



PROGRAMA EQ-ANP

Refino e Processamento de Petróleo e Gás Natural



Gases Industriais: Simulação do Processo de Separação Criogênica do Ar

Bernardo Arcoverde Vieira Busse

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc.

Mariana de Mattos Vieira Mello Souza, D.Sc.

Junho de 2014

Gases Industriais: Simulação do Processo de Separação Criogênica do Ar

Bernardo Arcoverde Vieira Busse

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

Aprovado por:

Argimiro Rezende Secchi, D.Sc.
PEQ/COPPE/UFRJ

Carlos André Vaz Junior, D.Sc.
DEQ/EQ/UFRJ

Robinson Luciano Manfro, D.Sc.
DPI/EQ/UFRJ

Orientado por:

Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc.
DEQ/EQ/UFRJ

Mariana de Mattos Vieira Mello Souza, D.Sc.
DPI/EQ/UFRJ

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Junho de 2014

Arcoverde Vieira Busse, Bernardo.

Gases Industriais: Simulação do Processo de Separação Criogênica do Ar /
Bernardo Arcoverde Vieira Busse. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2014.

xvii, 76 p.; il.

(Projeto Final de Curso) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de
Química, 2013. Orientadores: Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, Mariana de
Mattos Vieira Mello Souza.

1. Gases Industriais. 2. Destilação. 3. Simulação. 4. Projeto Final de Curso.
(Graduação – UFRJ/EQ). 5. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, Mariana de Mattos
Vieira Mello Souza. I. Gases Industriais: Simulação do Processo de Separação
Criogênica do Ar

AGRADECIMENTOS

Agradeço à minha família, que têm me apoiado.

Agradeço ao apoio 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.

Agradeço aos meus orientadores Mariana e Perlingeiro. Muito obrigada pela paciência e transmissão de todos os seus conhecimentos.

Resumo de Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia Química com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

Gases Industriais: Simulação do Processo de Separação Criogênica do Ar

Bernardo Arcoverde Vieira Busse

Junho de 2014

Orientadores: Prof. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc.

Prof^a. Mariana de Mattos Vieira Mello Souza, D.Sc.

A produção de oxigênio, nitrogênio e argônio a partir do ar constitui o principal segmento dentro da indústria de gases industriais. Esses gases possuem inúmeras aplicações na indústria química, petroquímica, alimentícia, farmacêutica e também aplicações medicinais. Três métodos de separação do ar são predominantes: Separação por membranas, PSA (Pressure Swing Adsorption) e Retificação Criogênica. Um dos marcos mais importantes da indústria de separação de ar foi a introdução da destilação do ar sob condições criogênicas em duas colunas. Até hoje esse princípio é aplicado, com um grande número de variações, na maioria dos separadores criogênicos de ar.

Neste trabalho foi simulado um processo típico de separação criogênica do ar, similar ao utilizado por inúmeras empresas produtoras de gases industriais, com o objetivo de analisar profundamente esse processo. Esse processo é dividido em duas seções principais: uma onde ocorre a compressão e o tratamento do ar, chamada seção quente, e a outra onde ocorre a separação do ar em seus três principais componentes: nitrogênio, oxigênio e argônio, chamada de seção fria.

O processo que ocorre na seção fria foi simulado, em equilíbrio termodinâmico, no ambiente de simulação Aspen Plus da empresa AspenTech. Inicialmente realizou-se uma análise para determinação do melhor modelo termodinâmico a ser utilizado na simulação. Optou-se por simular uma unidade com capacidade de produção de 1.000 toneladas por dia de oxigênio. Na dupla coluna de destilação a seção de alta pressão opera a 5,7 bar e a de baixa pressão a 1,8 bar. Observou-se grande instabilidade no perfil de concentração de argônio nesta coluna, evidenciando a necessidade de estratégias de controle para a produção do gás nobre.

Os dados da simulação foram utilizados para conduzir uma análise econômica do processo, onde foram evidenciadas as principais expectativas quanto aos custos da planta, que são representados principalmente pelo consumo de energia e água de resfriamento. Um resultado interessante foi observar que o custo com manutenção da unidade representa quase metade dos custos operacionais, devido ao baixo custo das utilidades consumidas no processo e ao investimento de capital relativamente alto, cerca de 60 milhões de dólares.

Análises de sensibilidade adicionais permitiram concluir que este processo apresenta ganhos de escala baixos quando comparados a outros processos da indústria e que existe um engargalamento na produção de produtos líquidos, sendo necessária a adição de uma unidade de refrigeração para alcançar esse objetivo, possível foco de estudo em trabalhos futuros.

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 – Refining and Processing.

Industrial Gases: Simulation of the Cryogenic Air Separation Process

Bernardo Arcoverde Vieira Busse

June, 2014

Supervisors: Prof. Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D.Sc.

Prof. Mariana de Mattos Vieira Mello Souza, D.Sc.

Oxygen, nitrogen and argon production constitutes the main branch of the industrial gases industry. These gases exhibit numerous applications throughout chemical, petrochemical, pharmaceutical and food industries. The separation of these gases is achieved with three main separation methods: Membrane Separation, Pressure Swing Adsorption and Cryogenic Rectification. One of the greatest achievements for this industry was the development of the air rectification under cryogenic conditions with a double column system. This separation principle is still applied nowadays, with a great deal of variations, in the majority of the cryogenic air separators.

In this study it was conducted an evaluation of a typical process of cryogenic air separation, similar to most process used by the main companies producing industrial gases. Such process is divided in two main sections: a hot section where air is compressed and treated, and a cold section in which air is separated among its main components: nitrogen, oxygen and argon.

This process was simulated, under thermodynamic equilibria, in the Aspen Plus simulation environment, from AspenTech company. The first step was to define the thermodynamic model to be used in the simulation. Then capacity and main conditions for operations were defined, it was stated that the unit would produce 1000 tons of oxygen a day, and the double column system would operate with 5,7 and 1,8 bar of pressure in its high and low pressure sections, respectively. Severe instability was observed in the concentration profile for argon in the double column system, making clear the importance of control and automation strategies for the production of this noble gas.

Simulation data were then used to conduct an economic analysis of the process. In this analysis, it was observed that the main consumptions of the process are electricity and cooling water. An interesting result was noticed, due to the low production costs, since there are no expenses with feedstock and a significant capital investment around 60 million dollars, maintenance costs play a significant role in the final production costs of oxygen.

With the aid of additional sensibility analysis it was noticed that the scale factor of this process is not as low as expected when compared to other process from the chemical industry. It was also noticed that this process, with the current layout, is not well suited for the production of liquid products, demanding a cooling unit to produce them, situation that may be analyzed in future studies.

Índice

Capítulo I. Introdução	13
I.1 Contextualização	13
I.2 Motivação.....	13
I.3 Objetivo.....	14
Capítulo II. Revisão bibliográfica	15
II.1 Principais componentes do ar.....	15
II.1.1 Nitrogênio	16
II.1.2 Argônio	16
II.1.3 Oxigênio.....	17
II.2 Processos Não-Criogênicos de Separação do Ar.....	19
II.2.1 Adsorção	19
II.2.2 Membranas poliméricas	21
II.3 Processos Criogênicos de Separação do Ar.....	22
II.3.1 Ciclos de Compressão	24
II.3.2 Ciclos de Líquido Bombeado.....	24
II.3.3 Ciclos de pressão baixa e elevada	25
II.3.4 Conceitos de Integração	25
II.4 Comparação de alternativas de processos.....	26
Capítulo III. Modelagem do Processo de Destilação Criogênica	28
III.1 Descrição do Processo.....	30
III.1.1 Seção Quente	30
III.1.2 Seção Fria	31
III.2 Modelagem no Simulador de Processos e Resultados.....	33
III.2.1 Determinação do Modelo Termodinâmico	33
III.2.2 Unidade Principal de Troca Térmica	37
III.2.3 Dupla coluna de destilação: Colunas C-101 e C-102.....	38
III.2.4 Colunas de Argônio	42
III.2.5 Balanço de massa e discussão dos resultados	45
III.3 Modelagem Econômica - Avaliação Econômica Preliminar	48
III.3.1 Estimativa dos custos de produção	48
III.3.2 Estimativa do investimento.....	52
III.3.3 Resultados.....	62

III.4 Produção de Produtos Líquidos.....	65
III.5 Análise da Capacidade de Produção	65
III.6 Estimativa de Preço Mínimo.....	66
<i>Capítulo IV. Conclusões e Sugestões</i>	68

Lista de Tabelas

<i>Tabela 1 - Faixas de aplicação dos diferentes métodos de separação do ar (HÄRING, 2007)</i>	27
<i>Tabela 2 – Produtos, contaminantes e rendimentos típicos do processo simulado (HÄRING, 2007)</i>	30
<i>Tabela 3 – Temperatura de ebulição dos comp. do ar (HÄRING, 2007);*(Simulação Aspen Plus)</i>	32
<i>Tabela 4 – Equilíbrio Líq-Vap do sistema N₂-Ar a 26,3 bar (WILSON et al, 1965)</i>	36
<i>Tabela 5 – Zonas de troca térmica, unidade principal de troca térmica</i>	37
<i>Tabela 6 – Especificação das correntes de alimentação da coluna C-101 (HÄRING, 2007)</i>	39
<i>Tabela 7 – Especificação das correntes de produto da dupla coluna de destilação (HÄRING, 2007)</i>	39
<i>Tabela 8 - Resultados do dimensionamento dos equipamentos, Colunas</i>	46
<i>Tabela 9 - Resultados do dimensionamento dos equipamentos, Trocadores da Seção Fria</i>	46
<i>Tabela 10 - Balanço de massa, principais correntes de processo</i>	47
<i>Tabela 11 - Considerações para a estimativa do Custo Direto</i>	50
<i>Tabela 12 - Custos unitários de utilidades (PERLINGEIRO, 2005)</i>	50
<i>Tabela 13 - Considerações para a estimativa do Custo Fixo</i>	51
<i>Tabela 14 - Considerações para a estimativa dos custos com edificações (SEIDER et al, 2000)</i>	53
<i>Tabela 15 – Fatores de correção de custo para compressores (SEIDER et al, 2000)</i>	55
<i>Tabela 16 - Fator de correção para trocadores de calor em razão do material (SEIDER et al, 2000)</i>	56
<i>Tabela 17 - Fator de correção em razão do comprimento dos tubos internos (SEIDER et al, 2000)</i>	56
<i>Tabela 18 – Espessura mínima do casco de vasos de pressão (Seider et al, 2000)</i>	58
<i>Tabela 19 – Fator de correção para o material do casco da coluna (SEIDER et al, 2000)</i>	58
<i>Tabela 20 - Fatores de correção para os pratos de colunas (Seider et al, 2000)</i>	59
<i>Tabela 21 – Fator de correção para o tipo de bomba utilizado, F_T (Seider et al, 2000)</i>	60
<i>Tabela 22 – Fator de correção para o material de construção da bomba, F_M (Seider et al, 2000)</i>	61
<i>Tabela 23 – Fator de correção para o tipo de motor utilizado, F_T (Seider et al, 2000)</i>	61
<i>Tabela 24 – Fatores de Guthrie, F_{BM} (Seider et al, 2000)</i>	62
<i>Tabela 25 - Módulos de custo básico por grupo de equipamentos</i>	62
<i>Tabela 26 - Módulos de custo em função do módulo de custo básico</i>	63
<i>Tabela 27 – Custo de Capital do Processo</i>	63
<i>Tabela 28 - Demanda do processo por utilidades</i>	64
<i>Tabela 29 – Custo Operacional</i>	64
<i>Tabela 30 – Análise da Capacidade de Produção</i>	65
<i>Tabela 31 – Fluxo de caixa do projeto, valores em milhares de dólares</i>	67
<i>Tabela 32 – Balanço de massa completo do processo</i>	70
<i>Tabela 33 - Resultados do custo de equipamentos, Colunas</i>	72
<i>Tabela 34 - Resultados do custo de equipamentos, Trocadores da Seção Fria</i>	72
<i>Tabela 35 - Resultados do custo de equipamentos, Trocadores da Seção Quente</i>	72

Lista de Figuras

<i>Figura 1 - Composição do ar seco (WOLF e MANIER, 2003)</i>	<i>15</i>
<i>Figura 2 - Processo de adsorção com oscilação de pressão, adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000)</i>	<i>20</i>
<i>Figura 3 - Processo de separação do ar por membranas, adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000).....</i>	<i>22</i>
<i>Figura 4 - Crescimento da produção das plantas de oxigênio (SMITH e KLOSEK, 2000).....</i>	<i>23</i>
<i>Figura 5 - Operações unitárias em um processo de separação criogênica (SMITH e KLOSEK, 2000) ...</i>	<i>24</i>
<i>Figura 6 - Integração de uma USA com uma turbina a gás (SMITH e KLOSEK, 2000).....</i>	<i>26</i>
<i>Figura 7 - Diagrama de blocos, unidade de separação criogênica de ar.....</i>	<i>28</i>
<i>Figura 8 - Fluxograma de Processo.....</i>	<i>29</i>
<i>Figura 9-Comparação das predições dos modelos Peng-Robinson e SRK.....</i>	<i>36</i>
<i>Figura 10 – Perfil de temperatura entre as zonas de troca térmica.....</i>	<i>38</i>
<i>Figura 11 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-101</i>	<i>40</i>
<i>Figura 12 – Análise do número de pratos,pureza dos produtos de topo e fundo, C-102</i>	<i>41</i>
<i>Figura 13 – Análise do número de pratos, composição da retirada lateral, C-102.....</i>	<i>41</i>
<i>Figura 14 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-201</i>	<i>43</i>
<i>Figura 15 - Análise do prato ótimo de carga, condensador, coluna C-202.....</i>	<i>44</i>
<i>Figura 16 - Análise do prato ótimo de carga, refeedor, coluna C-202.....</i>	<i>44</i>
<i>Figura 17 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-202</i>	<i>45</i>
<i>Figura 18 – Variação do investimento da unidade com a capacidade de produção</i>	<i>66</i>

Capítulo I. Introdução

I.1 Contextualização

O ar é uma mistura composta basicamente por oxigênio, nitrogênio e argônio, além de outros gases nobres e compostos presentes em quantidades muito pequenas. Ao longo do tempo uma grande variedade de tecnologias foram desenvolvidas para separar o ar em seus constituintes, dentre os quais a destilação criogênica foi a primeira tecnologia a ser desenvolvida e também é a que se encontra em estágio mais avançado de desenvolvimento (HÄRING, 2007). Tal tecnologia envolve a liquefação parcial do ar e sua separação por destilação fracionada. A separação por adsorção com variação de pressão tem seu desenvolvimento um pouco mais recente. Essa tecnologia baseia-se na diferença de afinidade de um determinado material pelo oxigênio ou nitrogênio para separar um desses dois componentes, em seguida a redução da pressão causa a dessorção do material adsorvido no adsorvente sólido. A tecnologia mais recente na separação do ar é a permeação seletiva com membranas poliméricas. Processos com membranas, em geral, apresentam baixos custos de separação, no entanto limitações na economia de escala e a incapacidade de produzir oxigênio limitam a sua utilização (HÄRING, 2007).

