropílico, produzido a partir de propeno em uma refinaria americana, nas primeiras décadas do século passado.

Normalmente, a fabricação dos produtos petroquímicos obedece a uma sequência de transformações químicas, onde os chamados petroquímicos básicos, obtidos a partir de matérias-primas derivadas do petróleo ou do gás natural, dão origem aos produtos intermediários e aos produtos finais. Os produtos petroquímicos finais, por sua vez, são matéria-prima para as indústrias de plásticos, fertilizantes, detergentes, farmacêutica, etc.

No presente trabalho, o estudo de caso refere-se a uma planta de polietileno, que se encontra na segunda geração da cadeia petroquímica. Este polímero é produzido a partir de eteno, que por sua vez pertence à primeira geração da cadeia.

Uma vez produzido o polietileno, o mesmo é encaminhado para as indústrias de transformação, ditas terceira geração, com o objetivo de produzir bens de consumo como filmes plásticos, embalagens, fios e cabos, entre outros.

A cadeia petroquímica encontra-se ilustrada na Figura 2.4.



**Figura 2.4 – Cadeia petroquímica (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES).**

A indústria petroquímica está organizada em complexos industriais, os chamados pólos petroquímicos, que visam à minimização de custos e ao aproveitamento de sinergias em termos de logística, infraestrutura e integração operacional. Segundo o relatório “Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010” divulgado pelo Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES, existem atualmente no país quatro pólos petroquímicos, localizados respectivamente nos estados de São Paulo, Bahia, Rio Grande do Sul e Rio de Janeiro. Os três primeiros utilizam a

nafta petroquímica como matéria-prima, enquanto o pólo do Rio de Janeiro utiliza derivados do gás natural extraído pela Petrobras na Bacia de Campos.

A diversidade de aplicações dos produtos petroquímicos traz, como consequência, o grande poder multiplicador dessa indústria, que está inserida praticamente em todos os campos da matriz industrial (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES) como mostra a Figura 2.5.

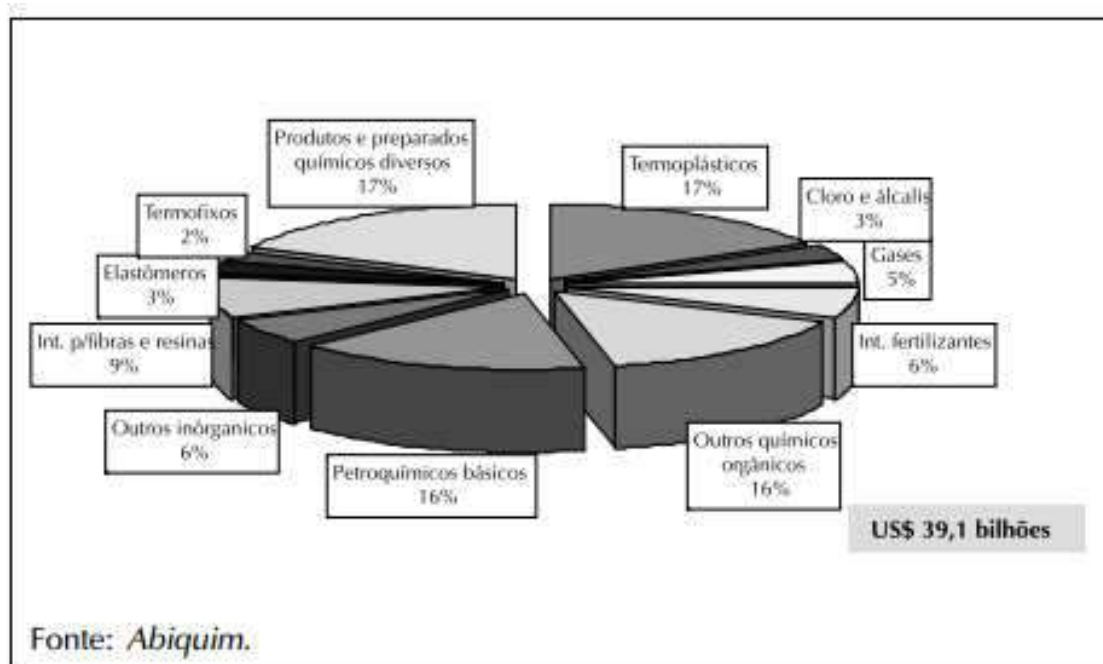


Figura 2.5 - Composição do Faturamento dos Produtos Químicos de Uso Industrial - 2005 (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES).

### 2.3.1. Histórico

A indústria petroquímica é uma atividade relativamente nova. Há cerca de 80 anos a petroquímica não existia e a principal matéria-prima para a indústria química era o carvão. De acordo com Perrone (2010), o desenvolvimento mundial da indústria do petróleo, na primeira metade do

século passado, deu lugar à substituição do acetileno, derivado do carvão, pelo etileno marcando o início da indústria petroquímica.

Segundo o relatório da Gerência Setorial de Química do BNDES, este segmento industrial desenvolveu-se muito durante a Segunda Guerra Mundial, onde a necessidade de produção de borracha sintética estimulou a produção de compostos como o benzeno, estireno, butadieno e acrilonitrila. Além disso, a guerra também foi responsável pela nova demanda de produtos como o náilon e polietileno para a fabricação de equipamentos estratégicos, como o paraquedas por exemplo.

Impulsionados pela economia mundial em expansão no pós-guerra e, por serem mais baratos e mais funcionais do que os materiais alternativos, os produtos químicos sintéticos tiveram seu desenvolvimento acelerado e exerceram um grande efeito de substituição de produtos confeccionado a partir do vidro, do papel, dos metais, das cerâmicas, da borracha e das fibras naturais.

Dessa forma, os produtos petroquímicos passaram a estar presente em diversos segmentos industriais como nas indústrias da construção civil, automobilística e farmacêutica, bem como no vestuário, na medicina e nos utensílios domésticos. Estes produtos tornaram-se objetos de consumo de massa e indispensáveis à vida do homem.

Ainda hoje, o consumo de produtos petroquímicos cresce a taxas superiores às dos combustíveis, exercendo uma pressão sobre a demanda de matérias-primas. O consumo mundial de etileno, em 2005, já era da ordem de 106 milhões de toneladas/ano (Perrone, 2010).

Com relação à falta de matéria-prima da indústria petroquímica nacional, Rubinstein (2009) disserta sobre o óleo leve oriundo das áreas do pré-sal ser uma possibilidade atraente para a solução deste problema. Além disso, o autor também aborda, como solução mais próxima para o problema em questão, a construção de novos complexos integrados, desde o refino até a segunda geração, que utilizem o petróleo nacional como matéria-prima.

Neste cenário, destacam-se os investimentos no Complexo Petroquímico do Rio de Janeiro (COMPERJ). Este complexo industrial integrado está sendo construído no município de Itaboraí (RJ) e faz parte do Programa de Aceleração do Crescimento (PAC) do Governo Federal.

### 2.3.2. Mercado

De acordo com o relatório de agosto de 2013 disponibilizado pela ABIQUIM, a indústria química brasileira, em termos de faturamento líquido, ocupa a sétima posição no ranking mundial (Tabela 2.2). A comparação tem como base o ano de 2010 e refere-se à indústria química como um todo, uma vez que em muitos países não há estatísticas por segmento.

**Tabela 2.2 – Faturamento líquido da indústria química mundial – 2010 (ABIQUIM, 2013).**

PAÍS	FATURAMENTO
CHINA	903
ESTADOS UNIDOS	720
JAPÃO	338
ALEMANHA	229
CORÉIA	139
FRANÇA	137
<b>BRASIL</b>	<b>130</b>
ÍNDIA	125
ITÁLIA	105
REINO UNIDO	94
RÚSSIA	83
HOLANDA	73
ESPAÑA	70

A indústria química nacional teve, em 2010, um faturamento líquido estimado de R\$ 228,8 bilhões, o equivalente a US\$ 130,2 bilhões. O faturamento líquido do segmento de produtos químicos industriais, considerado o mais importante (que engloba produtos utilizados como insumos pelo próprio setor químico e por outros setores da economia), atingiu o valor de R\$ 112,7 bilhões, cerca de US\$ 63,8 bilhões. Cerca de 60% desse segmento é composto de produtos da indústria petroquímica, o que evidencia a importância do setor

na indústria brasileira (“Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010”, Relatório do Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES). É interessante destacar que, apesar de ser o segmento mais dinâmico da Indústria Química Brasileira, apenas em 2002 com a criação da Braskem, este deixou de ser um aglomerado de empresas de pequeno porte, monoprodutoras e não integradas (Rubinstein, 2009).

A produção global anual de resinas (PP/PE/PVC) no mundo é de aproximadamente 205 milhões toneladas sendo Ásia a principal região produtora, seguida por Europa e Estados Unidos. Estima-se que até 2016 ocorra um aumento de capacidade na ordem de 40 milhões toneladas - impulsionada, principalmente, pelo crescimento de polietilenos (PE), com concentração no Oriente Médio e Ásia, principalmente China (“O Setor Petroquímico”, disponível em <<http://www.braskem.com.br>>, acessado em 20 de junho de 2013).

# Capítulo 3

## Processo Estudado

O processo de produção de polietileno foi escolhido para este estudo de caso pois segundo a ABIPLAST (2013), trata-se de um dos polímeros mais consumidos atualmente, juntamente com os polipropilenos, poliestirenos, poliésteres e poliuretanos.

### 3.1. Polietileno

Polietileno é um polímero parcialmente cristalino, flexível, cujas propriedades são influenciadas pela quantidade relativa das fases amorfa e cristalina (Coutinho, Mello e Santa Maria, 2003).

Coutinho, Mello e Santa Maria (2003), relataram que, em condições normais, os polímeros etilênicos não são tóxicos, podendo inclusive ser utilizados nas indústrias alimentícia e farmacêutica. No entanto certos aditivos podem ser agressivos. Os polietilenos são ainda inertes face à maioria dos produtos químicos comuns.

Polietileno é o produto da polimerização do gás eteno (também chamado de etileno). De acordo com Fernandes (1999), neste caso a polimerização pode ocorrer via iniciadores catiônicos, de radical-livre ou de coordenação, porém não é polimerizado via iniciadores aniônicos. E cada um desses mecanismos de reação produz um polietileno diferente.



A ASTM (2003) apud Yamane (2010) classifica o polietileno, segundo a sua densidade, com diversos nomes, segundo a ASTM D-1248. As classificações variam de acordo com a faixa de densidade como pode-se observar na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1 – Classificação dos polietilenos por faixa de densidade (Yamane, 2010).**

<b>Nomenclatura</b>	<b>Faixa de densidade (g/cm<sup>3</sup>)</b>	<b>Sigla</b>
Polietileno de baixíssima densidade	<0,910	VLDPE
Polietileno de baixa densidade	0,910-0,925	LDPE/LLDPE
Polietileno de média densidade	0,926-0,940	MDPE
Polietileno de alta densidade	0,941-0,959	HDPE
Polietileno de altíssima densidade	>0,960	VHDPE

Já Coutinho, Mello e Santa Maria (2003) classificam os polietilenos levando em consideração as condições reacionais e o sistema catalítico empregado na polimerização. Como resultado, cinco tipos diferentes de polietileno podem ser produzidos:

- Polietileno de baixa densidade (PEBD ou LDPE);
- Polietileno de alta densidade (PEAD ou HDPE);
- Polietileno linear de baixa densidade (PELBD ou LLDPE);
- Polietileno de ultra alto peso molecular (PEUAPM ou UHMWPE);
- Polietileno de ultra baixa densidade (PEUBD ou ULDPE).

Essa classificação é muito difundida. Sendo assim, as principais informações sobre os cinco tipos de polietileno citados serão apresentados na Tabela 3.2.