I.2 Motivação

Dentre os constituintes do ar, o oxigênio é aquele que apresenta as maiores aplicações na indústria petroquímica. Com isso, processos de separação do ar têm sido empregados por muitos anos para a produção de oxigênio destinado à gaseificação de uma grande variedade de hidrocarbonetos para gerar gás de síntese, utilizado na produção de químicos, combustíveis, entre outros produtos. Exemplos incluem a conversão de correntes residuais líquidas e sólidas das refinarias em hidrogênio para uso na refinaria e cogeração de eletricidade (HÄRING, 2007). Além disso observa-se crescente interesse em processos de conversão de gás em líquidos (“gas-to-liquids”, GTL), onde gás natural é convertido em óleo cru sintético, ceras e combustíveis. Recentemente estudos na área de gases industriais tem focado na integração da produção de oxigênio com as unidades de processamento de hidrocarbonetos para reduzir custos de construção ou aumentar a eficiência (HÄRING, 2007).

Além de sua grande aplicação no refino de petróleo e gás natural, o oxigênio também tem grande participação na produção de intermediários petroquímicos O

processo de oxidação é uma etapa essencial na produção de intermediários para uma grande variedade de químicos e polímeros. Fibras de poliéster, garrafas PET, cloreto de polivinila (PVC) são apenas alguns exemplos onde a oxidação é aplicada. Antigamente, tecnologias de oxidação com cloro e cianohidrina eram utilizadas na oxidação dos hidrocarbonetos, porém o desenvolvimento de novos catalisadores e inovações nos processos produtivos levaram ao uso do ar como agente oxidante. Em uma busca contínua por otimização das plantas de processo, começaram a surgir processos e catalisadores que apresentavam melhor desempenho econômico quando utilizavam oxigênio puro como agente oxidante (GUNARDSON, 1998).

Ainda que o oxigênio seja o produto primário da maioria das plantas de separação de ar, o nitrogênio e o argônio também apresentam inúmeras aplicações industriais. Atualmente, a maior parte da produção mundial de nitrogênio é voltada para a produção de fertilizantes como ureia e nitrato de amônio. Na indústria petroquímica, em geral se explora seu caráter inerte, sendo comumente utilizado na inertização de tanques de estocagem e gasodutos (GUNARDSON, 1998).

O argônio também é utilizado por sua qualidade inerte em condições extremas, onde o nitrogênio já não pode ser utilizado por se tornar reativo. Seu uso se intensificou a partir de sua aplicação em processos de soldagem, mas já era utilizado desde 1938 como gás inerte em lâmpadas incandescentes (HÄRING, 2007).

1.3 Objetivo

Neste cenário, esse trabalho pretende analisar profundamente uma unidade de separação criogênica do ar, através de uma simulação do processo seguida de uma avaliação econômica e otimização preliminar do processo, onde serão avaliados diferentes cenários de demanda por produtos e seu impacto nas condições do processo e em sua viabilidade econômica.

Capítulo II. Revisão bibliográfica

II.1 Principais componentes do ar

O ar é uma mistura de gases, em base seca, é constituído por 78%v (%v – percentual em volume) de nitrogênio, 21 %v de oxigênio e 0,9 %v de argônio. Os 0,1%v remanescentes são compostos por dióxido de carbono, gases inertes e nobres (hélio, neônio, criptônio, xenônio) e contaminantes que dependem do microambiente, como metano e outros hidrocarbonetos, óxidos de enxofre, entre outros (Figura 1) (WOLF e MANIER, 2003). Em geral, o ar é modelado como um composto uniforme com propriedades médias de seus constituintes.

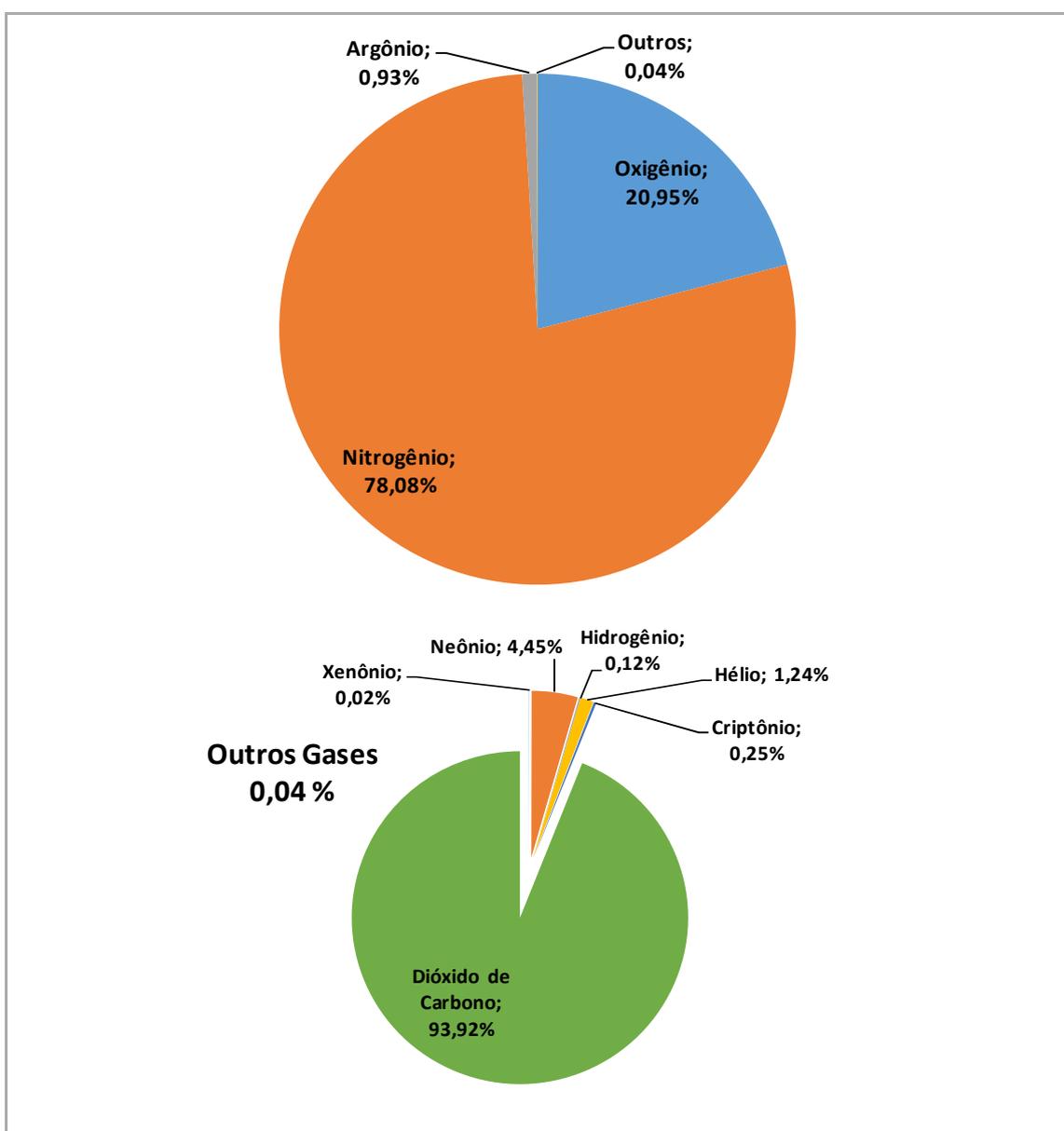


Figura 1 - Composição do ar seco (WOLF e MANIER, 2003)

II.1.1 Nitrogênio

O nitrogênio se encontra em maior abundância na atmosfera representando cerca de 78 % em volume, 75,51 % em fração mássica da atmosfera. Pode ser encontrado também ligado a outros átomos na forma de nitratos e compostos amoniacais.

O nitrogênio como elemento foi descoberto tardiamente, muito devido a seu caráter inerte. Somente no ano de 1770, Scheele and Priestley descobriram o nitrogênio como um componente do ar que não alimenta a combustão. Em 1784, Cavendish obtinha óxido de nitrogênio e ácido nítrico através de descargas elétricas no ar. Carl von Linde, no ano de 1902, operou com sucesso a primeira retificação de ar liquefeito permitindo a produção em larga escala de nitrogênio (HÄRING, 2007).

Impulsionado pela grande capacidade de produção de nitrogênio viabilizada pela retificação do ar, o nitrogênio atmosférico começou a ser usado em escala industrial na produção de nitrato de cálcio, ácido nítrico e amônia. Atualmente, cerca de 85% do N₂ produzido é usado na produção de fertilizantes para a agricultura, como sais de amônia, nitratos, ureia e nitrato de amônia (HÄRING, 2007). Amônia pode ser usada como fertilizante, em tratamento térmico, como refrigerante de processo, na produção de pasta de papel, na produção de nitratos e ácido nítrico, entre outros compostos nitrogenados, e ainda na produção de vários tipos de explosivos.

Na indústria petroquímica o nitrogênio é frequentemente usado pelo seu caráter inerte. As principais aplicações são focadas na provisão de uma atmosfera inerte que garante a segurança de processos de limpeza de tanques de processo e também no carregamento e descarregamento de tanques de materiais combustíveis voláteis. Outros usos comuns na indústria petroquímica incluem testes de resistência a pressão em oleodutos e gasodutos, transporte de agentes químicos e regeneração de catalisadores (HÄUSSINGER e LEITGEB, 2003).

II.1.2 Argônio

O ar contém em média 0,93% em fração volumétrica de argônio, sendo este o gás nobre mais frequente no planeta. Atualmente, é produzido exclusivamente através da destilação criogênica do ar, tendo sido produzido no passado através de destilação reativa, num processo muito mais complexo e caro (HÄRING, 2007).

Foi descoberto em 1894 por W. Ramsay e Lorde John W. Rayleigh, a partir da observação de que o “nitrogênio” isolado do ar apresentava maior densidade do que o nitrogênio recuperado do nitrato de amônio (HÄRING, 2007). Isso indicava que, além do nitrogênio, existia outro gás inerte no ar atmosférico que é mais pesado que o nitrogênio. Devido a seu caráter inerte, o gás foi nomeado argônio (argos = inerte em grego) (HÄRING, 2007).

O argônio passou a ser usado em tubos de lâmpadas fluorescentes em 1938, mas apresentou grande aumento em sua demanda a partir do uso em soldagem como gás de proteção (HÄRING, 2007).

O argônio é uma alternativa mais barata ao nitrogênio quando este, devido às condições operacionais, não é inerte o suficiente. Fornos elétricos de grafite, por exemplo, fazem uso de argônio para prevenir a combustão do grafite. Atmosferas de argônio costumam ser empregadas em vários tipos de soldagem, no tratamento de titânio e no crescimento de cristais de silício e germânio (HÄRING, 2007).

II.1.3 Oxigênio

O oxigênio é o elemento mais frequente no espaço com vida (atmosfera, hidrosfera, e crosta terrestre). A atmosfera contém em média 20,95 % em fração volumétrica de O₂ (23,1 % em fração mássica). Essa concentração se mantém constante a até cerca de 90 km de altura. Em maiores alturas O₂ e N₂ se separam em átomos de oxigênio e nitrogênio pela ação da radiação ultravioleta proveniente do sol (HÄRING, 2007).

Dois cientistas descobriram de maneira independente a existência do oxigênio, Scheele (1772) e Priestley (1774). Scheele coletou o gás formado na decomposição térmica de nitrato de potássio e óxido de mercúrio como O₂, enquanto Priestley gerou mercúrio e oxigênio a partir de óxido de mercúrio e demonstrou que a temperaturas baixas, a reação ocorre inversamente no sentido de formação de óxido de mercúrio. Lavoisier foi o primeiro cientista a reconhecer a combustão como uma reação entre oxigênio e um combustível (HÄRING, 2007).

O processo de oxidação é uma etapa essencial na produção de intermediários para uma grande variedade de químicos e polímeros. Fibras de poliéster, garrafas PET, cloreto de polivinila (PVC) são apenas alguns exemplos onde a oxidação é aplicada. No início do desenvolvimento da indústria petroquímica, acetileno era utilizado como

matéria prima e frequentemente utilizava-se cloro como agente oxidante ou ainda em alguns casos era utilizado ácido cianídrico para a formação do intermediário cianohidrina que atuava como agente oxidante. Com o desenvolvimento da tecnologia de construção de plantas de eteno de larga escala, o eteno passou a substituir o acetileno como principal matéria-prima da indústria petroquímica. Além dos ganhos de escala com as plantas de eteno quando comparadas às plantas de acetileno, a relativa estabilidade do eteno quando comparada a flamabilidade do acetileno acelerou o processo de substituição da matéria-prima. Inicialmente, tecnologias de oxidação com cloro e cianohidrina também eram utilizadas com o eteno, porém o desenvolvimento de novos catalisadores e inovações nos processos produtivos levaram ao uso do ar como agente oxidante (GUNARDSON, 1998).

Assim, o ar passou a substituir agentes oxidantes inorgânicos assim como o eteno substituiu o acetileno. Na busca contínua pela otimização das plantas de processo, começaram a surgir processos e catalisadores que apresentavam melhor desempenho econômico quando utilizavam oxigênio puro como agente oxidante (GUNARDSON, 1998).

Em determinadas condições de processo, o uso do oxigênio puro no processo pode ser economicamente justificado (GUNARDSON, 1998):

- Processos com pressão de operação alta tendem a favorecer o uso de oxigênio porque a compressão de um volume menor de gás, com a mesma massa de oxigênio, compensa os custos do oxigênio puro.
- Processos em que a conversão por passe do catalisador utilizado é baixa, uma vez que requerem o reciclo do material não reagido e a eliminação do inerte na corrente de reciclo favorece o rendimento global do processo.
- Processos que envolvem materiais tóxicos se beneficiam do fato que a ausência de nitrogênio diluente facilita o manuseio dos rejeitos gasosos tóxicos.
- Processos em que a produção de coprodutos é significativa se favorecem do uso de oxigênio porque os subprodutos são mais facilmente recuperados da corrente de produto, livre de nitrogênio.
- Oxidações em fase vapor são favorecidas pelo uso de oxigênio, porque o efluente pode ser separado mais facilmente na ausência de nitrogênio.
- Reações de oxidação limitadas pela transferência de massa se beneficiam do uso de oxigênio puro uma vez que a redução do volume do sistema aumenta a pressão parcial dos reagentes na reação, aumentando rendimento e velocidade de reação.

Qualquer um desses fatores pode ser suficiente para justificar o uso de oxigênio no lugar do ar. No entanto, oxidações conduzidas com oxigênio puro podem se beneficiar concomitantemente de múltiplos fatores.

Atualmente, pelo menos seis dos principais intermediários petroquímicos são produzidos utilizando-se oxigênio puro em seus processos oxidativos, óxido de etileno, óxido de propileno, acetaldeído, cloreto de vinila e acetato de vinila. (GUNARDSON, 1998).

Em face da grande demanda dos gases industriais, diversos processos de obtenção foram desenvolvidos. Estes processos foram divididos em dois grandes grupos: Criogênicos e Não-Criogênicos.