**Tabela 3.2 – Resumo das aplicações dos diferentes tipos de polietileno.**

<b>Nomenclatura</b>	<b>Sigla</b>	<b>Tipo de Processamento</b>	<b>Utilização</b>
Polietileno de baixa densidade	PEBD ou LDPE	Extrusão Moldagem por sopro Moldagem por injeção	Filmes para embalagens, filmes laminados e plastificados para alimentos, embalagens para produtos farmacêuticos e hospitalares, brinquedos e utilidades domésticas, revestimento de fios e cabos, tubos e mangueiras.
Polietileno de alta densidade	PEAD ou HDPE	Extrusão	Isolamento de fios telefônicos, sacos para congelados, revestimento de tubulações metálicas, tubos para redes de saneamento e de distribuição de gás, emissários de efluentes sanitários e químicos, redes para embalagem de frutas, sacos para lixo e sacolas de supermercados.
		Moldagem por sopro	Tanques e tambores, brinquedos e embalagens para detergentes, cosméticos e defensivos agrícolas.
		Moldagem por injeção	Baldes e bacias, brinquedos, potes para alimentos, assentos sanitários, caixas d'água, entre outros
Polietileno linear de baixa densidade	PELBD ou LLDPE	Moldagem por injeção	Tampas para utilidades domésticas, recipientes, artigos flexíveis e peças de uso geral.
		Extrusão de filmes tubulares	Em misturas com PEAD ou com PEBD, o PELBD é utilizado em sacaria industrial, embalagem para ração animal e filme agrícola.
		Extrusão de filmes planos	Plástico bolha.
Polietileno de ultra alto peso molecular	PEUAPM ou UHMWPE	Moldagem por compressão Extrusão por pistão Prensagem	Produtos semi-acabados em forma de chapas ou tarugos para acabamento posterior por usinagem. Utilização em setores como mineração, indústria química, alimentícia e de bebidas, indústria têxtil, papel e celulose.
Polietileno de ultra baixa densidade	PEUBD ou ULDPE	Sopro ou extrusão para filmes planos	O PEUBD é uma resina modificadora, principalmente para PEAD, PEBD e polipropileno (PP). Estas resinas são ideais para produzir filmes para embalagens de líquidos.

Ainda segundo Coutinho, Mello e Santa Maria (2003), o PEAD e o PEBD têm muitas aplicações em comum, mas em geral, o PEAD é mais resistente e o PEBD é mais flexível. E quanto ao PELBD, é muito utilizado em embalagens de gêneros de primeira necessidade, substituindo o PEBD em várias aplicações.

### 3.2. Polimerização

Polimerização é o conjunto de reações químicas intermoleculares, segundo o qual, as moléculas dos “monômeros” (unidades de repetições) se unem umas as outras, por distintos mecanismos, para formar macromoléculas chamadas “polímeros” (Franco, 2007).

Em relação ao método de preparação do polímero, é muito comum a classificação em polímeros de adição e polímeros de condensação. Nos polímeros de adição ocorre uma simples reação de adição, sem subprodutos, como é o caso do polietileno (Figura 3.1); já os polímeros de condensação apresentam uma reação em que são abstraídas dos monômeros pequenas moléculas, como HCl, H<sub>2</sub>O, KCl, como é o caso do nylon (Figura 3.2).

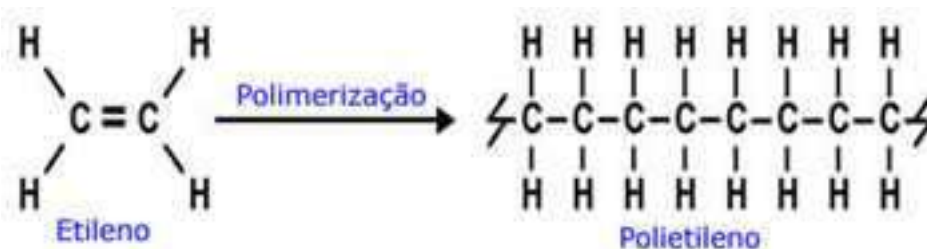
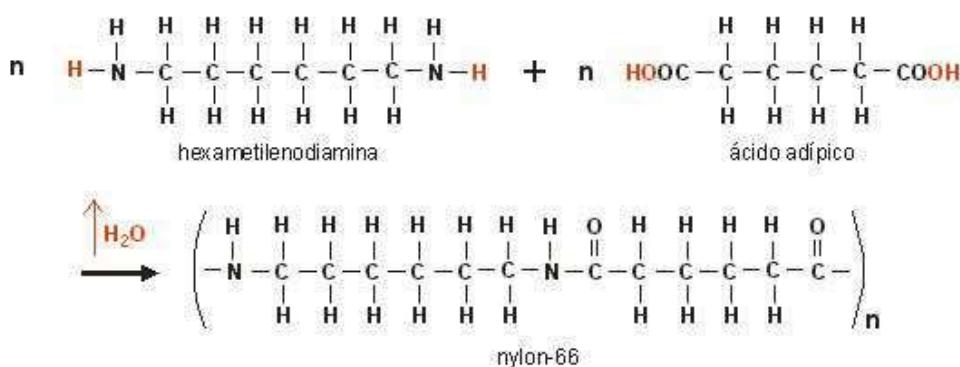


Figura 3.1 – Exemplo de polímero de adição – polimerização do etileno  
(<http://www.brasilecola.com/quimica/polimeros-adicao.html>, acessado em 02 de agosto de 2013).



**Figura 3.2 – Exemplo de polímero de condensação – polimerização do nylon**  
 (<http://www.mundovestibular.com.br/articles/777/1/POLIMEROS-DE-CONDENSACAO/Paacutegina1.html>, acessado em 02 de agosto de 2013).

Considerando agora o mecanismo envolvido nos processos de polimerização, podemos dividir as reações em “reações em cadeia” e “reações em etapas”.

A poliadição (reação de adição) é uma reação em cadeia, apresentando três diferentes componentes reacionais: a iniciação, a propagação e a terminação, todos com velocidade e mecanismo diferentes. Já a policondensação (reação de condensação) é uma reação em etapas, em que não há distinção reacional entre o início da formação do polímero e o crescimento macromolecular, ou a interrupção deste crescimento.

De acordo com Machado, Lima e Pinto (2007), a arquitetura macromolecular do polímero depende não só da natureza química dos monômeros, do tipo de mecanismo de polimerização e estado físico do sistema reagente, mas também do tipo de processo de polimerização e da configuração do reator.

Os processos de polimerização podem ser genericamente divididos em “homogêneos”, onde estão presentes a polimerização em massa (ou “bulk”) e a polimerização em solução; e “heterogêneos”, onde destaca-se a polimerização por suspensão, em emulsão e em fase gás.

Cada processo apresenta características peculiares, que permitem produzir resinas com as mais variadas propriedades, visando diferentes aplicações do material polimérico (Machado, Lima e Pinto, 2007).

A Tabela 3.3 foi confeccionada baseada em informações obtidas nos trabalhos de Gambetta (2001), Reginato (2001), Salau (2004), Fernandes (1999), Machado, Lima e Pinto (2007), Franco (2007) e Besteti (2009). Nela estão apresentadas as principais vantagens e desvantagens dos processos de polimerização citados.

Tabela 3.3 – Resumo das vantagens e desvantagens dos principais processos de polimerização.

Processo de Polimerização	Vantagens	Desvantagens
Massa ("Bulk")	Alto grau de pureza Alto rendimento	Aumento significativo da viscosidade, o que dificulta o controle das condições de reação. Prejudica a difusão dos monômeros e das cadeias poliméricas pelo reator e também a transferência de calor (remoção de calor das reações exotérmicas) Efeito da "autoaceleração"
Solução	Redução da tendência de ocorrência do efeito de "autoaceleração" Redução da viscosidade do sistema Aumento do coeficiente de transferência de calor do sistema	Uso de grande quantidade de solvente, podendo ser tóxico ou inflamável Necessidade de etapas adicionais no processo para fazer a separação do polímero e a recuperação do solvente Diminuição da produção de polímero por volume de reator
Suspensão	Facilidade do controle e remoção do calor gerado pela reação Relativa homogeneidade no produto final Facilidade de controle do tamanho médio das partículas Recuperação final das partículas relativamente fácil, com baixo custo de separação quando comparado a outros métodos	Baixa produção de polímero por volume de reator Pureza do polímero comprometida Impossibilidade de operação do reator de forma contínua Necessidade de agitação constante
Emulsão	Facilidade de agitação Facilidade no controle da temperatura e da viscosidade Água como solvente, dessa forma, para muitas aplicações não há necessidade de etapas de separação de solvente	Cuidado para assegurar a ausência de oxigênio no meio reacional
Fase gás	Agitação das partículas inerente ao processo Remoção de calor inerente ao processo Ausência de solventes	Controle rigoroso da temperatura na zona de reação

A polimerização de olefinas em fase gasosa com catalisadores sólidos tem sido, há muito tempo, reconhecida como um dos mais eficientes processos de polimerização para produção de poliolefinas (Chatzidoukas et al., 2003 apud Salau, 2004).

Este tipo de polimerização, utilizando reatores de leito fluidizado, tem sido uma das principais abordagens de processos para a polimerização catalítica na produção de polietileno, desde a década de 1980 (“New Innovations Drive Gas Phase PE Technology”, disponível em <[www.univation.com](http://www.univation.com)>, acessado em 20 de junho de 2013).

Neste contexto, são aqui apresentadas, brevemente, as principais tecnologias disponíveis de polimerização em fase gás. São elas: processo BASF, processo AMOCO, processo UNIPOL e processo BP Chemicals (British Petroleum Chemical).

### **Processo BASF**

Este processo, segundo Gambetta (2001), foi desenvolvido em 1964 e o início da operação de sua primeira planta industrial ocorreu em 1976.

O reator utilizado neste processo é de leito agitado e o polímero formado é retirado através de um ciclone no topo do reator. O gás não reagido, juntamente com o agente de transferência de calor (normalmente ciclohexano), é retirado pelo topo do reator, condensado e recirculado para o mesmo. A temperatura é controlada regulando a taxa de alimentação da corrente de reciclo na base do equipamento. A Figura 3.3 ilustra o mecanismo descrito.

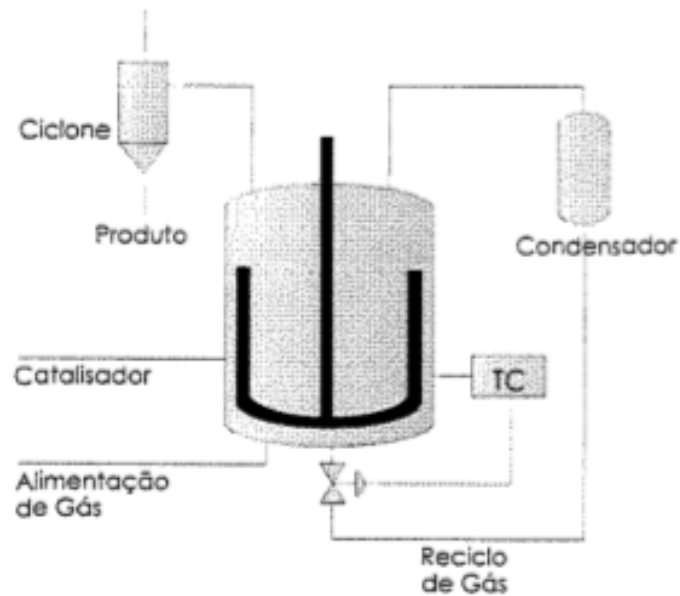


Figura 3.3 – Esquema processo BASF (Fernandes, 1999).

### Processo AMOCO

Gambetta (2001) relata que o processo AMOCO de polimerização de eteno em fase gás foi desenvolvido pela Standard Oil Company em meados da década de 70.

O reator também é de leito agitado (como no processo BASF exposto anteriormente), porém possui divisões horizontais, que seccionam o mesmo em vários compartimentos.