II.2 Processos Não-Criogênicos de Separação do Ar

II.2.1 Adsorção

Alguns materiais, sintéticos e naturais, apresentam adsorção preferencial do nitrogênio ou oxigênio, em comparação aos outros componentes do ar. Processos de adsorção fazem uso dessa habilidade para separar os componentes do ar.

Na adsorção com oscilação de pressão (“Pressure Swing Adsorption” - PSA) a quantidade de adsorvato que se deposita no adsorvente, aumenta com o aumento da pressão. A adsorção acontece sobre altas pressões, enquanto a dessorção ocorre a baixas pressões.

O material adsorvente depende do produto desejado. Para a recuperação de N_2 são utilizadas, predominantemente, peneiras moleculares de carbono (PMC), enquanto que peneiras moleculares zeolíticas são usadas na recuperação de oxigênio (HÄRING, 2007).

Nas PMC não existe diferença entre a força de ligação do nitrogênio e do oxigênio com o adsorvente, no entanto devido ao tamanho dos poros do material o oxigênio é capaz de se difundir mais rápido do que o nitrogênio. Já no material zeolítico, a força de ligação do nitrogênio na superfície da zeólita é muito mais intensa do que a do oxigênio que percola o material; uma vez que a zeólita fique saturada, o nitrogênio é recuperado pela dessorção, que ocorre com a diminuição de pressão do meio (HÄRING, 2007).

O material preenche vasos cilíndricos orientados horizontalmente ou verticalmente, e o gás passa através do material na direção axial ou radial. Os critérios

de design são a queda de pressão, a velocidade de carregamento limite (limite da velocidade de deslocamento do fluido, acima dessa velocidade o leito de adsorção fluidiza), e a distribuição homogênea da corrente de gás (HÄRING, 2007).

Um processo típico pode ser observado na Figura 2. Ar pressurizado é alimentado a um vaso que contém o adsorvente. Nitrogênio é preferencialmente adsorvido e uma corrente rica em oxigênio é produzida até que o leito sature em nitrogênio. O ar pressurizado é alimentado a um segundo leito adsorvente, enquanto o primeiro leito é regenerado. A regeneração do leito pode ser conduzida com aumento de temperatura ou redução da pressão no leito, de forma a reduzir a capacidade de adsorção do leito, resultando na dessorção do nitrogênio. Processos com variação de pressão são os mais utilizados por possibilitarem ciclos de operações mais curtos além de apresentarem menor complexidade de operação (SMITH e KLOSEK, 2000).

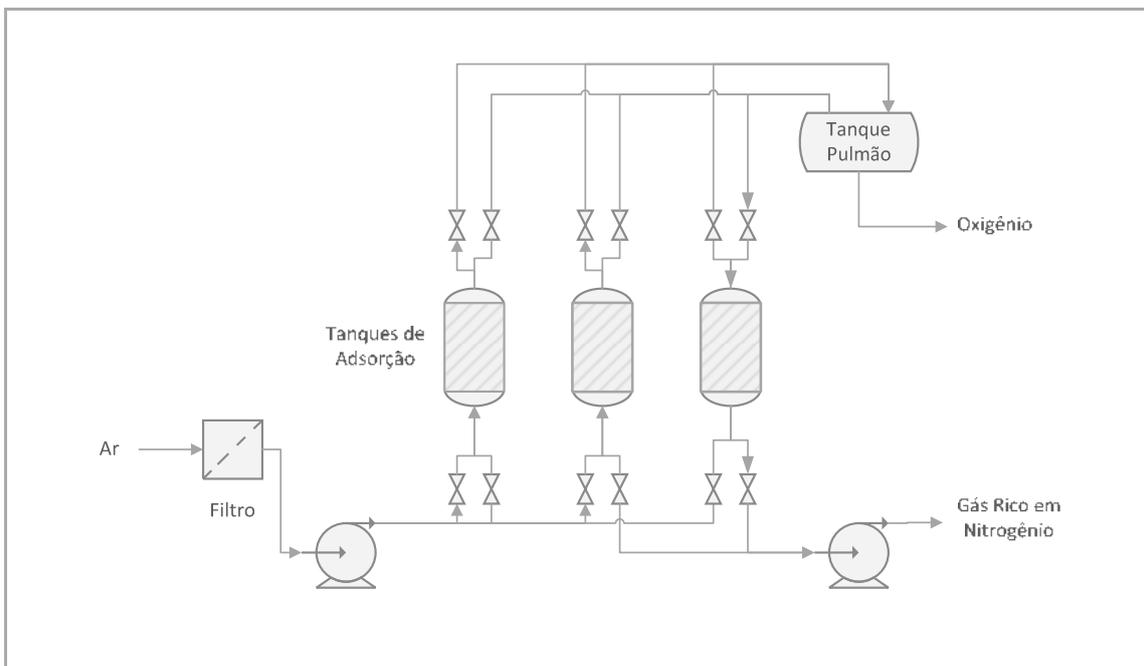


Figura 2 - Processo de adsorção com oscilação de pressão, adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000)

Variações no processo para aumentar a eficiência de operação incluem pré-tratamento do ar para a remoção de água e dióxido de carbono, múltiplos leitos para permitir a recuperação de energia entre as trocas de leito e a utilização de vácuo durante a despressurização. Otimização do sistema é baseada na vazão de produto, pureza e pressão, custos de energia e tempo de operação esperado. Estes sistemas são capazes de produzir oxigênio com pureza entre 93 e 95 vol.%. Devido ao caráter cíclico do

processo, o tamanho do leito é o fator controlador dos custos de capital. Como a produção é proporcional ao volume do leito, custos de capital aumentam mais rapidamente em função da taxa de produção quando comparados a plantas criogênicas (SMITH e KLOSEK, 2000).

II.2.2 Membranas poliméricas

Processos com membranas são baseados na diferença das taxas de difusão do oxigênio e do nitrogênio através de uma membrana que separa uma corrente de processo de alta pressão de uma de baixa pressão. Permeabilidade e seletividade são duas características determinantes nos sistemas com membranas e ambas dependem do material da membrana. A permeabilidade determina a área superficial da membrana e é função da razão entre a diferença de pressão entre as correntes e a espessura da membrana. Seletividade é igual a razão entre a permeabilidade dos gases a serem separados (SMITH e KLOSEK, 2000).

Devido ao oxigênio ter menor tamanho molecular, a maioria das membranas é mais permeável ao oxigênio do que ao nitrogênio. Sistemas de membrana limitam-se, em geral, a produzir ar rico em oxigênio (entre 25 e 50 % de oxigênio). Membranas ativas ou de transporte facilitado, que incorporam um agente complexante de oxigênio para aumentar a seletividade ao oxigênio, podem ser usadas para aumentar a pureza do oxigênio produzido por sistemas com membranas (HÄRING, 2007).

A eficiência da separação por membranas aumenta com a permeabilidade e a seletividade. Membranas finas são econômicas, já que o fluxo gasoso é inversamente proporcional à espessura da camada. No entanto, membranas finas não tem resistência mecânica para suportar a diferença de pressão entre o lado do retido e do permeado. As membranas utilizadas são fibras ocas com uma camada grossa de membrana porosa, para garantir resistência mecânica a membrana, e uma camada fina de membrana densa e não-porosa, para a separação gasosa (HÄRING, 2007).

Um grande benefício da separação por membranas é a natureza simples e contínua do processo, além da operação em condição muito próxima da ambiente (HÄRING, 2007).

Um processo típico é apresentado na Figura 3. Um soprador de ar fornece energia mecânica para compensar a perda de carga pelos filtros, membranas e tubulação. As membranas são usualmente dispostas em módulos cilíndricos que são acoplados para

fornecer a capacidade de produção desejada. O oxigênio permeia a fibra e é removido como produto. Uma bomba de vácuo garante a diferença de pressão através da membrana e remove a corrente de produto na pressão necessária. Dióxido de carbono e água são contaminantes geralmente encontrados na corrente de produto uma vez que apresentam maior permeabilidade do que o oxigênio na maioria das membranas.

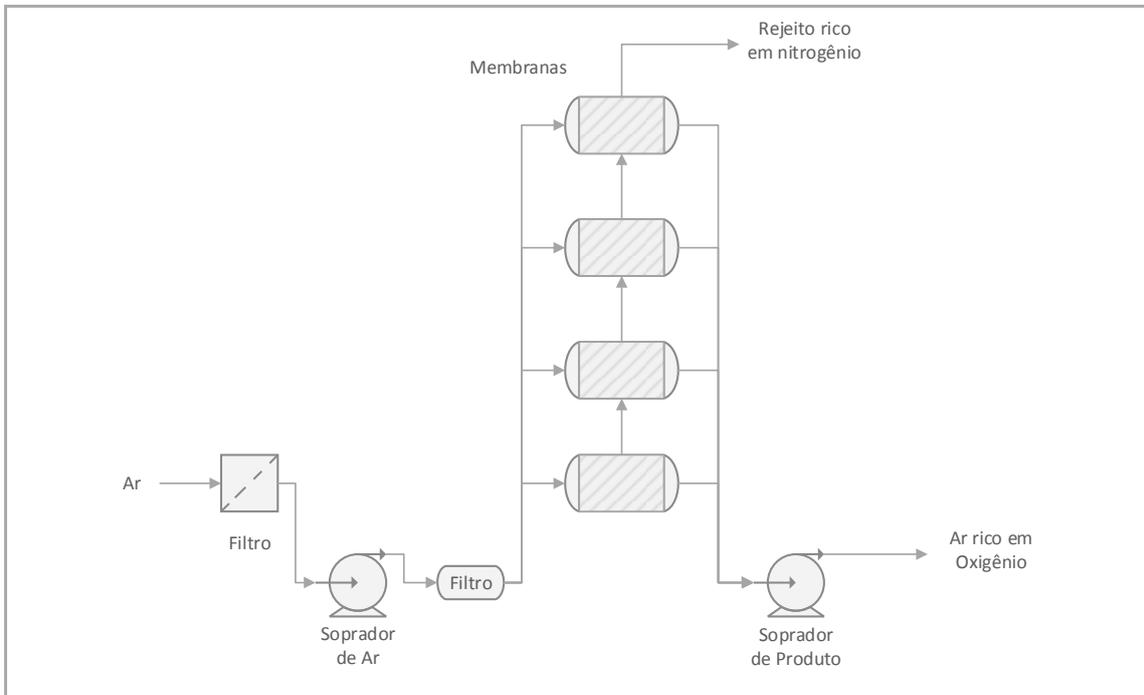


Figura 3 - Processo de separação do ar por membranas, adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000)

Assim como em sistemas de adsorção, o custo de capital é essencialmente uma função linear da taxa de produção. Sistemas com membrana são ideais para aplicações que necessitem até 20 toneladas por dia de ar enriquecido com oxigênio e que tolerem água e dióxido de carbono contaminantes. O tempo curto de “startup” do processo também o torna atrativo em aplicações que apresentem uso descontínuo de oxigênio. Essa é uma tecnologia mais recente do que a adsorção ou os processos criogênicos e o desenvolvimento de materiais pode gerar membranas atrativas para aplicações que requerem maiores vazões de produto (SMITH e KLOSEK, 2000).

II.3 Processos Criogênicos de Separação do Ar

A separação criogênica do ar é o método mais eficiente para a produção de grandes quantidades de oxigênio, nitrogênio e argônio tanto em estado líquido quanto gasoso. Uma unidade de separação de ar (USA) convencional, através da destilação criogênica com múltiplas colunas, produz oxigênio a partir de ar comprimido com altas

taxas de recuperação de produto e elevados níveis de pureza. Nitrogênio de alta pureza, assim como produtos no estado líquido também podem ser produzidos a custos incrementais relativamente baixos.

O aumento da capacidade de produção da unidade de produção continua a ser analisado como maneira de diminuir os custos de produção da unidade através da economia de escala. A Figura 4 apresenta quatro unidades de produção de oxigênio construídas pela Air Products, observa-se que ao longo do tempo, com acúmulo de experiência, a capacidade nominal de uma unidade aumenta, buscando-se condições com menor custo de produção. A maioria das unidades nessa figura usa motores elétricos tradicionais para comprimir o ar que alimenta a USA, assim como do oxigênio e as outras correntes de produto. A única exceção é a unidade Buggenum (Demkolec) IGCC onde a corrente de ar que alimenta a USA é fornecida por uma turbina acoplada à geração de energia a partir de gás de síntese proveniente de carvão.

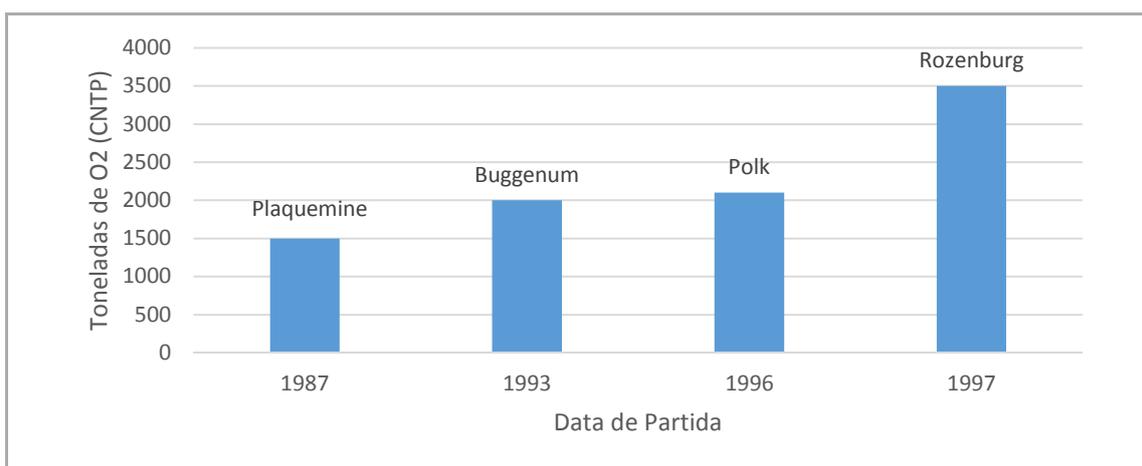


Figura 4 - Crescimento da produção das plantas de oxigênio adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000)

As cinco principais operações unitárias necessárias à separação criogênica do ar são representadas na Figura 5. Após a compressão e resfriamento, a corrente de ar segue para uma seção de pré-tratamento para a remoção de contaminantes como água, dióxido de carbono e hidrocarbonetos. O ar tratado é então resfriado a temperaturas criogênicas e destilado em oxigênio, nitrogênio e argônio. As correntes de produto trocam calor com as correntes que alimentam as colunas de modo a preservar a refrigeração, e qualquer déficit é equilibrado pela expansão de pequena fração do ar alimentado ou do nitrogênio. Inúmeras configurações de trocadores de calor e equipamentos de destilação podem separar o ar. As alternativas são selecionadas baseadas na pureza necessária e no número de produtos a serem obtidos, nas relações entre custo de capital e consumo de

energia, e também no grau de integração entre a USA e as outras unidades da planta. A caracterização dos tipos de processos criogênicos usados na separação do ar pode se basear no método de pressurização das correntes de produto ou na pressão de alimentação da USA.