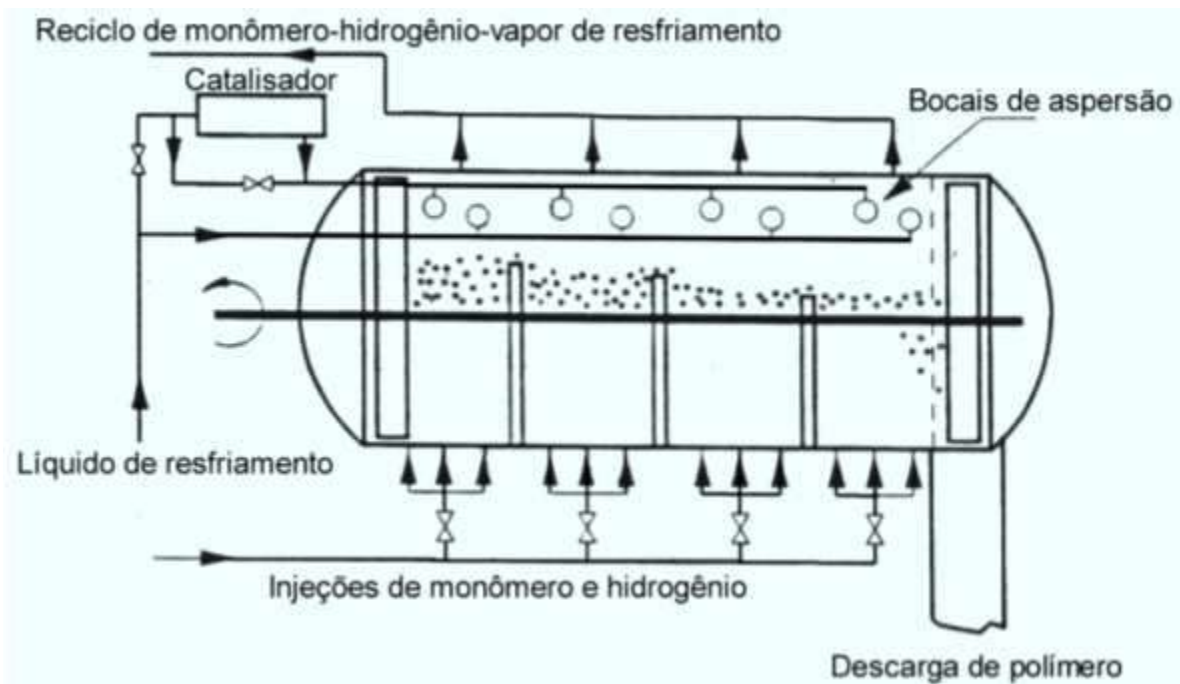


Figura 3.4 – Esquema processo AMOCO (Gambetta, 2001).

A alimentação, inicial e também do reciclo, ocorre pelo fundo de cada zona de reação. O catalisador e o líquido de resfriamento são injetados no topo do reator, chegando a cada um dos compartimentos, como visto na Figura 3.4. À medida que a reação prossegue o compartimento transborda o polímero para o próximo compartimento, repetindo-se ao longo do reator até que o polímero chegue na zona de descarga.

### Processo UNIPOL

O processo UNIPOL da Union Carbide foi o primeiro a ser utilizado comercialmente, com o primeiro reator sendo construído em 1968 (Gambetta, 2001).

O reator utilizado no processo UNIPOL é de leito fluidizado e apresenta duas seções: uma seção de reação e outra de expansão (Figura 3.5).

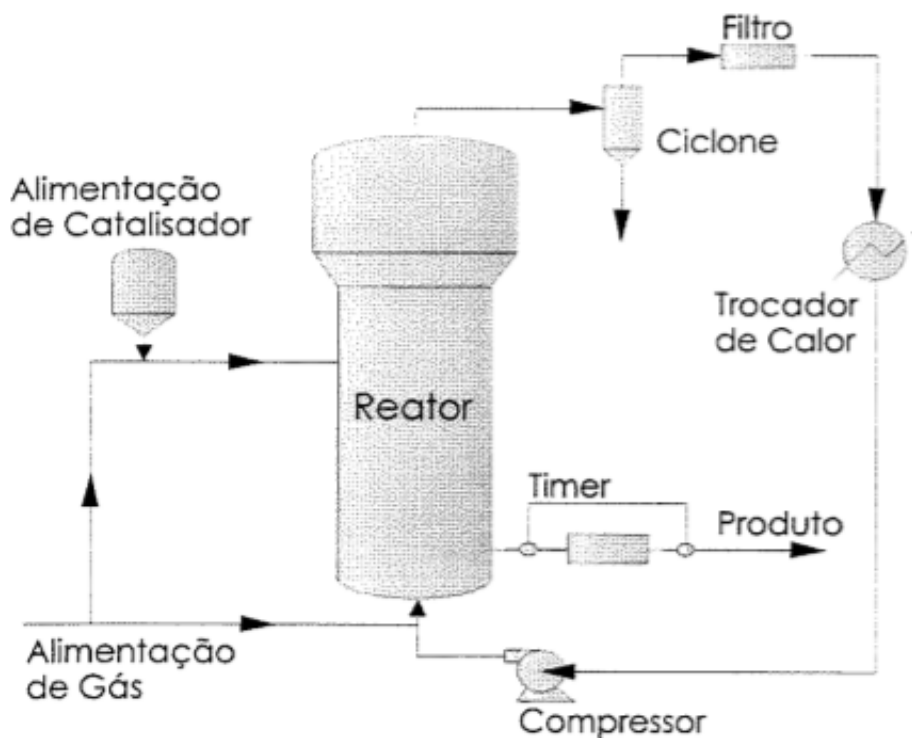


Figura 3.5 – Esquema processo UNIPOL (Fernandes, 1999).

Como o estudo de caso realizado neste trabalho diz respeito a este processo, detalhes do mesmo são discutidos no final deste capítulo.

### Processo BP Chemicals

Este processo, de acordo com o que Gambetta (2001) publicou, foi desenvolvido pela Naphtachimie, pouco depois do processo da Union Carbide, utilizando também um reator de leito fluidizado, com a primeira planta comercial partindo em 1975.

A principal diferença entre o processo da BP (Figura 3.6) e o UNIPOL é que o processo patenteado pela BP contém um reator de pré-polimerização antes do reator de leito fluidizado, ou seja, ele trabalha com um reator CSTR e

um de leito fluidizado ligados em série (Chính & Dumain, 1990 apud Fernandes, 1999).

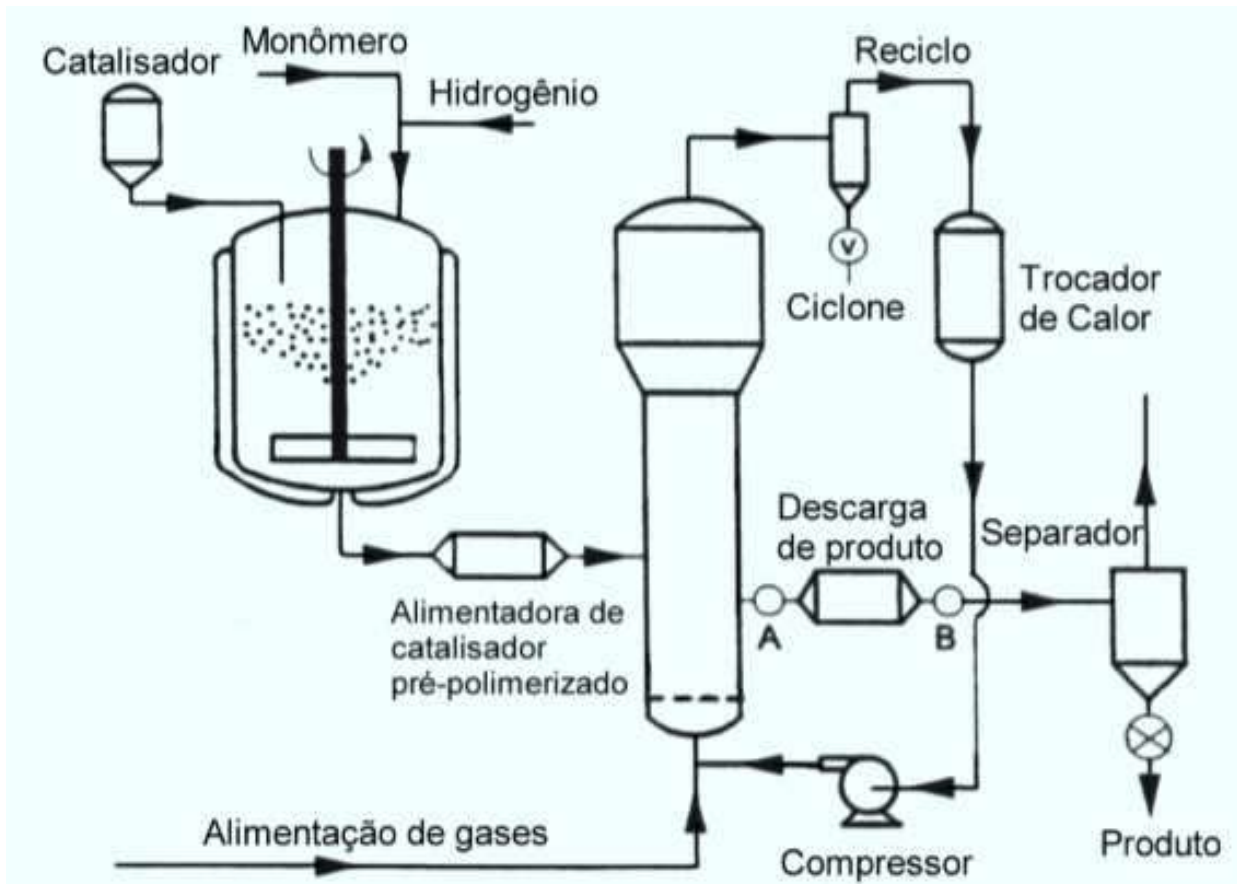


Figura 3.6 – Esquema processo BP Chemicals (Gambetta, 2001).

O reator preliminar pré-polimeriza o catalisador, que é injetado no reator de leito fluidizado como partícula de polímero.

A vantagem na utilização deste reator está no controle do tamanho das partículas poliméricas e da atividade do catalisador dentro do leito fluidizado. Isto se deve a maior facilidade no controle da temperatura, devido à forma com que a alimentação dos monômeros e do catalisador é realizada.

### 3.3. Fluxograma Detalhado do Processo UNIPOL PE

Entre os diversos tipos de tecnologias de polimerização em fase gás abordadas no tópico anterior, neste estudo de caso abordou-se o processo UNIPOL, com um fluxograma modificado.

SALAU (2004) estabelece a divisão da planta industrial do processo UNIPOL em quatro seções principais: estocagem e purificação de matérias-primas; reação; purga do produto e recuperação de gases; e granulação e aditivação.

Resumidamente:

- Estocagem e purificação de matérias-primas: etapa responsável pela remoção de impurezas indesejáveis nas matérias-primas que podem desativar a reação.
- Reação: responsável pela conversão dos reagentes no produto de interesse.
- Purga do produto e recuperação de gases: consiste na etapa de descarga do polímero produzido no reator. Visto que no decorrer desta etapa certo volume de gases deixa o reator junto com o produto, é feita a recuperação dos mesmos a fim de reutilizá-los.
- Granulação e aditivação: nesta etapa do processo, o pó de polietileno produzido no reator é transformado, pelo processo de extrusão, em pellets e misturado aos aditivos necessários para cada aplicação posterior.

A seção objeto de estudo do presente trabalho é a seção de reação. O fluxograma modificado do processo UNIPOL, está ilustrado na Figura 3.7.

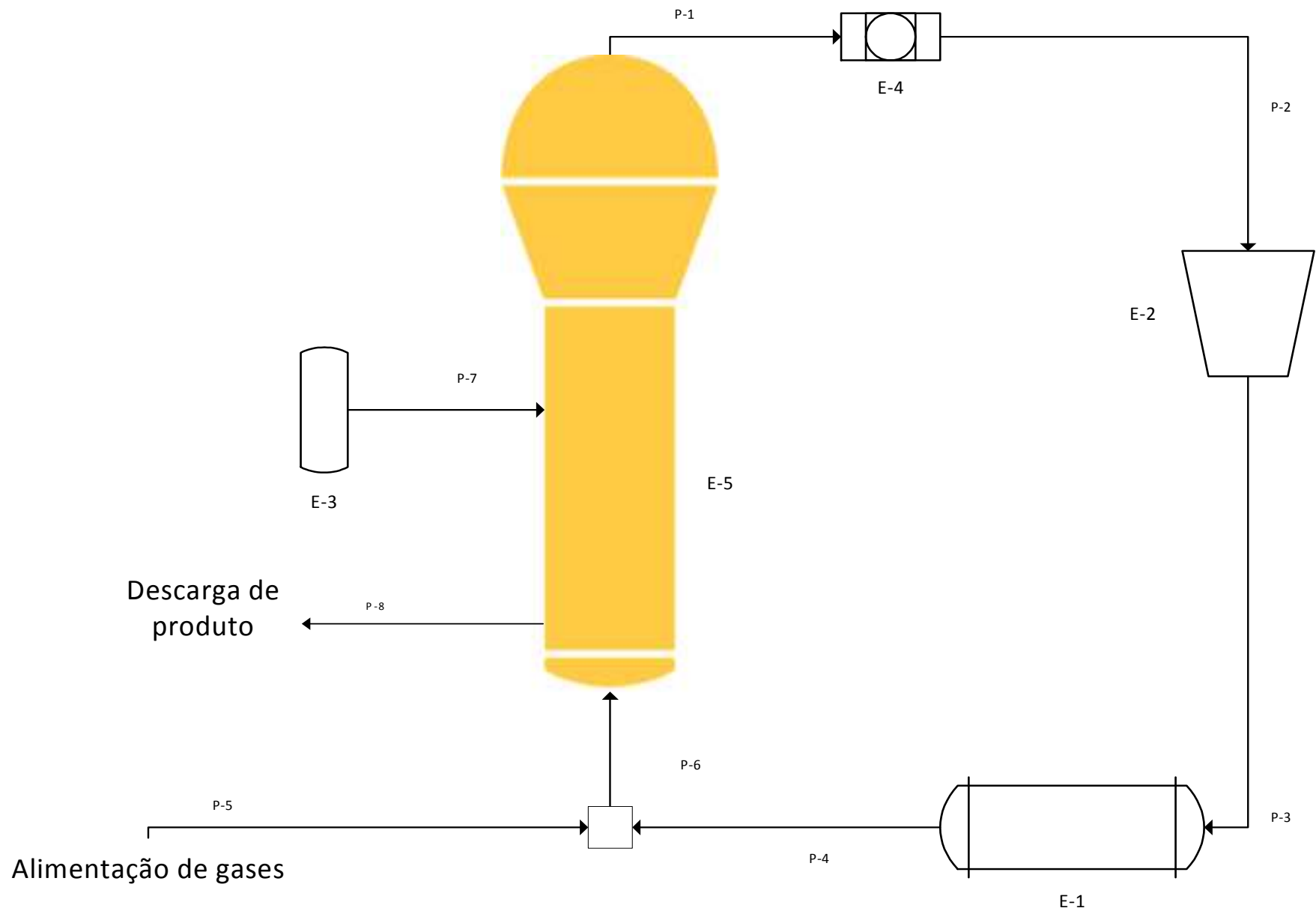


Figura 3.7 – Fluxograma modificado do processo UNIPOL (adaptado de Fernandes, 1999).

A Tabela 3.4 lista os equipamentos presentes no fluxograma exposto.

**Tabela 3.4 – Legendas dos equipamentos presentes no fluxograma.**

<b><i>Lista de Equipamentos</i></b>	
<b><i>Texto exibido</i></b>	<b><i>Descrição</i></b>
E-1	Trocador de calor tipo casco-tubo
E-2	Compressor centrífugo
E-3	Alimentadora de catalisador
E-4	Filtro
E-5	Reator de leito fluidizado

Os sistemas de alimentação de gases frescos, descarga de produto, e refrigeração do trocador de calor, não serão estudados neste trabalho.

O ciclo básico de reação consiste em um reator de leito fluidizado, um compressor, um resfriador de gás de reciclo e um filtro na saída do reator.

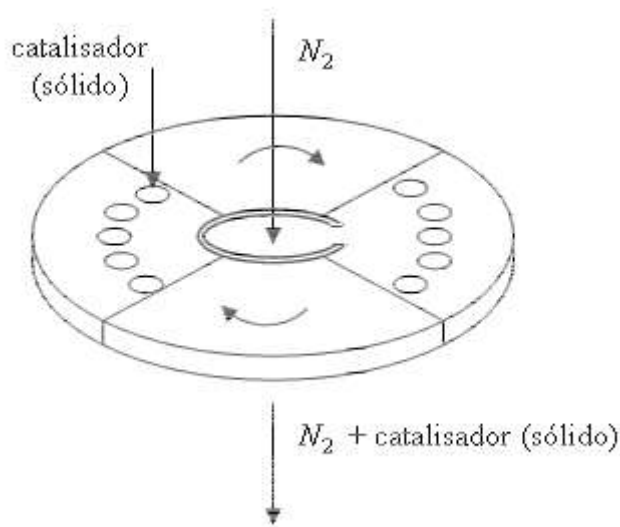
Na base do reator existe a entrada dos reagentes. Estes podem vir de duas correntes: da corrente de “gases frescos” (P-5) ou da corrente de gás de reciclo (P-4). Os reagentes entram, então, no reator de leito fluidizado através da linha de entrada (P-6) e são distribuídos uniformemente devido à existência de uma placa distribuidora na base do reator. Esta placa também tem a função de suportar o leito de resina granular em condições de não fluidização.

Antes de se iniciar o fluxo de reciclo de gás, na partida do reator, é necessário a existência de um leito inicial de polímero (Gambetta, 2001).

O reator é um vaso cilíndrico com uma seção expandida no topo, que tem, como principal função, impedir que partículas sólidas sejam carregadas pelo fluxo de gás para o reciclo. No caso desta seção não ser suficiente para prover separação, é possível a colocação de ciclones e/ou filtros na linha de reciclo.

O catalisador, dosado pela alimentadora, é carregado por um fluxo de nitrogênio e injetado diretamente no leito. Segundo Salau (2004), os

catalisadores são sólidos em forma de pó, e são adicionados ao reator por uma dosadora, exibida na Figura 3.8.



**Figura 3.8 – Dosadora de catalisador processo UNIPOL (Salau, 2004).**

A própria fluidização do leito se encarrega de misturar o catalisador injetado no reator com a massa de polímero.

O catalisador, o gás de reciclo e o make-up da corrente de alimentação de gases frescos, são continuamente adicionados ao reator, que opera em uma condição específica de temperatura, pressão e concentração de gases, necessária para a produção de cada tipo de produto (Salau, 2004).

A circulação de gases no leito promove a fluidização do mesmo e a retirada do calor gerado pela reação. Ocorre ainda o suprimento de reagentes para a formação das partículas poliméricas.

O calor proveniente da reação é carregado pelos gases para a corrente de reciclo, sendo removido no trocador de calor. Desta forma a temperatura do leito fluidizado é mantida constante.

Após ser comprimido e resfriado, o gás de reciclo é misturado ao gás de alimentação e reinjetado na base do reator. O produto é removido do leito

fluidizado por um sistema de descarga de produto (P-8). Esta etapa é iniciada sempre que o nível do leito ultrapassa o set point.

O compressor de gás de reciclo é um compressor centrífugo de simples estágio e o resfriador de gás de reciclo é de passagem simples - tipo casco e tubo.



# Capítulo 4

## Análise de Riscos

Existem inúmeras metodologias visando o posicionamento ótimo de sensores para alarmes. Dentre as possíveis abordagens, a técnica de HAZOP é comumente utilizada em revisões de um sistema de alarmes já estabelecido (ANSI/ISA – 18.2, 2009). Essa mesma norma cita o HAZOP no âmbito do gerenciamento de mudanças, como um documento de referência que deve ser revisado antes de qualquer alteração no sistema de alarmes.

A Health and Safety Executive (HSE), em um de seus informativos (Better alarm handling: Chemicals Sheet N°6), questiona o modo como novos alarmes são adicionados ao sistema, e como os já existentes devem ser modificados. Explica ainda que há uma tendência nos estudos de HAZOP para gerar ações que resultam na instalação de um elevado número de alarmes, uma solução, conforme descrito anteriormente, de baixo custo – porém de eficácia duvidosa. A HSE assim encoraja a discussão sobre a quantidade de alarmes que os HAZOPs produzem, e se os mesmos são justificáveis.

De acordo com Silva (2009), as propostas para a inserção de alarmes são provenientes de uma grande variedade de fontes. Ou seja, a ideia de implementação de um alarme pode partir, por exemplo, do costume, da prática ou da orientação do fabricante de determinado equipamento, como também pode partir da experiência operacional adquirida, ou ainda de estudos de segurança.

#### **4.1. Técnicas de Análise de Risco**

Entende-se por Gestão de Segurança o provimento de um ambiente de trabalho seguro para todas as pessoas envolvidas em determinado processo, além de fornecer segurança ao meio ambiente, as populações externas e evitar perdas ao negócio. Entre os componentes fundamentais da gestão de segurança destaca-se a necessidade de métodos sistemáticos de identificação e registro de todos os perigos e riscos que a planta e/ou os equipamentos estejam sujeitos. Destacam-se assim dois segmentos complementares, a “identificação de perigos” e a “avaliação de riscos”.

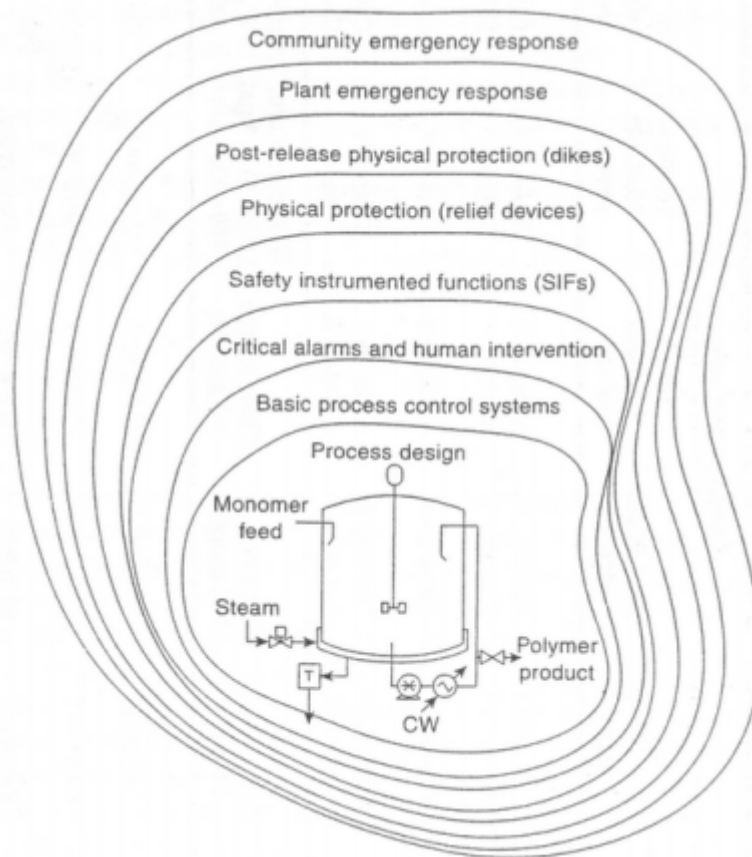
Os principais métodos de identificação de perigos são:

- As Check-Lists, que consistem em uma lista de itens e áreas que podem ocasionar acidentes, incidentes, falhas, anomalias, etc. Os itens devem ser checados;
- A Análise Preliminar de Perigo (APP), que em geral consiste em uma análise realizada antes de um estudo mais completo. Visa selecionar os principais perigos e cenários acidentais presentes na unidade. É bastante semelhante a Análise Preliminar de Riscos (APR), embora está busque indicar o risco de cada cenário, estimando frequência e severidade dos cenários apontados.
- O HAZOP, que tem o objetivo de identificar os riscos e perigos causados pelos desvios da intenção de projeto. Faz uso de uma série de palavras chaves na busca exaustivas pelos desvios possíveis de ocorrerem em cada nó (trecho específico da unidade). Esta será a metodologia utilizada neste estudo, sendo detalhada no decorrer deste capítulo.

Outras metodologias, como a árvore de eventos e a árvore de falhas, também são bastante utilizadas em estudos de análise de riscos. A “árvore de eventos”, por exemplo, fornece informação a respeito de como uma falha pode

acontecer e a probabilidade de sua ocorrência. De modo semelhante, a “árvore de falhas” começa pelo acidente em questão e se desenvolve até os vários cenários que podem causar tal acidente.

Outra abordagem é através da “análise de camadas de proteção” (LOPA). A LOPA é descrita como uma ferramenta semiquantitativa para a análise e estimativa de riscos. Inclui métodos simplificados para caracterizar as consequências e estimar a frequência. A Figura 4.1 ilustra as várias camadas de proteção adicionadas entorno de um processo genérico.



**Figura 4.1 – Camadas de proteção com o objetivo, por exemplo, de baixar a frequência de um determinado acidente (Crowl e Louvar, 2002).**

Toda instalação industrial possui um ciclo de vida, que vai do projeto conceitual a desativação da mesma. Cada fase deste ciclo deve ser submetida a um processo de identificação de perigos e análise de riscos, mediante

aplicação de uma ou mais técnicas. Cada instalação apresentará particularidades, sendo assim, de acordo com suas características e com o resultado esperado, definem-se as técnicas que deverão ser aplicadas.

De forma geral, a Tabela 4.1 ilustra a distribuição das técnicas de análise de riscos no decorrer do ciclo de vida de uma unidade industrial.