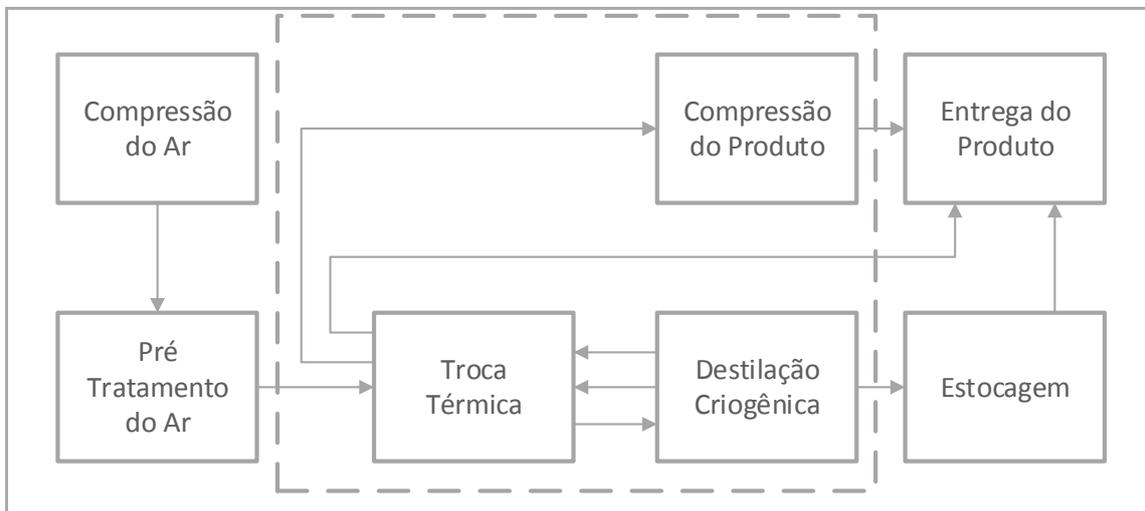


Figura 5 - Operações unitárias em um processo de separação criogênica (SMITH e KLOSEK, 2000)

II.3.1 Ciclos de Compressão

Em geral, processos de separação do ar produzem produtos gasosos a pressões um pouco mais elevadas do que a atmosférica e próximas da temperatura ambiente. O oxigênio deixa o trocador de calor principal com baixa pressão, entre 0,5 e 10 psig, e um compressor centrífugo capaz de operar com vazões elevadas comprime o produto até a pressão necessária (SMITH e KLOSEK, 2000).

II.3.2 Ciclos de Líquido Bombeado

Produtos líquidos são bombeados da seção de destilação para trocadores de calor onde são vaporizados e aquecidos. Esses produtos podem ser bombeados para a pressão de entrega do produto ou para pressões intermediárias. No entanto como a produção de produtos líquidos consome duas ou três vezes mais energia que a produção de produtos gasosos, o ciclo deve ser eficiente na recuperação da refrigeração contida nos produtos. Essa recuperação é feita pela condensação de ar ou nitrogênio das correntes de alimentação em alta pressão em contra corrente com a vaporização da corrente de produto nos trocadores de calor criogênicos. O ar ou nitrogênio liquefeitos retornam para a seção de destilação (SMITH e KLOSEK, 2000).

Ciclos de líquidos parcialmente bombeados, nos quais a corrente de produto é bombeada para uma pressão intermediária na saída da USA, necessitam de equipamentos adicionais para a compressão das correntes de produto. Bombeamento completo ou parcial das correntes de produto fornecem um grau de liberdade adicional na otimização do ciclo criogênico e podem eliminar ou reduzir o tamanho dos compressores de oxigênio.

II.3.3 Ciclos de pressão baixa e elevada

Ciclos USA de baixa pressão (BP) são baseados na compressão do ar de alimentação apenas até a pressão necessária para a rejeição do nitrogênio a pressão atmosférica. Assim, a pressão da corrente de alimentação varia entre 65 e 100 psia, dependendo do nível de pureza do oxigênio e da eficiência energética desejada. Ciclos USA de alta pressão (AP) produzem correntes de produto e coproduto bem superiores à pressão atmosférica e geralmente demandam equipamentos criogênicos menores que podem ter custo atrativo. Ciclos AP, em geral, usam ar de alimentação em pressões que excedem 100 psia. Um ciclo AP pode ser apropriado quando todo ou quase todo o nitrogênio coproduto será comprimido para a corrente de produto. Além disso, ciclos AP costumam ser empregados em situações onde a USA está integrada com outras unidades de processo, como por exemplo, uma turbina a gás (SMITH e KLOSEK, 2000).

II.3.4 Conceitos de Integração

O ar extraído do compressor de uma turbina a gás pode suprir parcialmente ou totalmente a demanda de uma USA. Numa configuração simples, a pressão de destilação da USA é determinada pela pressão de extração do ar. Quando a vazão de ar extraído for menor do que a demanda total da USA, um compressor adicional é usado, e sua pressão de descarga se torna igual a pressão do ar extraído da turbina. Se o fornecimento de ar extraído da turbina for igual à cerca de um quarto da demanda da USA, a pressão de destilação pode ser determinada independentemente e o processo de líquido bombeado pode ser aplicado. O ar comprimido adicional define a pressão de destilação da USA.

Em outra configuração, o nitrogênio gerado como subproduto da USA pode ser comprimido e aquecido contra ar extraído de turbinas a gás, e injetado no combustor da turbina. A Figura 6 apresenta os diferentes esquemas de integração. Os benefícios da presença de nitrogênio nas turbinas a gás incluem (SMITH e KLOSEK, 2000):

- Recuperação eficiente do calor: o calor contido no ar extraído de turbinas a gás deve ser removido antes que o ar alimente a USA. Isso pode ser alcançado pela transferência de calor para a corrente pressurizada de nitrogênio na turbina a gás, para recuperação no processo de ciclo combinado.
- Redução das emissões de NOx: a injeção de nitrogênio reduz a temperatura de chama adiabática dos produtos de combustão, reduzindo a formação de NOx na turbina a gás.
- Aumento eficiente na capacidade de geração da turbina: o nitrogênio injetado age como um diluente permitindo que mais combustível seja consumido sem exceder a temperatura limite de alimentação.

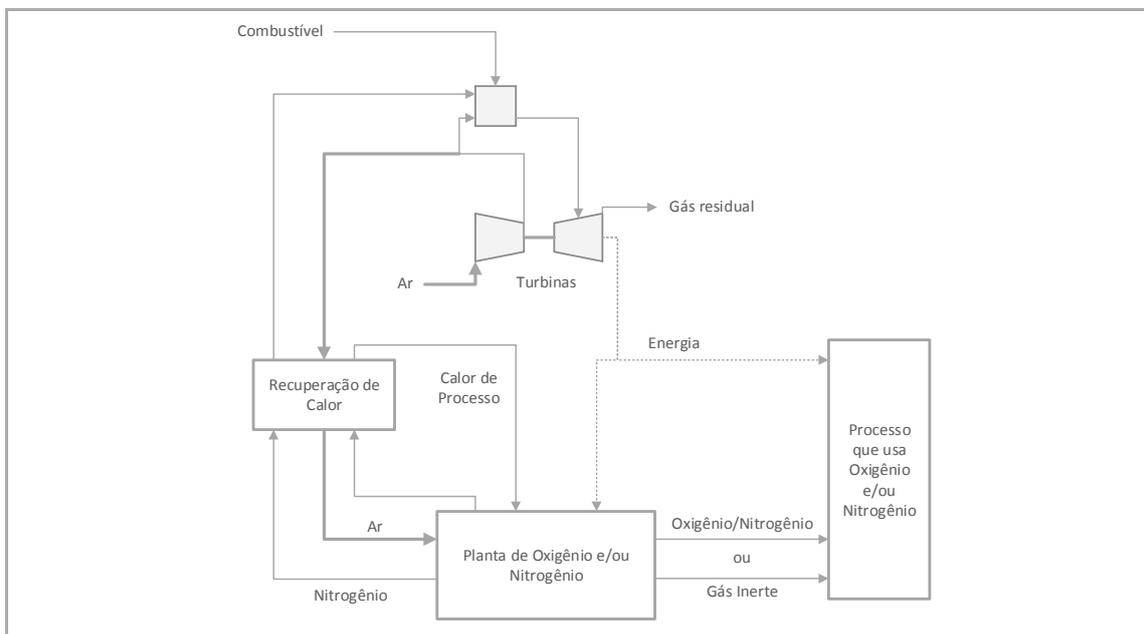


Figura 6 - Integração de uma USA com uma turbina a gás adaptado de (SMITH e KLOSEK, 2000)

II.4 Comparação de alternativas de processos

Os três principais métodos de separação descritos anteriormente apresentam diferentes condições de operação, investimento e custos operacionais. Dessa forma, é possível identificar, para cada um desses métodos, um segmento dedicado que permite a produção mais econômica do gás de interesse. A Tabela 1 apresenta esses segmentos baseados na capacidade de produção e na pureza do gás produzido (HÄRING, 2007).

Tabela 1 - Faixas de aplicação dos diferentes métodos de separação do ar (HÄRING, 2007)

Gás	Capacidade nm ³ /h	Pureza	Método de Separação	Faixa de carga
N ₂	1-1.000	< 99,5 %	Membrana	30-100%
	5-5.000	< 99,99%	Adsorção com oscilação de pressão	30-100%
	200.000 a 400.000	contaminantes na faixa de ppb	Destilação Criogênica	60-100%
O ₂	100-5.000	< 95%	Adsorção com oscilação de pressão de vácuo	30-100%
	1.000-150.000	contaminantes na faixa de ppb	Destilação Criogênica	60-100%
Ar			Destilação Criogênica	

Processos de adsorção e membranas poliméricas ainda possuem espaço para evolução, tanto na direção da redução de custos quanto na eficiência energética através de pesquisas e o desenvolvimento de novos materiais adsorventes e membranas. Porém, nenhuma dessas tecnologias desafiará os processos criogênicos na produção em larga escala, especialmente com purezas elevadas. Ambos os sistemas de adsorção e de membranas produzem nitrogênio como coproduto contendo quantidades significativas de oxigênio sendo necessária a adição de equipamentos de purificação para melhorar a qualidade do nitrogênio gerado. Nenhum desses processos tem a habilidade de produzir diretamente argônio ou outros gases raros. A produção de produtos líquidos nessas unidades só pode ser alcançada fazendo uso de uma unidade criogênica. A principal vantagem desses processos é que são muito mais simples do que os processos de destilação criogênica (SMITH e KLOSEK, 2000).

Capítulo III. Modelagem do Processo de Destilação Criogênica

O principal desenvolvimento tecnológico na área de destilação criogênica foi o desenvolvimento de processos com uma coluna de destilação dupla. Esse princípio é utilizado até hoje com inúmeras variações na maioria dos separadores criogênicos do ar. O processo aqui estudado é uma variação desse princípio, tendo sido desenvolvido pela Linde e apresentado em (HÄRING, 2007). Processos semelhantes com pequenas variações são utilizados e comercializados por inúmeras empresas ao redor do mundo (HÄRING, 2007). O diagrama de blocos da Figura 7 é um resumo do processo e identifica as áreas em que o processo foi dividido neste estudo.

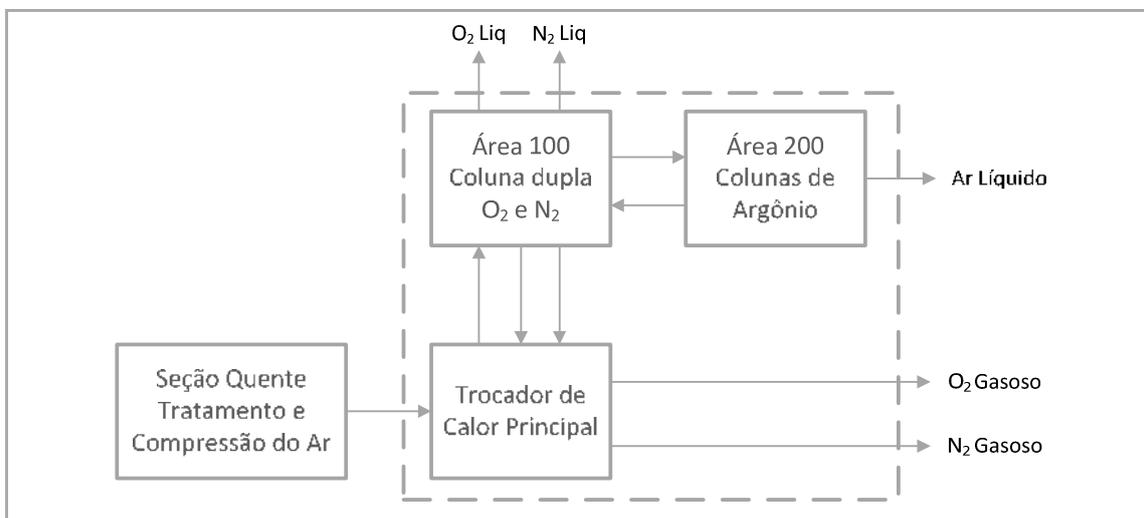


Figura 7 - Diagrama de blocos, unidade de separação criogênica de ar

Como a destilação é conduzida em condições criogênicas, este processo é composto por duas grandes áreas: uma região quente onde ocorre o tratamento e a compressão do ar, e uma região fria, que engloba a troca térmica das correntes de alimentação com as correntes de produto e a separação do ar. Toda a seção fria do processo se encontra dentro de isolamento térmico para minimizar a troca térmica com a atmosfera visto que sua temperatura de operação é em torno de 80 K.

O processo modelado, caracterizado principalmente pela presença de um “air booster” e uma turbina de pressão média, é capaz de gerar um produto com as especificações descritas na Tabela 2. A topografia da seção fria do processo é apresentada na figura 8.