**Tabela 4.1 - Distribuição das técnicas de análise de risco ao longo do ciclo de vida de uma unidade industrial (Adaptado de Maia e Borba, 2012).**

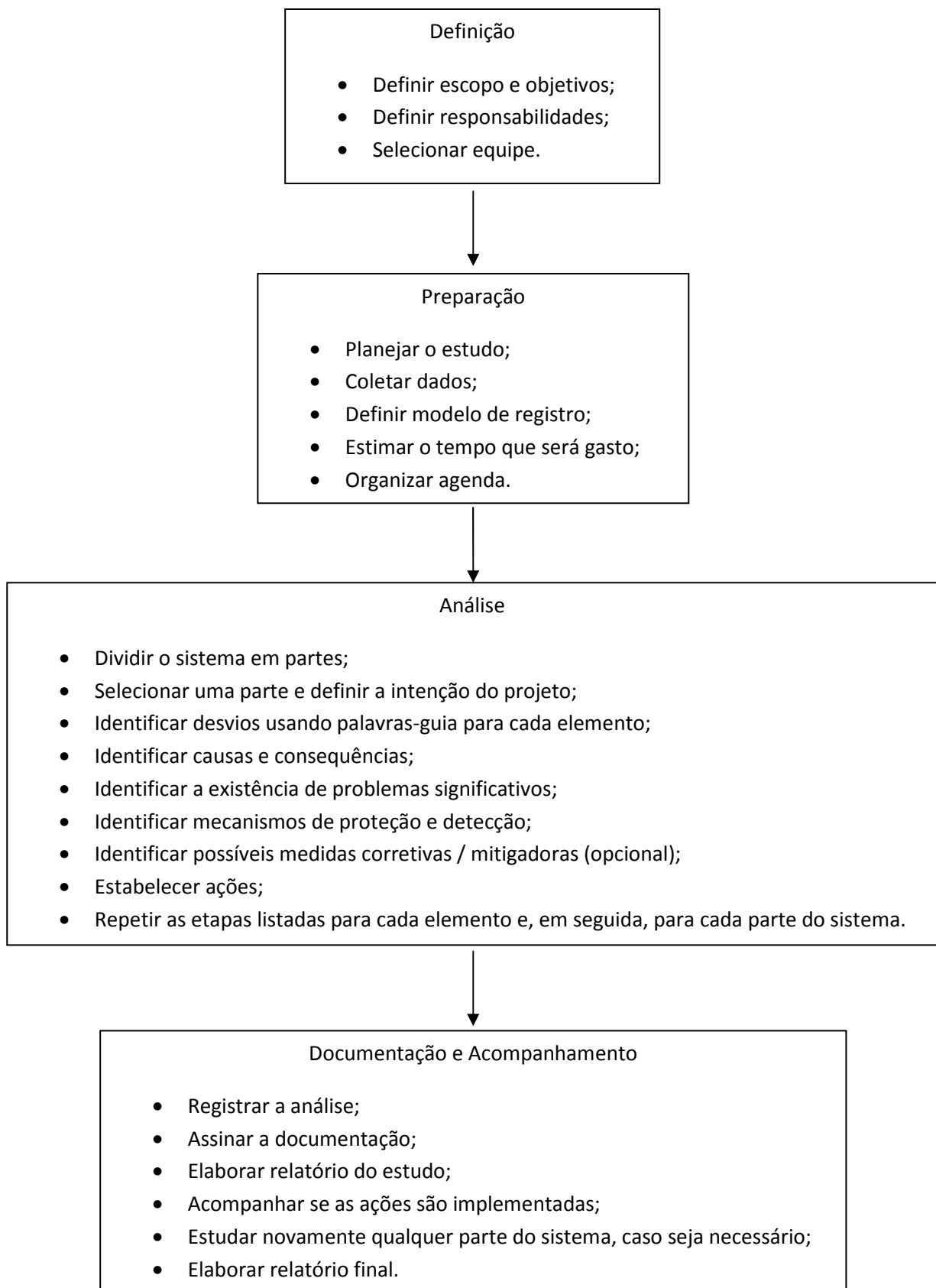
	Projeto Conceitual (FASE 2)	Projeto Básico (FASE 3)	Projeto de Detalhamento	Construção e Montagem	Comissionamento/ Pré-Operação	Operação	Desativação
Lista de Verificação					X		X
APR	X	X	X	X (APP de Serviço)		X	X
HAZOP		X	X			X	
LOPA		X	X			X	
Análise de Consequências		X	X			X	
AQR		X	X			X	

## **4.2. HAZOP**

Segundo Maia e Borba (2012), existem diversas técnicas de análise de riscos de processos sendo desenvolvidas e aprimoradas nos últimos anos, entre elas, destaca-se o HAZOP. Este tem sido utilizado com grande sucesso há aproximadamente 40 anos. Grande parte do sucesso se deve a características como simplicidade, eficiência e larga aplicação nas indústrias de processo em geral, e no setor de óleo e gás em particular.

A análise de HAZOP tem por objetivo determinar riscos associados a desvios e/ou perturbações do processo, diferenciando-se neste ponto do APP ou APR anteriormente mencionados.

Dentre as inúmeras formas de se apresentar a sistemática do HAZOP, o procedimento mostrado a seguir (Figura 4.2) foi escolhido por ilustrar de forma organizada e didática a sequência de ações que devem ser seguidas.



**Figura 4.2 - Procedimento de uma análise de HAZOP (adaptado de BRITISH STANDARD - BS IEC 61882:2001).**

Como visto no procedimento apresentado, uma das primeiras etapas para a realização da análise de HAZOP é a seleção da equipe que será responsável pelo estudo. Por se tratar de uma análise de cunho subjetivo é recomendável que seja feita por uma equipe multidisciplinar, composta por engenheiros de processo, controle e automação, segurança, entre outros profissionais, para que diferentes pontos de vista sejam avaliados tornando o estudo mais próximo possível da realidade do processo e/ou da planta industrial.

No presente estudo, esta prática não pôde ser realizada, sendo assim a análise foi baseada nos trabalhos listados na literatura e na experiência individual do autor.

Para um melhor entendimento da metodologia em questão, faz-se necessário a definição de alguns termos muito utilizados, como:

- Parâmetros de processo: são, em geral, as variáveis físicas quantitativas do processo, tais como vazão, pressão, temperatura, nível etc, cujos desvios serão avaliados durante a aplicação da metodologia;
- Palavras-guias: são expressões aplicadas de forma sistemática aos parâmetros de processo para qualificar os desvios.
- Desvio: mudança nas condições de projeto. Para cada desvio identificado são relacionadas suas causas, consequências e modos de detecção, além das salvaguardas existentes e de outras recomendações, quando necessário.
- Nós: trechos específicos do processo, em geral um ponto da tubulação ou um equipamento, definidos de forma a facilitar a análise.

Durante a análise, relaciona-se um determinado parâmetro de processo com todas as palavras-guias cabíveis ao mesmo. Quando esgota-se a análise deste parâmetro passa-se para o próximo. Uma vez analisados todos os parâmetros de um nó, segue-se para o próximo nó da unidade. E assim é feito, até que todos os nós tenham sido avaliados.

A Tabela 4.2 representa a tabela que será utilizada para realização do HAZOP.

**Tabela 4.2 – Tabela para a análise de HAZOP.**

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema:					
Nó:				Data:	
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção / Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>Número do Cenário</i>



# Capítulo 5

## Estudo de Caso

### 5.1. HAZOP

A técnica de HAZOP foi então aplicada à seção de reação do processo de produção de polietileno, processo UNIPOL, apresentado anteriormente. O fluxograma foi dividido em três nós: nó do reator, nó do compressor e nó do trocador de calor (Figura 5.1).

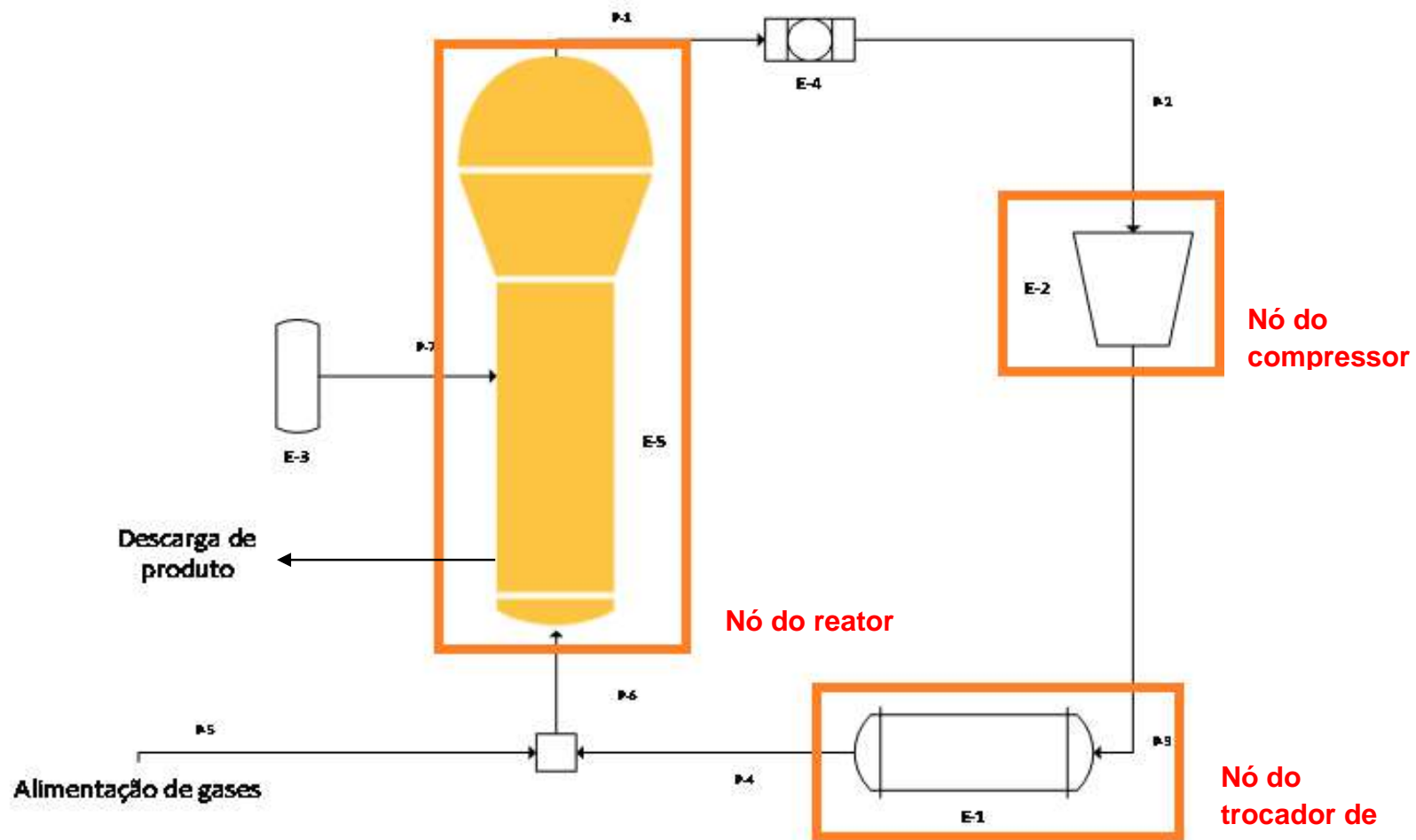


Figura 5.1 – Indicação dos nós do sistema.

As tabelas com o estudo de HAZOP são apresentadas a seguir.

Tabela 5.1 – Tabela de HAZOP – cenários 1, 2 e 3.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Data: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/ Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Nenhum	- Entupimento total da linha de entrada no reator (P-6)	- Sobrepressão na linha P-6, a montante do ponto de entupimento - Parada na fluidização - Parada na produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do reator - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido alarme de vazão muito baixa (LL) na entrada do reator		1
	- Ruptura na linha P-6	- Vazamento de reagentes (tóxicos. Inflamáveis) - Parada na fluidização - Parada de produção	- Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com a indicação do explosímetro - Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do reator - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido alarme de vazão muito baixa (LL) na entrada do reator		2
	- Ruptura no trocador de calor	- Vazamento de reagentes (tóxicos. Inflamáveis) - Parada na fluidização - Parada de produção	- Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com a indicação do explosímetro - Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do reator - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido alarme de vazão muito baixa (LL) na entrada do reator		3

Tabela 5.2 – Tabela de HAZOP – cenários 4, 5, 6, 7 e 8.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Date: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Menor	- Pequeno vazamento no trocador de calor	- Queda na fluidização  - Perda de produção  - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do trocador  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com a indicação do explosímetro		4
	- Entupimento parcial da linha de entrada do reator (P-6)	- Queda na fluidização  - Perda de produção  - Sobrepressão na linha P-6, a montante do ponto de entupimento	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do reator		5
	- Pequeno furo na linha P-6	- Queda na fluidização  - Perda de produção  - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com a indicação do explosímetro		6
	- Redução no fornecimento de reagentes frescos (P-5)	- Queda na fluidização  - Perda de produção	- Medidor de vazão na linha P-5		7
	- Perda de performance do compressor	- Queda na fluidização  - Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do compressor		8

Nas tabelas 5.1 e 5.2 os cenários de maior gravidade levantados foram os de entupimento de linhas, gerando sobrepressão, e de vazamento de reagentes. Sendo assim, foram propostos alarmes de vazão baixa na entrada do reator e acionamentos de TRIPS relacionados à vazão muito baixa na entrada do reator e a indicação dos explosímetros (equipamentos especialmente fabricados para detectar concentrações de gases e vapores inflamáveis).