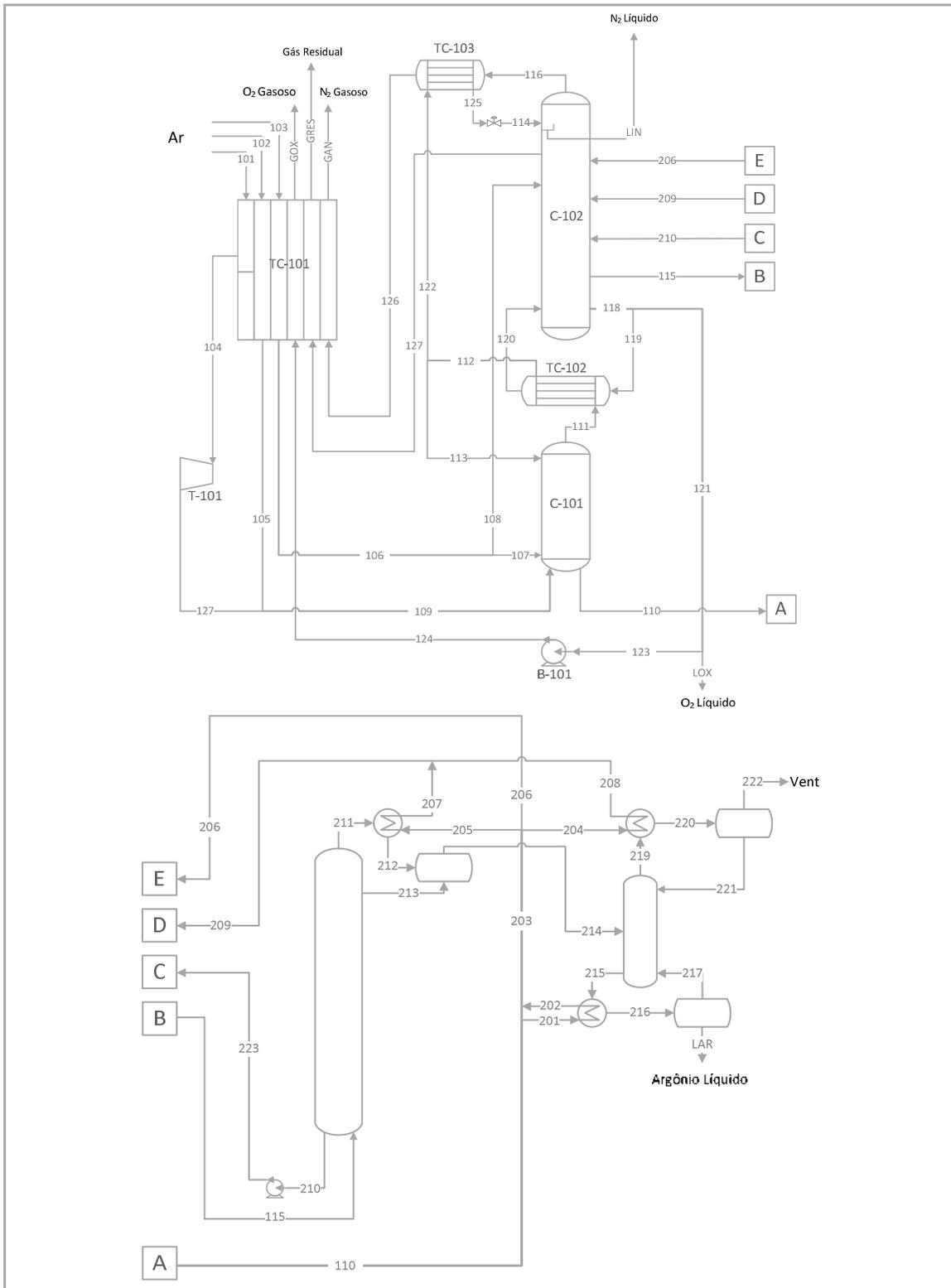


Figura 8 - Fluxograma de Processo

Tabela 2 – Produtos, contaminantes e rendimentos típicos do processo simulado (HÄRING, 2007)

Produto	Contaminantes	Rendimento
Oxigênio gasoso com pressão entre 6 e 100 bar	< 0,5 %	90 - 100 %
Nitrogênio gasoso a 1 bar	1 ppm O ₂ , 100 ppm Ar	Approx. 60 %
Nitrogênio gasoso a 5 bar	1 ppm O ₂ , 100 ppm Ar	Até 20 %
Argônio	1 ppm O ₂ , 1 ppm N ₂	60 – 95 %
Produtos Líquidos		Todos os três gases podem ser parcialmente produzidos em estado líquido

III.1 Descrição do Processo

III.1.1 Seção Quente

Na seção quente o ar atmosférico é comprimido e tratado para remoção de contaminantes, como hidrocarbonetos e gás carbônico.

O ar atmosférico é alimentado a turbinas para compressão do ar até 5,7 bar. A corrente que sai do último estágio de compressão se encontra próxima de 100 °C. Em seguida, o ar é resfriado em um trocador de calor de contato direto em duas etapas, uma com água de resfriamento (Delta de Temperatura entre 25-32 °C) e outra com água gelada (Delta de Temperatura entre 5-10 °C). A água gelada é produzida em um trocador de calor evaporativo onde a água troca calor em contra-corrente com uma corrente residual rica em nitrogênio. Em ambos os trocadores, de contato direto e evaporativo, a transferência de calor e massa se dá na presença de recheio estruturado ou irregular, geralmente de plástico (HÄRING, 2007).

Devido às baixas temperaturas alcançadas no trocador de calor, em torno de 90 K, é necessário remover água e CO₂ do ar que alimenta a seção fria, pois do contrário sólidos precipitariam no trocador de calor diminuindo a eficiência de troca térmica. A pressão de vapor de CO₂ a 100 K é igual a $P_{CO_2} = 2,2 \cdot 10^{-7}$. Logo a concentração de CO₂ a 5,5 bar deve ser menor do que $2,2 \cdot 10^{-7}/5,5$, ou seja, 40 ppb, para que não haja

formação de CO₂ sólido no trocador de calor. Outro risco para as plantas de separação de ar são os hidrocarbonetos diluídos no ar, uma vez que por serem menos voláteis que o nitrogênio e o oxigênio se acumulam no oxigênio líquido e formam misturas explosivas. A concentração de hidrocarbonetos no oxigênio líquido não deve ultrapassar os limites de flamabilidade e explosividade (HÄRING, 2007)..

Para a remoção desses contaminantes faz-se uso de um par de adsorvedores, revezados entre as operações de adsorção do ar e regeneração do leito de zeólitas. A recuperação desse leito é feita com uma corrente em contra fluxo de gás residual subproduto do processo de destilação do ar (HÄRING, 2007).

III.1.2 Seção Fria

O ar resfriado e livre de impurezas é alimentado a um trocador de calor de placas, onde troca calor com correntes de produto que serão fornecidos no estado gasoso e uma corrente de gás residual rica em nitrogênio (HÄRING, 2007).

O ar tratado é dividido em três correntes. Uma primeira corrente (102 na figura 8) é alimentada diretamente ao trocador e é resfriada até a temperatura de liquefação do ar. Uma segunda corrente (101 na figura 8) passa por uma etapa de compressão num booster antes de ser alimentada ao trocador. Essa corrente é parcialmente resfriada e expandida em uma turbina, para então alimentar o fundo da coluna de pressão. A turbina realiza trabalho que é convertido em energia elétrica por um gerador. Essa turbina controla o balanço de refrigeração da planta uma vez que, quanto mais produtos líquidos forem produzidos, maior será a demanda por refrigeração e por isso maior deve ser a vazão que sofre expansão através da turbina (HÄRING, 2007).

A terceira corrente de ar (103 na figura 8) permite a compressão interna do oxigênio: essa fração é comprimida em um booster e liquefeita no trocador de calor. O calor de condensação liberado vaporiza o oxigênio líquido pressurizado fornecido pela bomba. O ar comprimido liquefeito é expandido através de uma válvula de estrangulamento e alimentado à coluna de alta pressão. O ar expandido é uma corrente bifásica, contendo uma maior fração líquida, sendo que a fração líquida do ar é diretamente proporcional à quantidade de oxigênio internamente comprimido. Geralmente, para cada parte de oxigênio internamente comprimido, cerca de 1,3 partes de ar líquido devem ser alimentadas a coluna (HÄRING, 2007).

Na coluna de alta pressão, o ar líquido e gasoso é pré-separado e a pressão de operação se encontra entre 5 e 6 bar. O fator determinante na retificação são as volatilidades dos componentes, que estão relacionadas a suas temperaturas de ebulição (Tabela 3). O nitrogênio, mais volátil, se acumula no topo da coluna, enquanto o oxigênio, menos volátil, se acumula no fundo da coluna. Na coluna de alta pressão o nitrogênio no topo apresenta em geral 1 ppm de oxigênio residual, enquanto o produto de fundo é uma corrente rica em oxigênio, cerca de 35 a 40%. Há ainda uma fração de ar líquido, que deixa a coluna de alta pressão e é alimentada a coluna de baixa pressão para aproximar a linha de operação e a curva de equilíbrio do diagrama de McCabe Thiele da coluna de baixa pressão. Tal feito reduz a irreversibilidade da retificação e aumenta o rendimento de O₂ e Ar (HÄRING, 2007).

Tabela 3 – Temperatura de ebulição dos comp. do ar (HÄRING, 2007);*(Simulação Aspen Plus)

Componente	Temperatura de Ebulição	
	1,01 bar abs	*5,5 bar abs
N ₂	77,4 K	95,3 K
Ar	87,3 K	107,2 K
O ₂	90,2 K	110,0 K

Uma das principais características deste processo é que o refulvedor da coluna de baixa pressão é integrado ao condensador da coluna de alta pressão. Desta forma o oxigênio líquido, produto de fundo da coluna de baixa pressão, é destinado ao trocador integrado e ao evaporar absorve calor da corrente de nitrogênio do produto de topo da coluna de alta pressão liquefazendo-a. A corrente de nitrogênio liquefeita serve como refluxo para ambas as colunas de baixa e alta pressão, enquanto a corrente de oxigênio agora em estado gasoso é realimentada ao fundo da coluna de baixa pressão (HÄRING, 2007).

Somente na coluna de baixa pressão, normalmente operada entre 1,3 e 1,5 bar abs., acontece a separação final entre nitrogênio e oxigênio. Oxigênio puro é removido como produto de fundo e nitrogênio puro é removido como produto de topo (HÄRING, 2007).

Em um sistema com colunas duplas, as vazões de vapor e líquido de cada uma das seções das colunas não são livremente ajustáveis, a não ser que sejam utilizados ciclos adicionais. Essa é uma característica específica das colunas duplas. Como consequência,

o rendimento dos produtos fica razoavelmente fixado. Em particular, não é possível remover todo o gás ascendente ao topo da coluna de baixa pressão como nitrogênio puro. No entanto uma fração de cerca de 50 % do gás alimentado pode ser obtido como nitrogênio puro, desde que uma corrente de gás residual com uma concentração entre 0,1 e 3 % de oxigênio seja removida de um prato próximo ao topo da coluna. Dessa forma a razão líquido/vapor na seção de topo, seção do nitrogênio, aumenta permitindo que o oxigênio seja retificado para o fundo dessa seção (HÄRING, 2007).

Para a produção de argônio deve-se remover uma corrente próxima do prato com maior concentração de argônio, algo em torno de 5 a 15 % massa no vapor, 100 ppm de nitrogênio e 85% a 95% massa de O₂. Essa corrente é alimentada a uma coluna de argônio cru, que separa o argônio do oxigênio. O produto de topo é uma corrente rica em argônio, contendo cerca de 1 ppm de O₂ e 0,5% massa de N₂. Essa coluna apresenta uma elevada razão de reciclo. Somente cerca de 1/30 do gás que ascende na coluna de argônio cru é removido como produto de topo e encaminhado para a coluna de argônio puro. Na coluna de argônio puro o nitrogênio residual é removido no topo e rejeitado para a atmosfera, com conteúdo de cerca de 40% massa de nitrogênio. O argônio líquido é produzido no produto de fundo e apresenta 1 ppm de N₂ e 1 ppm de O₂ (HÄRING, 2007).

III.2 Modelagem no Simulador de Processos e Resultados

A seção fria do processo foi simulada no simulador Aspen Plus da Empresa Aspentech. Foi simulado um caso base, em que a unidade tem capacidade para processar 200 ton/h de ar, produzindo 1000 ton/dia de oxigênio gasoso a 6 bar, no caso base apenas argônio é produzido em fase líquida. Tal capacidade representa uma unidade de porte médio quando comparada a unidades apresentadas em (SMITH e KLOSEK, 2000). O fluxograma simulado é baseado num processo industrial típico de separação do ar proposto pela Linde (HÄRING, 2007) e foi apresentado na Figura 8.

III.2.1 Determinação do Modelo Termodinâmico

Ao se usar um simulador de processos um dos principais fatores para a qualidade dos resultados é a escolha do modelo termodinâmico apropriado ao sistema em análise. Simuladores de processo calculam balanços de massa e calor, para isso é necessário calcular o equilíbrio químico entre as fases líquida e vapor, para determinação da composição de ambas as fases. Usar um modelo termodinâmico não apropriado ao

sistema pode acarretar propriedades físicas incorretas que podem comprometer todos os resultados da simulação.

O modelo termodinâmico é utilizado para calcular a separação em fases de uma mistura para uma determinada condição de temperatura, pressão e composição. Nenhum modelo termodinâmico é robusto o suficiente para que possa ser aplicado a todos os sistemas e gerar resultados confiáveis. Dentre uma enorme gama de modelos termodinâmicos todos apresentam restrições quanto às condições do sistema para que suas estimativas sejam confiáveis.

Dentre os inúmeros modelos termodinâmicos desenvolvidos ao longo do tempo pode-se destacar dois tipos que incluem a maior parte desses modelos.

- Coeficiente de Atividade: esses modelos são baseados em restrições da fase líquida. O coeficiente de atividade é calculado como uma função da temperatura e composição de uma mistura. Baseados em parâmetros de interação binários tais modelos são focados no comportamento dos líquidos e assumem comportamento ideal para os gases, em alguns casos podem ser usados modelos de equações de estado para corrigir a fugacidade da fase vapor. Modelos preditivos estimam parâmetros de interação binária a partir da estrutura molecular dos componentes do sistema e de uma metodologia de contribuição de grupos, tais modelos devem ser usados com parcimônia uma vez que ainda não se conhece completamente a influência de cada subgrupo no equilíbrio de fases. Modelos baseados em Coeficiente de Atividade são apropriados para sistemas compostos por misturas líquidas não ideais, como soluções polares, mas não representam com acurácia a influencia da pressão no equilíbrio de fases. Em geral, não são aconselhados para sistemas em que a pressão seja menor que 10 bar e os componentes do sistema estejam em condições próximas de seu estado crítico.
- Equações de Estado: os modelos termodinâmicos baseados em Equações de Estado são derivados de relações entre pressão, volume e temperatura, sendo em sua maioria modificações da Equação dos Gases Ideais ($PV = nRT$). Tais modelos são mais apropriados à modelagem de sistemas compostos por gases reais ou ideais. Um de seus pontos fortes é a capacidade de prever a ação da pressão no equilíbrio de fases com acurácia. No entanto, devem ser evitados quando existe uma diferença significativa no tamanho das moléculas, ou quando a mistura se encontra próxima à condição crítica de qualquer um de seus componentes. Além disso, modelos baseados em equações de estado não são confiáveis na modelagem de sistemas com líquidos não ideais, especialmente misturas polares. Sistemas compostos por misturas de hidrocarbonetos e misturas de gases leves são bem modelados por equações de estado.

Para o sistema em estudo foi escolhido um modelo termodinâmico baseado em equações de estado, uma vez que todos os componentes do processo são gases atmosféricos, além de se comportarem em estado líquido como uma mistura ideal e não apresentarem interações intermoleculares muito intensas. Segundo a literatura (HILL e JUSTICE, 2011), dentre os modelos de Equação de Estado o mais comumente utilizado na simulação de gases atmosféricos é o Peng-Robinson. No entanto, foi realizada uma investigação para confirmar a escolha desse modelo termodinâmico e para análise da diferença nos cálculos de equilíbrio entre duas equações de estado diferentes, os modelos Peng-Robinson e Soave-Redlich-Kwong.

Na avaliação, os dados experimentais de Equilíbrio Líquido-Vapor entre os componentes do ar foram comparados às previsões dos modelos termodinâmicos analisados. Foram coletados, da base de dados do NIST (National Institute of Standards and Technology), quatro conjuntos de dados de misturas binárias entre os componentes do ar: um conjunto de dados para o par N_2-O_2 , em condição isotérmica a 100,11 K, dois conjuntos para o par N_2-Ar , um em condição isotérmica a 120,15 K e outro em condição isobárica a 26,344 bar (Tabela 4), e por último um conjunto de dados para o par O_2-Ar em condição isotérmica a 110,01 K. Em todos os conjuntos de dados analisados o modelo termodinâmico Peng-Robinson apresentou melhores previsões para os dados experimentais, visto que em todos os casos o somatório quadrático dos erros nas previsões foi menor para este modelo.

Na Figura 9 pode-se observar, como demonstração, a comparação das previsões dos dois modelos analisados com os dados experimentais do par N_2-Ar .

Tabela 4 – Equilíbrio Líq-Vap do sistema N₂-Ar a 26,3 bar (WILSON et al, 1965)

Comp. molar da fase vapor	Comp. molar da fase líquida	Temperatura (K)
0,0034	0,005	121
0,004	0,0051	121
0,0104	0,0136	121,1
0,0194	0,0261	121,2
0,0264	0,0346	121,3
0,0388	0,0506	121,6
0,0529	0,0699	121,8
0,1247	0,1627	122,9
0,2891	0,3622	125,4
0,5027	0,592	128,7
0,73	0,7996	132,1
0,8519	0,8945	133,7

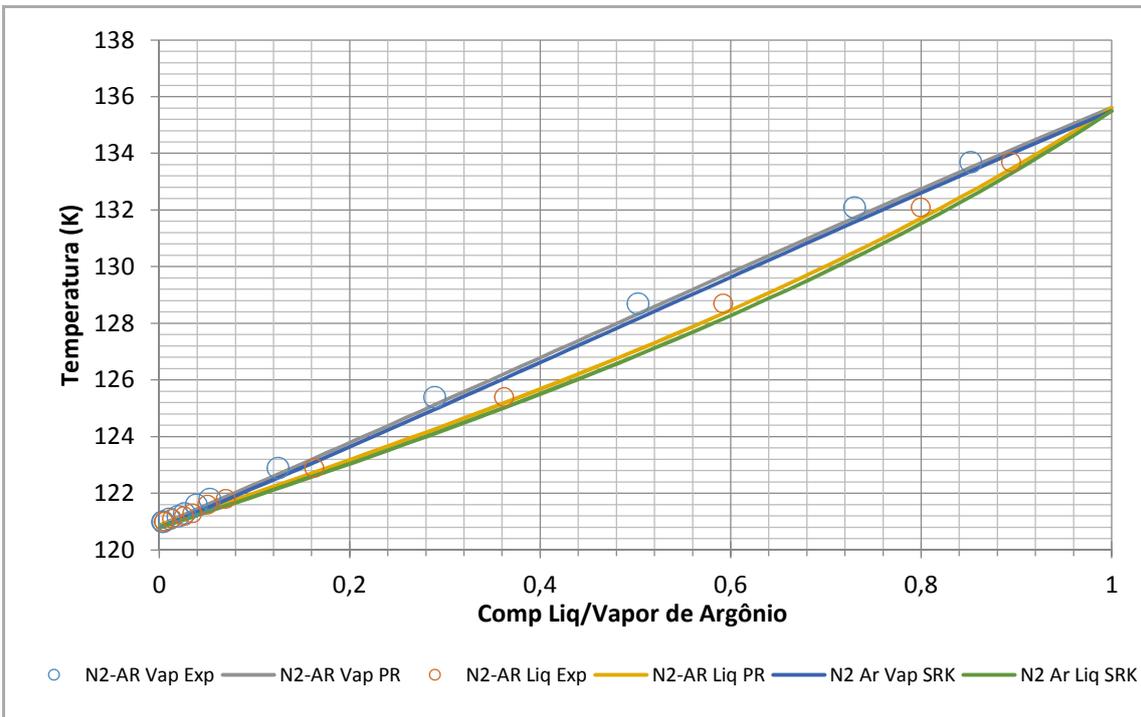


Figura 9-Comparação das previsões dos modelos Peng-Robinson e SRK

Como se pode observar nesse exemplo, as previsões dos dois modelos não são muito divergentes, no entanto, quando comparamos os pontos experimentais com os pontos preditos pelos dois modelos, pode-se notar que o somatório quadrático dos erros

para a Equação de Estado de Peng-Robinson é menor do que SRK e por isso as suas predições são mais precisas, confirmando as informações da literatura. Desta forma, o modelo termodinâmico escolhido para a simulação do processo de separação do Ar foi o modelo de Equação de Estado de Peng-Robinson.

III.2.2 Unidade Principal de Troca Térmica

A unidade principal de troca térmica integra todas as correntes de produto com as correntes de alimentação do processo. No intuito de maximizar a integração energética, a maioria dos processos faz uso de um trocador de calor do tipo “plate fin”. No caso base da simulação três correntes de produto e três correntes de alimentação do processo trocam calor entre si.

Num trocador de calor desse tipo temos diferentes zonas de troca térmica onde duas ou mais correntes trocam calor entre si. Essas zonas podem ser alimentadas por correntes de alimentação da unidade ou por correntes intermediárias que deixam uma zona do trocador. No caso simulado, onde todas as correntes são evaporadas para resfriar o ar alimentado ao processo, foi obtido um trocador com 12 zonas, que podem ser observadas na Tabela 5, assim como na Figura 10, uma representação gráfica da troca térmica entre as zonas do trocador. Estimando o coeficiente global de troca térmica (U) pode-se obter a área de troca térmica total deste trocador, fator importante para estimativa de seu custo de capital.

Quando há interesse na produção de produtos na fase líquida, uma corrente de fluido refrigerante (pode-se utilizar parte do gás residual num ciclo de refrigeração) é alimentada ao trocador principal para que parte das correntes de produto bypassse o trocador e seja fornecido ainda em estado líquido ao consumidor.

Tabela 5 – Zonas de troca térmica, unidade principal de troca térmica

Pontos	Trab. Acum. kW	T-Quente K	T-Fria K	Delta T K	LMTD K	Trab. Zona kW	UA (Zona) J/sec-K
1	0	278,0	273,0	5,00			
2	242	273,8	267,2	6,58	5,75	242	41.997
3	7.414	152,0	139,4	12,67	9,29	7.172	771.796
4	9.062	123,4	110,5	12,90	12,78	1.648	128.932
5	9.415	118,0	110,5	7,48	9,95	353	35.499
6	11.302	116,7	110,5	6,20	6,82	1.887	276.613
7	11.593	116,6	106,2	10,41	8,12	292	35.914
8	12.293	108,4	95,6	12,75	11,54	700	60.649
9	12.434	104,7	93,5	11,24	11,98	141	11.779
10	12.462	104,0	92,9	11,09	11,17	28	2.484
11	12.639	99,0	80,8	18,21	14,36	177	12.330

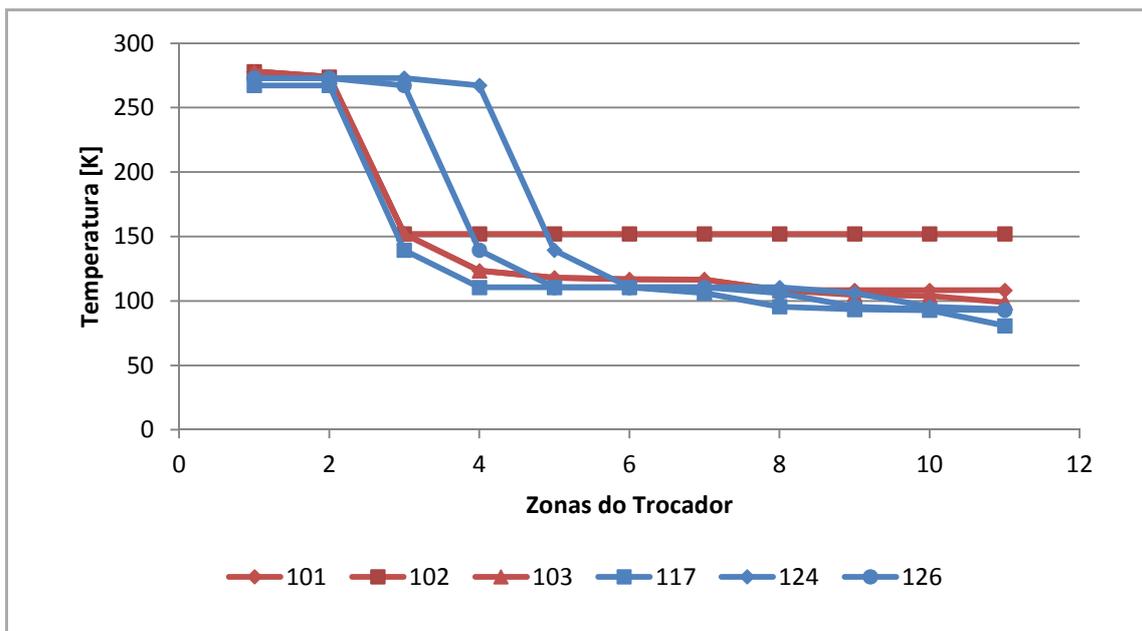


Figura 10 – Perfil de temperatura entre as zonas de troca térmica

III.2.3 Dupla coluna de destilação: Colunas C-101 e C-102

Neste trabalho, a coluna dupla de destilação foi simulada a partir de dois modelos de coluna, as colunas C-101 e C-102, respectivamente, de alta e baixa pressão, e um trocador de calor, TC-102, que integra as duas colunas ao simular o condensador da coluna de alta pressão e o refeedor da coluna de baixa pressão.

Foram feitas as seguintes considerações para o projeto dessas colunas:

- A coluna C-101 não possui um refeedor, apenas um condensador.
- A coluna C-101 é alimentada por duas correntes cujo estado é descrito na Tabela 6.
- A coluna C-102 não possui condensador, apenas refeedor.
- A composição dos produtos de fundo, de topo e retiradas laterais estão de acordo com a Tabela 7, um cenário proposto por (HÄRING, 2007).
- O vapor saturado ascendente da coluna C-101 é condensado pela corrente líquida saturada efluente da coluna C-102, a diferença de temperatura entre essas duas correntes deve ser de no mínimo 2 K.
- A perda de carga em uma coluna de pratos é igual a 0,0068 bar (LUYBEN, 2006) por prato teórico. Já em colunas de recheio é 0,00083 bar por prato teórico (HÄRING, 2007).

Tabela 6 – Especificação das correntes de alimentação da coluna C-101 (HÄRING, 2007)

Corrente	T	P	Composição [%massa]		
	K	bar	O ₂	N ₂	Ar
107	97,9	5,7	23,1	75,51	1,39
109	104	5,7	23,1	75,51	1,39

Tabela 7 – Especificação das correntes de produto da dupla coluna de destilação (HÄRING, 2007)

Corrente	Composição [%massa]		
	O ₂	N ₂	Ar
C-101			
111 - Topo	<= 1 ppm	100	
110 - Fundo	35-40		
C-102			
116 - Topo	<= 1 ppm	100	<= 100 ppm
118 - Fundo	99,7		
117 - Gás Res.	3-5		
118 - Prod. Ar	95-85	100 ppm	5-15

A coluna C-101 é desprovida de um refeedor, ao invés disso, parte da corrente de alimentação da coluna é alimentada ao último prato da coluna, como vapor superaquecido. Seu condensador é simulado pelo trocador TC-102. Nesse condensador todo o vapor ascendente da coluna é condensado, sendo parte dele utilizado como refluxo para a coluna C-101, já o produto de topo da coluna serve de refluxo para a coluna C-102.

Como o condensador da coluna C-101 é integrado ao refeedor da coluna C-102, a pressão operacional do último estágio da coluna C-102 foi determinada a fim de garantir uma diferença de temperatura de 2 K entre as correntes que alimentam o trocador.

Razão de Refluxo Mínimo e Número Mínimo de Pratos

Com o objetivo de minimizar a demanda energética no condensador, foi realizada uma análise para determinação da razão de refluxo mínimo e do número mínimo de pratos teóricos. Nessa análise partimos de uma simulação base da coluna C-101 com 70 pratos teóricos, onde a corrente de alimentação da coluna se encontra no prato 39 e os produtos de topo e de fundo se encontram dentro da especificação definida na Tabela 7. A partir desse caso base da coluna o número de pratos teóricos foi variado no intervalo de 10 a 100 estágios, e observou-se o comportamento da razão de refluxo para obter os

mesmos produtos do caso base. Nessa análise a posição relativa do prato de carga foi mantida.

Pode-se identificar a condição de refluxo mínimo quando o aumento do número de pratos teóricos já não causa mais alterações na razão de refluxo necessária para a obtenção dos produtos desejados. Já a condição de número mínimo de pratos teóricos é alcançada quando ao diminuir o número de pratos a razão de refluxo aumenta exponencialmente tendendo a um comportamento assintótico em relação à razão de refluxo. A partir da análise dos resultados, apresentados na Figura 11, foi possível determinar que a razão de refluxo mínimo da corrente é igual a 0,991 em massa e o número mínimo de pratos é igual a 15.

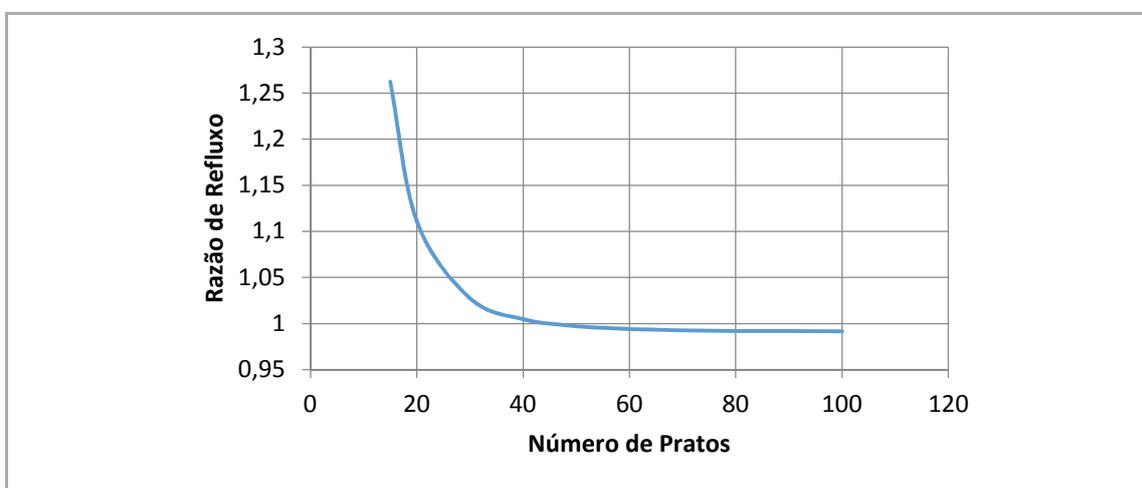


Figura 11 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-101

Em (LUYBEN, 2006) são citadas duas estratégias de otimização heurística amplamente utilizadas para colunas de destilação. A primeira estratégia sugere que o número de pratos teóricos da coluna seja igual ao dobro do número mínimo de pratos, e dessa forma minimiza o custo operacional da coluna em detrimento do custo de capital. Já a segunda estratégia sugere que a razão de refluxo da coluna seja fixada em 1,2 vezes o valor da razão de refluxo mínimo, dessa forma o custo de capital da coluna é reduzido às custas do aumento dos custos operacionais, uma vez que o número de pratos necessários para realizar a separação desejada é menor.