No cenário 7 não foi proposto um alarme para vazão baixa na linha P-5 e sim um medidor de vazão. Esta medida foi tomada com o objetivo de evitar excesso no número de alarmes já que, uma vez detectado a queda na vazão de entrada do reator, o operador responsável irá procurar a causa raiz do problema e se deparará com o valor indicado pelo medidor, sem que este precise alarmar.

Os alarmes de vazão baixa nas saídas do compressor e do trocador de calor (cenários 4 e 8) poderiam seguir a mesma linha de raciocínio, porém, como esses equipamentos são de suma importância para o funcionamento da planta, os alarmes não foram trocados por medidores de vazão para que qualquer mau funcionamento seja rapidamente notado e remediado.

Tabela 5.3 – Tabela de HAZOP – cenário 9.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Date: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Deteção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Maior	- Aumento na vazão da corrente de reagentes frescos (P-5)	- Aumento da taxa de reação devido ao aumento da pressão no reator e consequente aumento da temperatura  - Arraste de catalisador/ finos para a linha P-1	- Alarme de vazão alta (HI) na entrada do reator  - Alarmes de pressão (HI) alta no reator  - Alarmes de temperatura alta (HI) no reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a temperatura muito alta (HH) no reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a pressão muito alta (HH) no reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a vazão muito alta (HH) na entrada do reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de temperatura presentes no reator devem acusar HH  Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de pressão presentes no reator devem acusar HH	9

Na tabela 5.3 o desvio de fluxo maior causaria um cenário de sobrepressão no reator, que desencadearia um aumento na taxa reacional. Para que o monitoramento deste desvio seja completo, além do alarme de vazão alta na entrada do reator (e consequente TRIP) foram alocados os alarmes de temperatura e pressão alta dentro do reator.

Tabela 5.4 – Tabela de HAZOP – cenários 10 e 11.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Date: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/ Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Temperatura Maior	- Falha no sistema de troca térmica	- Aumento na taxa de reação	- Alarme de temperatura alta (HI) na saída do trocador  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a temperatura muito alta (HH) no reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de temperatura presentes no reator devem acusar HH	10
	- Injeção excessiva de catalisador	- Aumento na taxa de reação	- Alarmes de temperatura alta (HI) no reator  - Medidor de vazão de catalisador na linha P-7  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a temperatura muito alta (HH) no reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de temperatura presentes no reator devem acusar HH	11



Quanto ao desvio de temperatura maior, apresentado na tabela 5.4, os alarmes sugeridos foram os de temperatura alta na saída do trocador, que indicariam algum distúrbio no sistema de troca térmica; e de temperatura alta dentro do reator, que indicariam distúrbios no próprio reator, como por exemplo, o aumento na quantidade de catalisador no leito. Seguindo a filosofia do cenário 7, no cenário 11 um medidor foi alocado na linha de injeção de catalisador, e não um alarme, visto que, se o desvio temperatura maior ocorrer, o operador responsável irá procurar a causa raiz do problema e se deparará com o valor indicado pelo medidor, sem que este precise alarmar.

Tabela 5.5 – Tabela de HAZOP – cenários 12, 13, 14, 15 e 16.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Date: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Deteção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Temperatura Menor	- Presença de contaminantes	- Possível formação de "incrustações"	- Alarques de temperatura baixa (LO) em diferentes diâmetros do reator		12
	- Falta de catalisador	- Diminuição da taxa de reação	- Alarques de temperatura baixa (LO) no reator		13
Pressão Menor	- Perda de performance do compressor	- Queda na fluidização - Perda de produção	- Alarques de pressão baixa (LO) na entrada do reator - Alarques de pressão baixa (LO) na saída do compressor		14
	- Pequeno furo na linha de entrada do reator (P-6)	- Queda na fluidização - Perda de produção - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarques de pressão baixa (LO) na entrada do reator - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		15
	- Pequeno vazamento no trocador de calor	- Queda na fluidização - Perda de produção - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarques de pressão baixa (LO) na saída do trocador - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		16

Com relação ao desvio temperatura menor, apresentado na tabela 5.5, alarmes de temperatura baixa foram alocados dentro do reator com o objetivo de monitorar o perfil de temperatura no mesmo. Um ponto que vale ser destacado neste desvio é o posicionamento de alarmes de temperatura em diferentes diâmetros do reator. Esta prática se faz necessária para prevenir a formação de “incrustações”, também chamadas de “folhas”, que causam inúmeros prejuízos à produção e podem causar inseguranças no processo.

A respeito do desvio pressão menor, foi sugerido o alarme de pressão baixa na entrada do reator, como alarme principal para detecção do desvio. E também foram sugeridos alarmes de pressão baixa nas saídas do compressor e do trocador de calor, visando assegurar a integridade e a rápida manutenção destes equipamentos. Além, é claro, do acionamento dos TRIPs de acordo com indicação do explosímetro, que são fundamentais em qualquer cenário de vazamento de reagentes.

Tabela 5.6 – Tabela de HAZOP – cenários 17,18 e 19.

Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Reator de leito fluidizado					Date: 29/05/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Pressão Maior	- Entupimento na linha de saída do reator (P-1)	- Possível ruptura do reator/ explosão	- Alarme de pressão alta (HI) na linha de saída do reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a pressão muito alta (HH) no reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de pressão presentes no reator devem acusar HH	17
	- Entupimento no filtro de retenção de sólidos		- Alarme de diferencial de pressão no filtro  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a pressão muito alta (HH) no reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de pressão presentes no reator devem acusar HH	18
	- Falha no sistema de descarga de produto	- Possível formação de "incrustações"	- Alarmes de pressão alta (HI) em diferentes diâmetros do reator  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a pressão muito alta (HH) no reator	Para ativação do TRIP pelo menos dois dos alarmes de pressão presentes no reator devem acusar HH	19

Na tabela 5.6, no desvio pressão maior, o cuidado com a integridade física do reator é grande, com isso, além dos alarmes de pressão alta dentro do reator (que acionam o TRIP) foi sugerido um alarme de pressão alta na linha de saída do reator. Este alarme indicaria qualquer sobrepressão da linha P-1 ou no filtro presente no fluxograma. Ainda com relação ao filtro, foi sugerido um alarme de diferencial de pressão para que, havendo a saturação do mesmo, ele possa ser rapidamente substituído.

Ainda a respeito deste desvio, foram posicionados alarmes de pressão alta em diferentes diâmetros do reator. Esta prática se faz necessária para prevenir a formação de “incrustações”, também chamadas de “folhas”, que causam inúmeros prejuízos à produção e podem causar inseguranças no processo.

Tabela 5.7 – Tabela de HAZOP – cenários 20, 21, 22 e 23.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Compressor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Nenhum	- Entupimento total da linha de entrada do compressor (P-2)	- Sobrepressão na linha P-2, a montante do ponto de entupimento  - Parada de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor		20
	- Ruptura da linha P-2	- Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)  - Parada de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		21
	- Quebra do compressor	- Parada de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do compressor  - Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor		22
	- Entupimento total do filtro de retenção de sólidos	- Parada de produção  - Sobrepressão na linha P-1	- Medidor de vazão na saída do filtro		23

No desvio de “fluxo nenhum”, apresentado na tabela 5.7, foram sugeridos alarmes de vazão baixa na entrada e na saída do compressor, possibilitando a detecção de distúrbios na linha anterior ao compressor (P-2) e a detecção de qualquer mau funcionamento do equipamento. O medidor de vazão alocado na saída do filtro poderia ser um alarme, porém para evitar uma redundância desnecessária foi decidido que este dispositivo não iria alarmar. Já que, uma vez detectado vazão baixa na entrada do compressor as ações tomadas para identificar a causa raiz do problema acabariam levando, se fosse o caso, a falha/saturação no filtro.

Tabela 5.8 – Tabela de HAZOP – cenários 24, 25, 26, 27, 28 e 29.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Compressor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Menor	- Formação de aglomerados nas paredes do reator	- Perda de produção	- Alarmes de temperatura em diferentes diâmetros do reator - Alarme de vazão baixa na (LO) entrada do compressor - Medidor de vazão na saída do reator		24
	- Entupimento parcial do filtro de retenção de sólidos	- Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor - Medidor de vazão na saída do reator		25
	- Perda de performance do compressor	- Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do compressor		26
	- Entupimento parcial da linha de entrada do compressor (P-2)	- Perda de produção - Sobrepressão na linha P-2, a montante do ponto de entupimento	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor		27
	- Pequeno furo na linha P-2	- Perda de produção - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido indicação do explosímetro		28
	- Redução vazão da corrente de reagente fresco (P-5)		- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do compressor - Medidor de vazão na linha P-5		29



Na tabela 5.8, com relação ao desvio fluxo menor, foram sugeridos, novamente, alarmes de vazão baixa na entrada e na saída do compressor, pelo mesmo motivo exposto no desvio fluxo nenhum. Os alarmes de temperatura em diferentes diâmetros do reator foram aqui alocados para monitorar e evitar a formação de aglomerados (incrustações ou folhas) na parede do reator.

Deve-se chamar atenção para o medidor de vazão posicionado na saída do reator, que poderia também ser um alarme, contudo para evitar redundâncias foi mantido como medidor.

**Tabela 5.9 – Tabela de HAZOP – cenários 30, 31, 32, 33 e 34.**

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Compressor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/ Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Maior	- Aumento na vazão da corrente de reagentes frescos (P-5)		- Alarme de vazão alta (HI) na entrada do compressor		30
Temperatura Maior	- Falha na troca térmica	- Aumento na temperatura de entrada do trocador de calor	- Alarme de temperatura alta (HI) na saída do compressor		31
	- Aumento na taxa de reação	- Aumento na temperatura de entrada do trocador de calor	- Alarme de temperatura alta (HI) na saída do compressor		32
Temperatura Menor	- Falha na troca térmica				33
	- Queda na taxa de reação	- Perda de produção			34

Tabela 5.10 – Tabela de HAZOP – cenários 35, 36, 37, 38 e 39.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Compressor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Pressão Menor	- Entupimento parcial na linha P-2	- Perda de produção  - Queda da vida útil do compressor	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do compressor		35
	- Pequeno furo na linha P-2	- Perda de produção  - Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do compressor  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		36
	- Perda de performance do compressor	- Perda de produção	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do compressor  - Alarme de pressão baixa (LO) na saída do compressor		37
Pressão Maior	- Entupimento na linha P-3		- Alarme de pressão alta (HI) na saída do compressor  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR devido a pressão muito alta (HH) a montante do ponto de entupimento		38
	- Compressor desregulado	- Pressurização inadequada do sistema	- Alarme de pressão alta (HI) na entrada do compressor  - Alarme de pressão alta (HI) na saída do compressor		39

Com relação aos desvios de “fluxo maior” e “temperatura maior”, apresentados na tabela 5.9, foram alocados alarmes de vazão alta na entrada do compressor e de temperatura alta na saída do mesmo equipamento, respectivamente.

A respeito do desvio “temperatura menor” nenhum efeito que compromettesse a segurança do processo foi levantado e por esta razão, nenhum elemento de proteção/detecção foi sugerido.

Na tabela 5.10, os cenários que se destacam são os relacionados ao desvio “pressão menor”. Para detectar este desvio foram sugeridos alarmes de pressão baixa na entrada e na saída do compressor. Vale ressaltar que a respeito do desvio “temperatura menor” nenhum efeito que compromettesse a segurança do processo foi levantado e por esta razão, nenhum elemento de proteção/detecção foi sugerido.