Para a coluna analisada foi escolhida a primeira estratégia heurística com o objetivo de minimizar o trabalho do condensador, visto ainda que esta é uma coluna relativamente pequena, e por isso o custo de capital não deve ter grande impacto no

investimento total. Dessa forma o valor utilizado como o número de pratos teóricos da coluna C-101 foi igual a 30.

Devido à integração entre as colunas C-101 e C-102, ao especificar a coluna C-101, a razão de refluxo e a energia necessária ao refeedor da coluna C-102 estão definidos, dessa forma o número de pratos foi variado a fim de obter os produtos dentro das especificações. Os resultados estão apresentados nas Figuras 12 e 13.

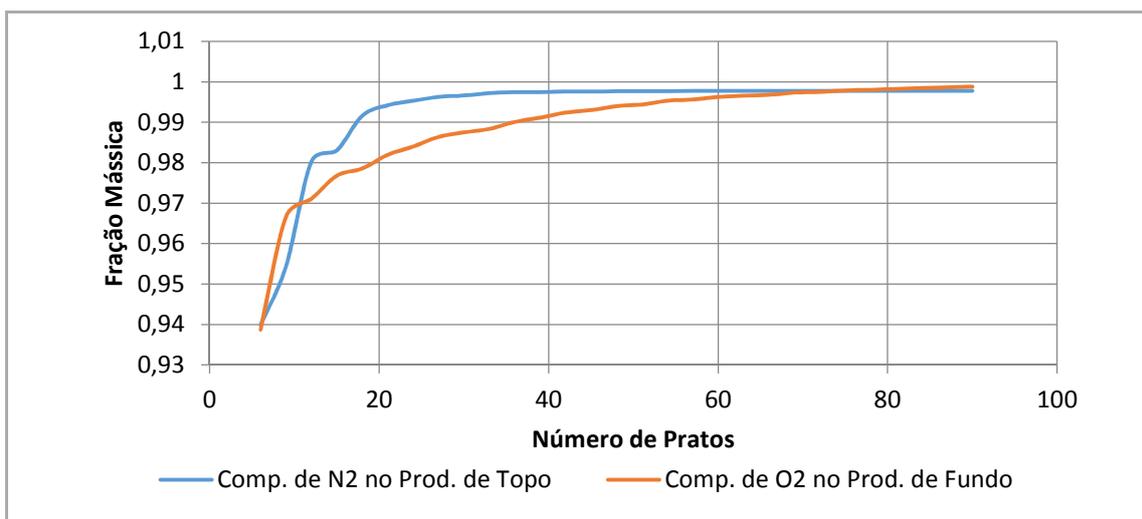


Figura 12 – Análise do número de pratos, pureza dos produtos de topo e fundo, C-102

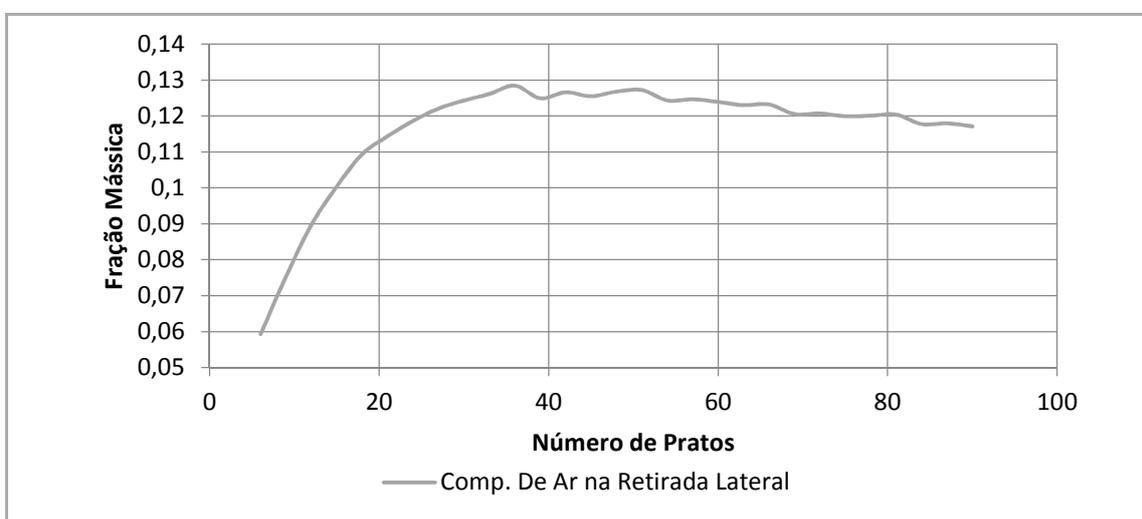


Figura 13 – Análise do número de pratos, composição da retirada lateral, C-102

Pelos resultados obtidos na análise do número de pratos da coluna C-102 observou-se que apesar de alcançarmos as exigências de pureza do nitrogênio e do argônio com cerca de 40 pratos, o produto de fundo da coluna não atinge a pureza de oxigênio necessária (99,5%). Dessa forma, o número de pratos deve ser igual à cerca de

70 pratos para que se obtenha a pureza necessária de oxigênio no produto fundo, apesar deste não ser o ponto onde se obtém a maior concentração de argônio no produto lateral.

III.2.4 Colunas de Argônio

Para as colunas de argônio foram utilizados dois modelos de coluna de destilação, a primeira coluna dispunha apenas de um refulvedor, enquanto a segunda apresentava condensador e refulvedor. Essas colunas tem integração energética com a corrente rica em oxigênio que deixa a coluna de alta pressão.

Coluna C-201: Coluna de Argônio Cru

A coluna de argônio cru pode ser analisada como uma coluna de absorção, ou seja, a corrente de entrada entra no último prato da coluna, prato de fundo, em estado gasoso, e por isso, não apresenta um refulvedor, apenas um condensador, no topo da coluna. Dessa forma, não foi feita uma análise para determinação do prato ótimo de carga, visto que esse deve ser obrigatoriamente o último prato da coluna.

Com o objetivo de minimizar a demanda energética no condensador, foi realizada uma análise para determinação da razão de refluxo mínimo e do número mínimo de pratos teóricos. Uma vez que a pressão de operação foi definida, considerando-se uma perda de carga na coluna igual a 15 kPa, um caso base foi inicializado, onde foram fixadas as composições de produto da coluna, a partir dessa simulação inicial, com 150 pratos, o número de pratos foi variado. Os resultados dessa análise podem ser observados na Figura 14.

Pode-se observar na Figura 14 um comportamento assintótico, que indica o número mínimo de pratos, por volta dos 60 pratos, e um platô, que indica a razão de refluxo mínima da coluna, igual a 32,8.

Como critério de otimização heurística foi utilizado que o número de pratos teóricos é igual ao dobro do número mínimo de pratos.

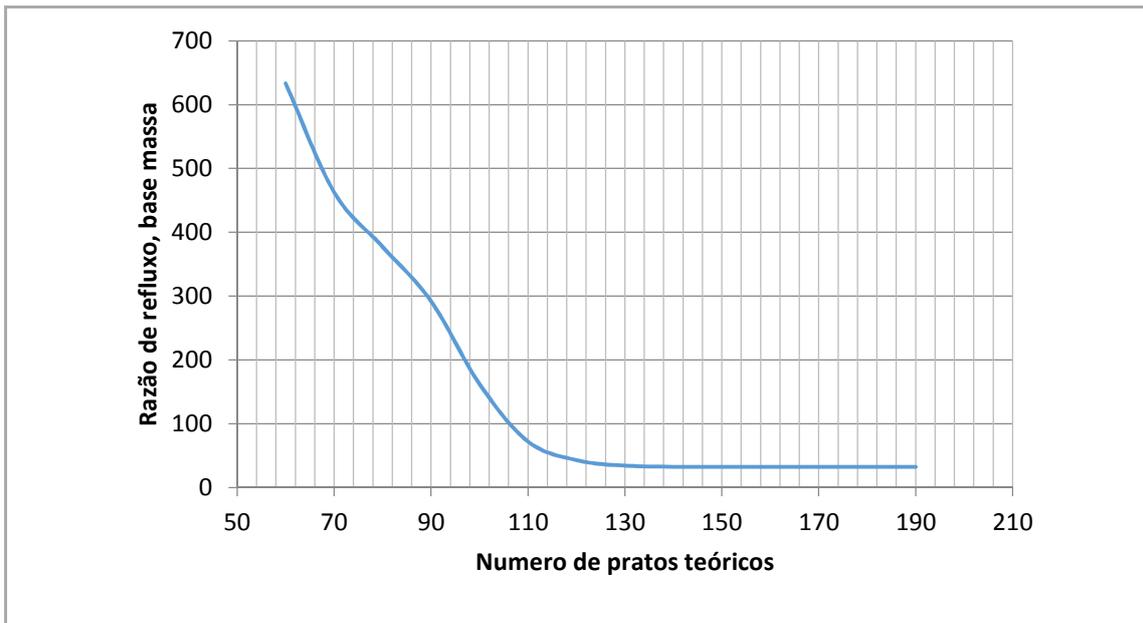


Figura 14 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-201

Coluna C-202: Coluna de Argônio Puro

A coluna C-202 é uma coluna de destilação completa, contando com a presença de um condensador parcial e um refeedor parcial. A carga dessa coluna é o produto de topo da coluna C-201, que contém argônio e pequena contaminação de nitrogênio. O objetivo dessa coluna é separar o nitrogênio da corrente de argônio cru, produzindo no produto de fundo uma corrente com no máximo 1 ppm de nitrogênio. O produto de topo da coluna é uma corrente com cerca de 40 % em massa de nitrogênio que é rejeitada para a atmosfera.

Para o projeto dessa coluna de destilação foi realizada uma análise do prato ótimo de carga a partir de uma simulação inicial, ainda não otimizada, onde a coluna foi configurada para se obter o produto de fundo com a especificação necessária. Nessa simulação foi variado o prato de carga, a fim de determinar a posição com menor consumo de energia, tanto no condensador quanto no refeedor. O resultado desta análise é apresentado nas Figuras 15 e 16:

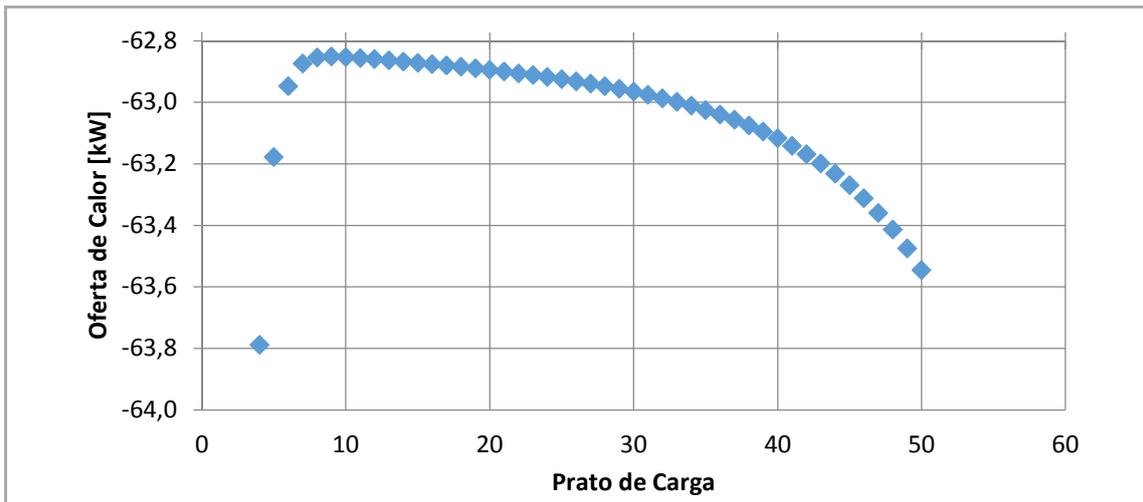


Figura 15 - Análise do prato ótimo de carga, condensador, coluna C-202

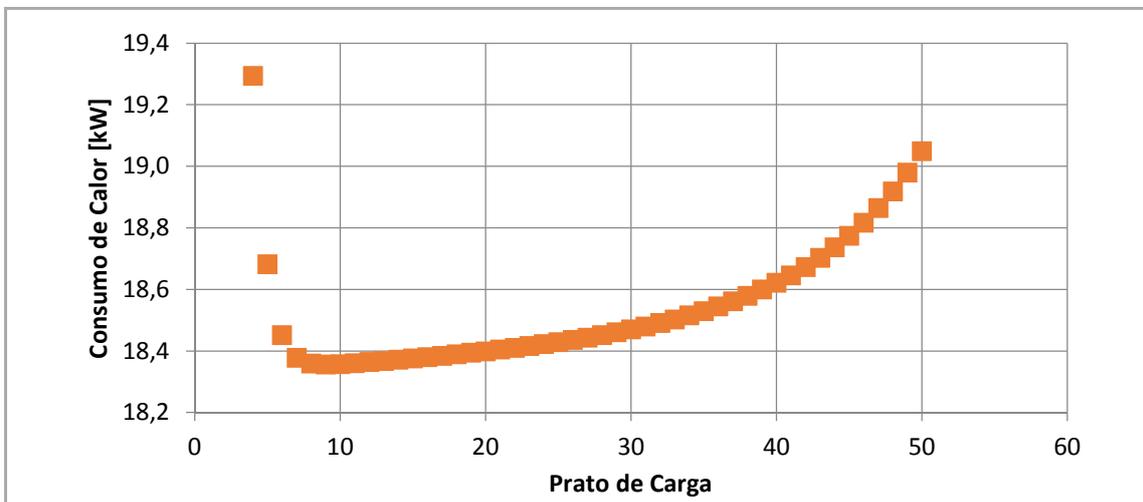


Figura 16 - Análise do prato ótimo de carga, refeedor, coluna C-202

Nos gráficos apresentados pode-se observar que a posição ideal para o prato de carga nesta coluna inicialmente seria o prato número 9. A partir desse resultado foi realizada uma análise para determinação do número mínimo de pratos e da razão de refluxo mínimo. Nessa análise o número de estágios teóricos foi variado e avaliou-se o comportamento da razão de refluxo da coluna, a posição do prato de carga variava de modo que se mantivesse constante a posição relativa do prato de carga com relação ao número total de pratos. A Figura 17 apresenta a influência do número de pratos na razão de refluxo da coluna.