A respeito do desvio “pressão maior” foram sugeridos alarmes de pressão alta na entrada e na saída do compressor, seguindo a linha de raciocínio adotada.

**Tabela 5.11 – Tabela de HAZOP – cenários 40, 41, 42 e 43.**

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Trocador de calor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/ Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Nenhum	- Entupimento total da linha P-3	- Sobrepressão na linha P-3, a montante do ponto de entupimento  - Parada de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do trocador		40
	- Ruptura da linha P-3	- Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)  - Parada de produção	- Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		41
Fluxo Menor	- Entupimento parcial da linha de entrada do trocador (P-3)	- Sobrepressão na linha P-3, a montante do ponto de entupimento  - Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do trocador		42
	- Pequeno furo na linha P-3	- Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis)  - Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do trocador  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		43

Tabela 5.12 – Tabela de HAZOP – cenários 44, 45, 46.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Trocador de calor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Fluxo Menor	- Redução vazão da corrente de reagente frescos (P-5)		- Alarme de vazão baixa (LO) na entrada do trocador  - Medidor de vazão na linha P-5		44
	- Entupimento parcial nos tubos do trocador	- Sobrepressão nos tubos  - Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do trocador		45
	- Pequeno furo nos tubos do trocador	- Sobrepressão no casco (risco de explosão)  - Perda de produção	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do trocador  - Instalação de PSV  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		46
Fluxo Maior	- Aumento na vazão da corrente de reagentes frescos (P-5)		- Alarme de vazão alta (HI) na entrada do trocador		47

Na tabela 5.11, os cenários que se destacaram como mais críticos foram os de entupimento, gerando sobrepressão na linha P-3, e de vazamento de reagentes. Dessa forma, foram sugeridos alarmes de vazão baixa na entrada do trocador de calor e, novamente, o acionamento dos TRIPs de acordo com indicação do explosímetro.

Na tabela 5.12, ainda a respeito do desvio “fluxo menor” a atenção agora é para o interior do trocador de calor. Sendo assim, faz-se necessário destacar que, a corrente de reciclo passa por entre os tubos do trocador (pressão alta), enquanto a corrente de resfriamento passa pelo casco (pressão baixa).

Dito isto, destaca-se o cenário 46, que pode gerar uma sobrepressão no casco do trocador com risco de explosão. Caso este cenário venha a ocorrer, a vazão de saída do trocador será menor do que sua vazão normal, já que estaria havendo um vazamento no interior do trocador. Com isso, alocou-se um alarme de vazão baixa na saída do trocador de calor como forma de detecção deste cenário. Além disto, foi sugerida a instalação de uma PSV (válvula de segurança e alívio) para aliviar a pressão do casco do trocador caso a mesma aumente muito.

Tabela 5.13 – Tabela de HAZOP – cenários 48, 49, 50, 51, 52, 53 e 54.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Trocador de calor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Temperatura Menor	- Queda na taxa de reação	- Perda de produção			48
Temperatura Maior	- Aumento na taxa de reação	- Descontrole da reação - Sobrepressão no reator	- Alarme de temperatura alta (HI) na entrada do trocador		49
	- Falha no sistema de utilidade fria	- Descontrole da reação - Sobrepressão no reator	- Alarme vazão baixa (LO) na saída do sistema de utilidade fria - Alarme temperatura alta (HI) na entrada do sistema de utilidade fria		50
	- Obstruções no casco dificultando a troca térmica	- Descontrole da reação - Sobrepressão no reator	- Alarme de temperatura alta (HI) na saída do trocador		51
Pressão Menor	- Perda de performance do compressor	- Perda de produção	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do trocador		52
	- Entupimento parcial da linha P-3	- Sobrepressão na linha P-3, a montante do ponto de entupimento - Perda de produção	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do trocador		53
	- Pequeno furo na linha P-3	- Vazamento de reagentes (tóxicos / inflamáveis) - Perda de produção	- Alarme de pressão baixa (LO) na entrada do trocador - Alarme TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		54



Na tabela 5.13, quanto ao desvio “temperatura maior” destacam-se os cenários 50 e 51. A falha no sistema de utilidade fria deve ser notificada para que ações pertinentes sejam tomadas e a temperatura no reator não seja afetada. Em relação a possíveis obstruções no casco do trocador, que poderiam afetar a troca térmica, uma forma de detecção é a alocação de um alarme de temperatura alta na saída do trocador.

A respeito do desvio “temperatura menor” nenhum efeito que compromettesse a segurança do processo foi levantado e por esta razão, nenhum elemento de proteção/detecção foi sugerido.

Para o desvio “pressão menor” foi sugerido apenas um alarme de pressão baixa na entrada do trocador.

Tabela 5.14 – Tabela de HAZOP – cenários 55, 56, 57, 58 e 59.

<b>Estudo de Perigos e Operabilidade (HAZOP)</b>					
Sistema: Seção de Reação da Planta de Polietileno Fase Gás					
Nó: Trocador de calor de gás de reciclo					Date: 05/06/2013
<i>Desvio</i>	<i>Possíveis Causas</i>	<i>Possíveis Efeitos</i>	<i>Proteção/Detecção</i>	<i>Informações Adicionais</i>	<i>#</i>
Pressão Maior	- Compressor desregulado	- Descontro de da reação	- Alarme de pressão alta (HI) na entrada do trocador		55
	- Entupimento parcial nos tubos	- Sobrepressão nos tubos do trocador	- Alarme de vazão baixa (LO) na saída do trocador		56
	- Ruptura nos tubos	- Sobrepressão no casco do trocador	- Instalação de PSV  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		57
	- Obstrução na linha de saída do trocador (P-4)	- Sobrepressão nos tubos do trocador	- Alarme de pressão alta (HI) na saída do trocador		58
	- Obstrução na saída do sistema de utilidade fria	- Sobrepressão no casco do trocador	- Instalação de PSV  - Ativação TRIP PARADA DO COMPRESSOR de acordo com indicação do explosímetro		59

Com relação ao desvio “pressão maior”, apresentado na tabela 5.14, foram sugeridos alarmes de pressão alta na entrada e na saída do trocador de calor com objetivo de diagnosticar se este desvio é proveniente do trocador em si ou de outro elemento do fluxograma. O alarme de vazão baixa na saída do trocador indica que a vazão desejada não está chegando a este ponto, sugerindo com isso, um possível entupimento dos tubos no interior do trocador. E por fim, nos cenários que indicam sobrepressão no casco do trocador foi sugerida a instalação de PSVs e conseqüentemente o acionamento do TRIP de acordo com indicação do explosímetro.

## 5.2. Posicionamento dos Dispositivos

De posse do estudo completo foi possível posicionar os dispositivos necessários (alarmes) conforme recomendado no HAZOP.

O fluxograma apresentado na Figura 5.2 contempla a seção de reação da planta de polietileno com a rede de alarmes proposta já implementada.

Para facilitar o entendimento do fluxograma citado, segue na Tabela 5.15 o significado das siglas usadas no mesmo para a designação dos alarmes.

**Tabela 5.15 – Descrição das siglas apresentadas no fluxograma de processo.**

<b><i>Lista de Alarmes</i></b>	
<b><i>Texto exibido</i></b>	<b><i>Descrição</i></b>
FAL	Alarme de vazão baixa
FALL (TRIP)	Ativação de TRIP devido alarme de vazão muito baixa
FAH	Alarme de vazão alta
FAHH (TRIP)	Ativação de TRIP devido alarme de vazão muito alta
PAL	Alarme de pressão baixa
PAH	Alarme de pressão alta
PAHH (TRIP)	Ativação de TRIP devido alarme de pressão muito alta
TAL	Alarme de temperatura baixa
TAH	Alarme de temperatura alta
TAHH (TRIP)	Ativação de TRIP devido alarme de temperatura muito alta
PDA	Alarme de pressão diferencial

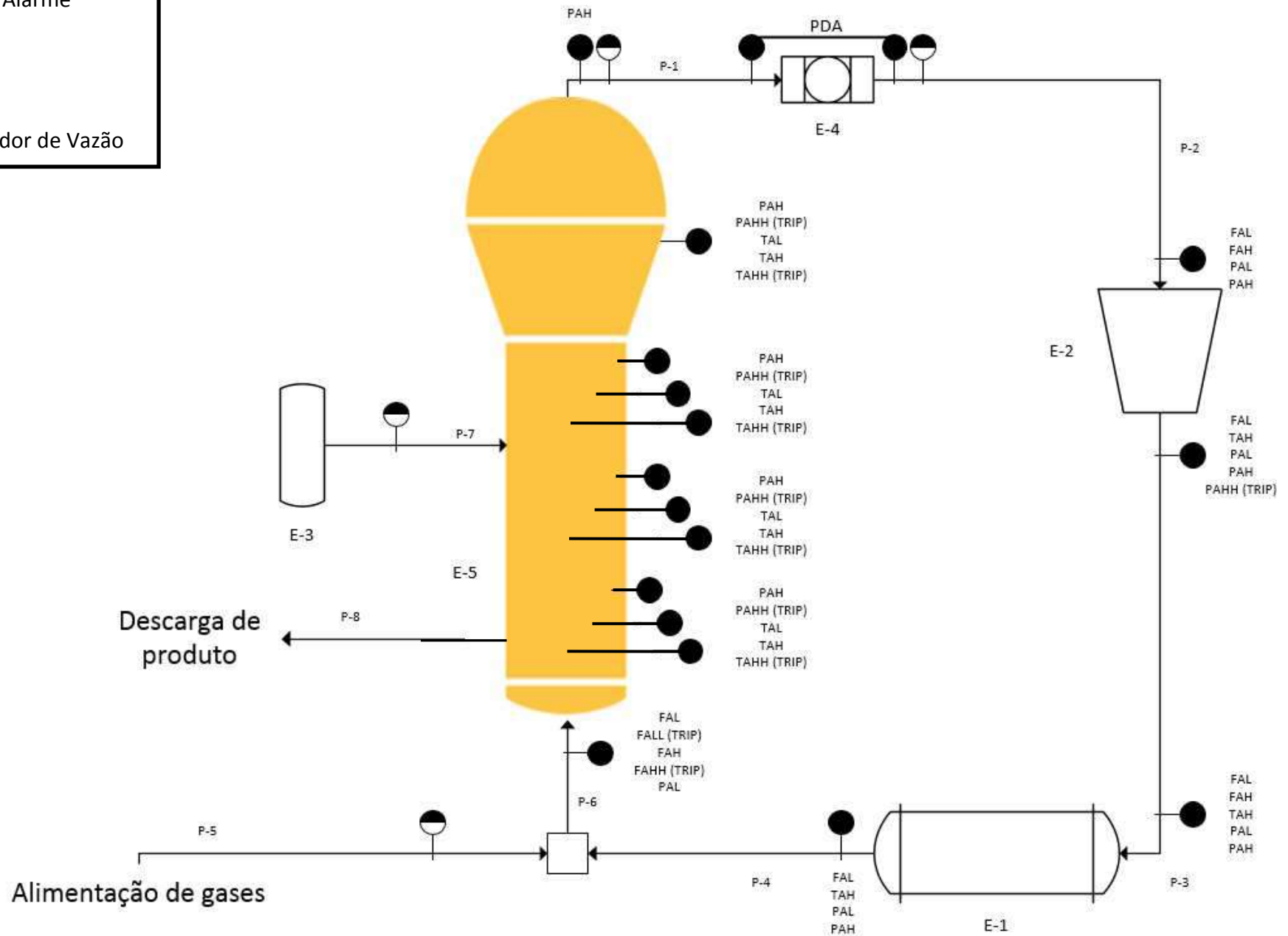
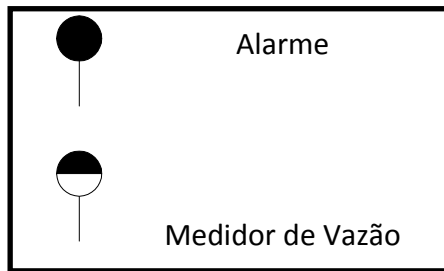


Figura 5.2 – Fluxograma do processo com a rede de alarmes implementada.

# Capítulo 6

## Conclusão e Propostas Futuras

### 6.1. Conclusão

O posicionamento dos dispositivos, proposto para este trabalho, foi realizado. O HAZOP feito forneceu indicações dos pontos críticos para a segurança do processo, onde deveriam ser instalados alarmes e configurados TRIPs. Além de realizar o estudo propriamente dito, foi feita uma análise crítica para avaliar a ocorrência de possíveis alarmes redundantes. A discussão sobre este tema foi exposta junto ao estudo e a rede de alarmes foi implementada.

### 6.2. Propostas Futuras

Como sugestão para trabalhos futuros, propõe-se, a implementação de malhas de controle ao fluxograma desenvolvido neste trabalho (Figura 3.7) e posterior realização de estudo de perigos e operabilidade (HAZOP), para que o mesmo tenha maior utilidade prática. Além disso, para o estudo ficar mais completo, propõe-se também a inclusão do sistema de utilidade fria do trocador de calor no processo.

# Capítulo 7

## Referências Bibliográficas

Alarms Systems, A Guide to Design, Management and Procurement. The Engineering Equipment and Materials Users Association. EEMUA Publication n° 191, 1999, London. ISBN 085931 076 0.

AMBIENTAL SUSTENTÁVEL. Three Mile Island. Disponível em: <<http://ambientalsustentavel.org/2011/three-mile-island/>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS. Disponível em: <<http://www.aiche.org/>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

ANDRADE, José Eduardo Pessoa de; PAN, Simon Shi Koo; ZAPORSKI, Janusz. A INDÚSTRIA PETROQUÍMICA. Relatório BNDES, disponível em: <[http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes\\_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set205.pdf](http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set205.pdf)>. Acesso em: 15 maio 2013.

BESTETI, Marina Damião. PRODUÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DE PARTÍCULAS CASCA-NÚCLEO OBTIDAS PELA POLIMERIZAÇÃO SIMULTÂNEA EM SUSPENSÃO E EMULSÃO. 2009. 159 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009. Disponível em: <[http://fenix3.ufrj.br/60/teses/coppe\\_m/MarinaDamiaoBesteti.pdf](http://fenix3.ufrj.br/60/teses/coppe_m/MarinaDamiaoBesteti.pdf)>. Acesso em: 20 jun. 2013.

BRASIL ESCOLA. Polímeros de Adição. Disponível em: <<http://www.brasilecola.com/quimica/polimeros-adicao.html>>. Acesso em: 02 ago. 2013.

BRASKEM, O SETOR PETROQUÍMICO. Disponível em: <<http://braskem.riweb.com.br/show.aspx?idCanal=YlvXIS7BgoLxL7WvVwvP5A==#02>>. Acesso em: 15 maio 2013.

BRITISH STANDARD. Hazard and operability studies (HAZOP studies) — Application guide. Disponível em: <<http://paulthorn.co.uk/healthandsafety/Risk%20Management/HAZOP%20BS%2061882-2001.pdf>>. Acesso em: 10 maio 2013.

BROOKS, Robin; THORPE, Richard; WILSON, John. A new method for defining and managing process alarms and for correcting process operation when an alarm occurs. *Journal Of Hazardous Materials*, [s. l.], p. 169-174. 25 ago. 2004. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S030438940400247X>>. Acesso em: 12 jul. 2013.

CALIXTO, Eduardo. Uma metodologia para gerenciamento de risco em empreendimentos: Um estudo de caso na Indústria de petróleo. Trabalho apresentado no XXVI ENEGEP - Fortaleza, CE, Brasil, 9 a 11 de Outubro de 2006. Disponível em: <[http://www.abepro.org.br/biblioteca/enegep2006\\_tr500338\\_8619.pdf](http://www.abepro.org.br/biblioteca/enegep2006_tr500338_8619.pdf)>. Acesso em: 06 jun. 2013.

COUTINHO, Fernanda M. B.; MELLO, Ivana L.; MARIA, Luiz C. de Santa. Polietileno: Principais Tipos, Propriedades e Aplicações. *Polímeros: Ciência e Tecnologia*, Rio de Janeiro, p. 1-13. 16 dez. 2002. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/po/v13n1/15064.pdf>>. Acesso em: 20 jul. 2013.

CROWL, Daniel A.; LOUVAR, Joseph F. *Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications*. Segunda Edição Massachusetts: Prentice Hall, 2002. 625 p.

FERNANDES, Fabiano André Narciso. *Modelagem e Simulação de Reatores de Leito Fluidizado para Produção de Polímeros*. 1999. 188 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

FRANCO, Ivan Carlos. *MODELAGEM MATEMÁTICA DA POLIMERIZAÇÃO VIA RADICAL LIVRE CONTROLADA USANDO MECANISMO RAFT*



(TRANSFERÊNCIA DE CADEIA REVERSÍVEL POR ADIÇÃO-FRAGMENTAÇÃO). 2007. 110 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

GAMBETTA, Rossano. Modelagem e Simulação de Reatores de Polimerização em Leito Fluidizado. 2001. 123 f. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001. Disponível em: <<http://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/3162/000333228.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 20 jun. 2013.

GOMES, Gabriel; DVORSAK, Peter; HEIL, Tatiana. INDÚSTRIA PETROQUÍMICA BRASILEIRA: SITUAÇÃO ATUAL E PERSPECTIVAS. Relatório BNDES, disponível em: <[http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes\\_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set2105.pdf](http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set2105.pdf)>. Acesso em: 15 maio 2013.

HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE. Better alarm handling: : Chemicals Sheet N° 6. Hse Information Sheet, p. 1-4. Disponível em: <<http://www.hse.gov.uk/pubns/chis6.pdf>>. Acesso em: 06 jun. 2013.

HEINO, P.; KARVONEN, I.; PETTERSEN, T.. Monitoring and analysis of hazards using HAZOP-based plant safety model. Reliability Engineering And System Safety, Northern Ireland, p. 335-343. 1994. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/095183209490023X>>. Acesso em: 10 de maio 2013.

HEMAIS, Carlos A.; BARROS, Henrique M.; PASTORINI, Mirela T.. O Processo de Aquisição de Tecnologia pela Indústria Petroquímica Brasileira. Polímeros: Ciência e Tecnologia, Rio de Janeiro, p. 190-200. 15 nov. 2001. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/po/v11n4/8980.pdf>>. Acesso em: 15 maio 2013.

INTERNATIONAL STANDARDS WORLDWIDE. Disponível em: <<http://www.astm.org/>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

ISERMANN, Rolf. Fault-Diagnosis Systems: An Introduction from Fault Detection to Fault Tolerance. [s. l.]: Editora Springer, 2006. 475 p.

LEITÃO, Gustavo Bezerra Paz. Algoritmos para Análise de Alarmes em Processos Petroquímicos. 2008. 78 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2008.

MACDONALD, David. Practical Hazops, Trips and Alarms. [s. l.]: Idc Technologies, 2004. 331 p.

MACHADO, Fabricio; LIMA, Enrique L.; PINTO, José Carlos. Uma Revisão Sobre os Processos de Polimerização em Suspensão. *Polímeros: Ciência e Tecnologia*, Rio de Janeiro, p. 166-179. 23 mar. 2007. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/po/v17n2/a16v17n2.pdf>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

MAIA, Clara Schreiber; BORBA, Tais de Araujo Jorge. HAZOP de um Sistema de Gás Combustível com Apoio de Simulação Dinâmica. 2012. 113 f. Projeto Final de Curso (Graduação) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

Management of Alarm Systems for the Process Industries. International Society of Automation. ANSI/ISA standard 18.2. 2009.

MANO, Eloisa Biasotto; MENDES, Luís Cláudio. Introdução a Polímeros. Segunda Edição São Paulo: Editora Blücher, 1999. 191 p.

MOREIRA, Cynthia; FERNANDES, Eduardo; GOMES, Gabriel Lourenço. Potencial de Investimentos no Setor Petroquímico Brasileiro 2007-2010. Relatório BNDES, disponível em: <[http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes\\_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/liv\\_perspectivas/05.pdf](http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/liv_perspectivas/05.pdf)>. Acesso em: 15 maio 2013.

MOREIRA, Fabrícia de Souza. A INTEGRAÇÃO REFINO PETROQUÍMICA COMO ALTERNATIVA PARA ATENDIMENTO DO CRESCENTE MERCADO DE PETROQUÍMICOS. 2008. 135 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

MUNDO VESTIBULAR. Polímeros de Condensação. Disponível em: <<http://www.mundovestibular.com.br/articles/777/1/POLIMEROS-DE-CONDENSACAO/Paacutegina1.html>>. Acesso em: 02 ago. 2013.

NIMMO, Ian et al. Future of supervisory systems in process industries: Lessons for discrete manufacturing. Annual Reviews In Control, [s. l.], p. 45-52. 1999. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1367578899900573>>. Acesso em: 15 jul. 2013.

OGUNNAIKE, Babatunde A.. A contemporary industrial perspective on process control theory and practice. Annual Reviews In Control, [s. l.], p. 1-8. 1996. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1367578897000011>>. Acesso em: 15 jul. 2013.

PERRONE, Otto Vicente. A indústria petroquímica no Brasil. Editora Ibp, 2010. 154 p.

REGINATO, Alex Sandro. Modelagem e Simulação dos Reatores de Polimerização em Fase Líquida do Processo Spheripol. 2001. 150 f. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001. Disponível em: <<http://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/3317/000336021.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 20 jun. 2013.

ROCHA, Tereza C. J.; SOARES, Bluma G.; COUTINHO, Fernanda M. B.. Principais Copolímeros Elastoméricos à Base de Butadieno Utilizados na Indústria Automobilística. Polímeros: Ciência e Tecnologia, Rio de Janeiro, p. 299-307. 23 abr. 2007. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/po/v17n4/a09v17n4.pdf>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

RUBINSTEIN, Luis. Prospectiva para a Indústria Química e Petroquímica: Uma Visão para o Ano de 2025. 2009. 140 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

SALAU, Nina Paula Gonçalves. Controle de Temperatura em Reatores de Polimerização em Fase Gasosa. 2004. 195 f. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004. Disponível em:

<<http://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/6824/000447571.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 20 jun. 2013.

SAMAD, Tariq; MCLAUGHLIN, Paul; LU, Joseph. System architecture for process automation: Review and trends. *Journal Of Process Control*, [s. l.], p. 191-201. 05 out. 2006. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959152406001156>>. Acesso em: 12 jul. 2013.

SANTOS, Patrícia Carneiro Dos. RECENTES IMPACTOS DA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA SOBRE O PARQUE DE REFINO. 2008. 131 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

SEBORG, Dale E. et al. *Process Dynamics and Control*. Terceira edição [s. l.]: Editora Wiley, 2010. 514 p.

SILVA, Rodrigo Bezerra Da. SISTEMA DE GERENCIAMENTO DE ALARMES APLICADOS NA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO. 2009. 51 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2009. Disponível em: <<http://www.engcomp.ufrn.br/publicacoes/TCC-2009-2-8.pdf>>. Acesso em: 15 maio 2013.

SOUZA, Alessandro J. de et al. GERÊNCIA DE INFORMAÇÃO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS: UM ESTUDO DE CASO NA PRODUÇÃO DE PETRÓLEO E GÁS. São Luís, p. 1-7. 2005. Disponível em: <<http://www.dca.ufrn.br/~adelardo/artigos/SBAI05-10152.pdf>>. Acesso em: 21 jun. 2013.

SOUZA, Danilo Curvelo de. Sistema Especialista para Supressão Online de Alarmes em Processos Industriais. 2013. 48 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2013.

TJHAI, Gina C. et al. A preliminary two-stage alarm correlation and filtering system using SOM neural network and K-means algorithm. *Computer & Security*, [s. l.], p. 712-723. 25 fev. 2010. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0167404810000192>>. Acesso em: 12 jul. 2013.

TORRES, Eduardo Mc Mannis. A EVOLUÇÃO DA INDÚSTRIA PETROQUÍMICA BRASILEIRA. Química Nova, Porto Alegre, p. 49-54.1997. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/qn/v20nspe/4982.pdf>>. Acesso em: 15 maio 2013.

U.S. CHEMICAL SAFETY BOARD. Disponível em: <<http://www.csb.gov/>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

VALDMAN, Andrea. Sistema de Automação para Monitoramento Online de Gases Residuais e Diagnóstico de uma Caldeira Operada com Misturas Diesel/Biodiesel. 2010. 152 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

WORLD NUCLEAR ASSOCIATION. Three Mile Island Accident. Disponível em: <<http://www.world-nuclear.org/info/Safety-and-Security/Safety-of-Plants/Three-Mile-Island-accident/#.UgkZ2JKfhXI>>. Acesso em: 30 jul. 2013.

YANG, F. et al. Improved correlation analysis and visualization of industrial alarm data. Isa Transactions, [s. l.], p. 499-506. 2012. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0019057812000341>>. Acesso em: 15 jul. 2013.