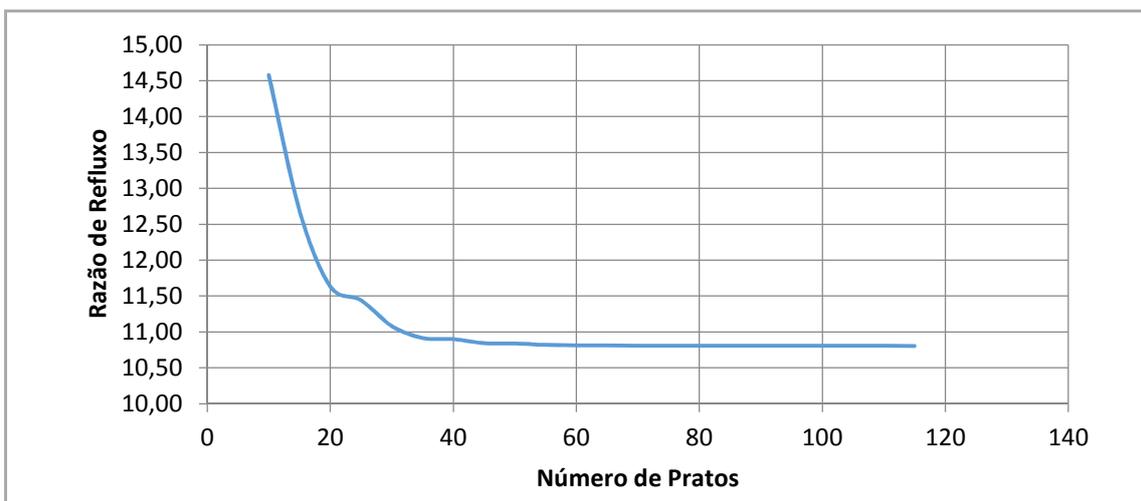


Figura 17 – Influência do número de estágios teóricos na razão de refluxo, coluna C-202

A partir da Figura 17 foi determinado que a razão de refluxo mínimo é igual a 10,8 e o número mínimo de pratos é igual a 11. Assim como na coluna anterior será usada uma decisão heurística que considera o número de estágios teóricos igual ao dobro do número mínimo de estágios. Sendo assim a coluna foi projetada com 22 estágios teóricos, que incluem o condensador e o refeedor. A razão de refluxo dessa coluna é igual a 11,5.

III.2.5 Balanço de massa e discussão dos resultados

Na Tabela 10 são apresentados os resultados obtidos para as principais correntes de processo. O balanço completo pode ser encontrado no Anexo A.

Foi possível alcançar as especificações de pureza das correntes de produto (PGOX, GN e LAR na figura 8), no entanto algumas correntes do processo não condizem com dados encontrados na literatura, como é o caso da corrente de gás residual (117, ao deixar a coluna C-102, GRES ao deixar o trocador principal). Essa corrente está mais concentrada em oxigênio do que o encontrado na literatura, geralmente em torno de 3 a 4 % em massa, (HÄRING, 2007), provavelmente no projeto citado em (HÄRING, 2007) o prato de retirada do gás residual era numa posição mais elevada do que nesse estudo.

Foi observado que existe uma relação muito forte entre o prato de retirada do gás residual e a concentração de argônio da segunda retirada lateral dessa coluna (corrente 115), corrente que alimenta a coluna de argônio cru (coluna C-201). Quanto mais próximo ao topo da coluna era a retirada do gás residual menor seria a concentração de

argônio na corrente 115 e com a diminuição da concentração de argônio a razão de refluxo na coluna C-201 aumenta, de forma que a corrente refrigerante, 205, oriunda do produto de fundo da coluna C-101, se torna incapaz de absorver todo o calor necessário para condensação da vazão de refluxo, tornando a purificação do argônio inviável, a não ser que fosse empregado um sistema para refrigeração da corrente 205.

Devido a maior concentração de oxigênio no gás residual, pode-se esperar maiores perdas de oxigênio, no entanto a recuperação de oxigênio puro se manteve dentro das expectativas para esse processo, sendo igual a 92,5 %. Assim como o oxigênio, a recuperação de nitrogênio puro, igual a 70% do nitrogênio alimentado, se encontra dentro das expectativas desse processo. Apenas o argônio que não alcançou as expectativas de recuperação, tendo sido recuperado somente 36% do argônio alimentado ao processo.

Tabela 8 - Resultados do dimensionamento dos equipamentos, Colunas

		C-101	C-102	C-201	C-202
Nº de Estágios Teóricos	-	30	70	120	22
Nº de Estágios Reais	-	43	87	183	37
Eficiência da Coluna	%	71	81	66	61
Componentes Internos	-	Pratos	Pratos	Recheio Est.	Recheio Est.
Altura Interestágios	m	0,61	0,61	0,25	0,25
Altura da Coluna	m	31,476	63,684	54,9	11,1
Diâmetro	m	2,43	3,12	1,54	0,31
Pressão de Operação	bar man.	4,7	0,4	0,3	0,1
Material de Construção		Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox

Tabela 9 - Resultados do dimensionamento dos equipamentos, Trocadores da Seção Fria

Trocador		TC-101	TC-102	TC-103	TC-201	TC-202	TC-203
Tipo	-	"Plate Fin"	"Plate Fin"	Casco e Tubo	Casco e Tubo	Casco e Tubo	Casco e Tubo
Pressão de Projeto	bar abs	5	5	5	5	5	5
Área de Troca Total	m2	1.624	2.730	130	404	24	14
Nº de Troc. em Série	-	4	6	1	1	1	1
Área por Troc.	m2	406	455	130	404	24	14

Tabela 10 - Balanço de massa, principais correntes de processo

Corrente	Fração Mássica			Vazão Mass. [kg/hr]	Temp [K]	Pressão [bar]	Fração de Vap
	N2	O2	Ar				
101	0,755	0,231	0,014	113.000	278	10,2	1,00
102	0,755	0,231	0,014	28.000	278	5,7	1,00
103	0,755	0,231	0,014	59.000	278	18,2	1,00
107	0,755	0,231	0,014	24.190	98	5,7	0,01
108	0,755	0,231	0,014	34.810	83	1,5	0,17
109	0,755	0,231	0,014	141.000	104	5,7	1,00
110	0,557	0,421	0,022	90.298	100	5,7	0,00
113	0,994	0,002	0,004	74.891	95	5,4	0,00
114	0,994	0,002	0,004	74.892	79	1,2	0,07
115	0,000	0,846	0,154	30.000	92	1,3	1,00
116	0,998	0,001	0,002	106.050	79	1,2	1,00
117	0,904	0,068	0,028	50.000	81	1,2	1,00
121	0,000	0,997	0,003	42.835	93	1,4	0,00
206	0,557	0,421	0,022	38.377	85	1,5	0,15
209	0,557	0,421	0,022	51.921	85	1,3	0,75
210	0,000	0,879	0,121	28.885	92	1,3	0,00
214	0,000	0,000	1,000	1.115	88	1,2	1,00
223	0,000	0,879	0,121	28.885	92	1,5	0,00
222	0,001	0,000	0,999	115	87	1,0	1,00
PGOX	0,000	0,997	0,003	42.407	273	5,7	1,00
GN	0,998	0,001	0,002	106.050	273	1,1	1,00
GRES	0,904	0,068	0,028	50.000	267	1,1	1,00
LAR	0,000	0,000	1,000	1.000	88	1,1	0,00

O baixo rendimento para o argônio pode ser justificado por duas razões. Primeiramente, a coluna de argônio cru realiza uma separação muito difícil, tendo que separar o oxigênio do argônio, e para garantir a ausência de oxigênio no produto de fundo parte do argônio ainda fica no produto de fundo da coluna C-201, dessa forma pouco argônio cru é recuperado. Outro problema é que para alcançar o nível de pureza necessário para o argônio produto, uma boa parte do argônio contido na corrente de argônio deixa a coluna de argônio puro contaminado por nitrogênio. Ao contrário do que foi observado na literatura (HÄRING, 2007), onde o produto de topo dessa coluna continha cerca de 40% de nitrogênio, no caso estudado o mesmo produto de topo continha apenas 4% de nitrogênio, ou seja, muito argônio está sendo perdido no produto de topo.

Essa baixa concentração de nitrogênio se dá em parte devido à baixa concentração do mesmo na corrente 115, que alimenta a coluna de argônio cru. Porém a concentração de nitrogênio nessa corrente é crítica para a integração energética no condensador da coluna C-201. O aumento da concentração de nitrogênio no produto de topo diminui a temperatura de condensação podendo chegar ao ponto em que não seria possível realizar a condensação da corrente de refluxo com a corrente 205, rica em oxigênio.

III.3 Modelagem Econômica - Avaliação Econômica Preliminar

Nesse estudo foi conduzida uma estimativa econômica aproximada dos custos de produção e do investimento total da planta para avaliação do Lucro do Empreendimento. Tal estimativa se baseia nas dimensões principais dos equipamentos mais importantes e nas estimativas de custo de matérias-primas, de insumos e de utilidades. Itens de estimativa mais incerta foram obtidos, com auxílio de fatores empíricos a partir de outros itens cujas estimativas têm maior precisão devido à maior experiência acumulada no seu projeto. Apesar deste tipo de estimativa apresentar menor precisão do que uma estimativa detalhada, a sua execução é muito mais rápida e por isso é utilizada para avaliar diferentes alternativas durante os estágios preliminares do projeto.

III.3.1 Estimativa dos custos de produção

Os custos de produção se dividem em custos diretos (C_{dir}) e custos fixos (C_{fix}).

Custos Diretos de Produção

Os custos diretos de produção são aqueles diretamente proporcionais à capacidade de produção da planta e, em geral, são compostos por:

- **Matéria-Prima:** por ser uma indústria de transformação, um dos principais custos de produção na indústria química é a aquisição de matérias-primas, variando entre 10 e 50% do custo total de produção (PETERS e TIMMERHAUS, 1991). Em plantas que produzem especialidades e na química fina estes custos tendem a representar uma parcela mais baixa dos custos diretos. Em especial no caso analisado os custos com matéria-prima são nulos, uma vez que o principal insumo é o ar, uma ubiquidade, ou seja, não existe custo associado a sua utilização.
- **Mão de Obra:** nesse item são computados os salários dos operadores e supervisores de produção. Em uma análise preliminar o número de operadores é estimado a partir do número de operações unitárias do processo e de seu grau de automação, em seguida o número de supervisores é estimado com base na complexidade do processo. A relação da capacidade de produção de uma planta com a demanda por mão de obra não é

linear e por isso, em geral se utiliza um fator de potencia entre 0,2 e 0,25 sobre a capacidade em análises de ganho ou redução de escala. Na indústria química os custos de mão de obra costumam representar cerca de 15% do custo total de produção (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).

- Utilidades: o custo com utilidades, como vapor, eletricidade, água de resfriamento e de processo, ar comprimido, gás natural e óleo combustível, variam muito com o processo estudado e devem ser determinados a partir do balanço de massa e energia do processo estudado. Nesse estudo foi considerado que as utilidades eram adquiridas de unidades adjacentes a taxas fixas. Sob a demanda de todas as utilidades foi considerada uma contingência de 10 % para compensar perdas que possam ocorrer durante o processo.
- Manutenção e Reparos: para que uma planta se mantenha em condição operacional são necessários reparos contínuos, são considerados nesse item gastos com pessoal, materiais e supervisão. Na indústria de processos, o custo anual de manutenção médio é igual a 6% do custo fixo da planta (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- Custos Laboratoriais: despesas relacionadas a testes de laboratório para controle da operação e controle de qualidade do produto. Em estimativas rápidas esse custo pode ser considerado entre 10 e 20% do custo com mão de obra (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- Patentes e Royalties: a grande maioria das tecnologias de produção é protegida por patentes, para que uma outra empresa tenha direito de utilizar tal tecnologia é necessário pagar pelo direito de uso da patente ou pagar royalties baseados na produção da planta. Nos casos onde a empresa envolvida na operação da planta desenvolveu a tecnologia de produção (comum no setor de gases industriais) parte dos custos de desenvolvimento e registro das patentes associadas ao processo deve ser considerada como custo de produção. Os custos com royalties e patentes podem variar muito com o tipo de produto e a indústria em questão. No entanto costumam representar entre 0 e 6% do custo total de produção (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- Catalisadores e Solventes: representam os custos de aquisição de catalisadores e solventes específicos do processo em operação, e por isso variam muito de acordo com o processo. Podem ter grande impacto nos custos quando, por exemplo, o processo envolve o uso de catalisadores com metais nobres ou terras raras de custo elevado, ou ainda em casos onde o consumo de solvente é grande e não há recuperação do mesmo. Numa unidade de separação de ar o único item que se enquadra nessa categoria é o leito de zeólitas utilizado na purificação do ar atmosférico.

Na Tabela 11 são apresentadas as considerações utilizadas na estimativa do custo direto da Unidade de Separação Criogênica de Ar analisada.

Tabela 11 - Considerações para a estimativa do Custo Direto

Item	Consideração
Matéria-Prima	0 – Não existem custos com matéria-prima
Mão de Obra	15 % do custo total de produção
Manutenção e Reparos	Custo anual de 6% do custo fixo da planta
Custos Laboratoriais	15 % dos custos com mão de obra
Patentes e Royalties	3% do Custo total de produção
Catalisadores e Solventes	Apresentado abaixo

Para os custos de utilidade foram considerados os valores médios dos custos unitários de utilidades apresentados em (PERLINGEIRO, 2005) na Tabela 12. A partir do balanço de massa e energia e dos custos unitários é possível determinar os custos com utilidades.

Tabela 12 - Custos unitários de utilidades (PERLINGEIRO, 2005)

Tipo de Utilidade	Custo Unitário
Energia Elétrica Comprada	0,015 US\$/kwh
Água de Resfriamento (Água de Torre)	0,03 US\$/1000 gal
Água de Processo	0,15 US\$/1000 gal
Ar comprimido para instrumentos	0,07 US\$/1000 ft ³
Gás natural	0,55 US\$/1000 ft ³

A estimativa dos custos dos catalisadores e solventes foi baseada na estimativa do volume do leito de zeólitas e na vida útil do leito. Segundo (HÄRING, 2007) para processar 300.000 nm³/h de ar é necessária uma massa de 75 toneladas de zeólitas com uma vida útil de 5 anos. Para calcular o custo do leito de zeólitas foi utilizada uma relação de Guthrie, apresentada na equação III.1:

$$C_{LZ} = 60 \cdot V, \text{ onde } V [=] \text{ ft}^3 \quad \text{III.1}$$

Essa relação de Guthrie faz uso do volume do leito; para calculá-lo foi utilizada uma densidade média para as zeólitas igual a 1400 kg/m³. O custo obtido foi normalizado para o processamento da unidade em análise e no tempo, considerando um tempo de vida útil do projeto de 10 anos.

Custos Fixos de Produção

Ao contrário dos custos diretos os custos fixos representam gastos sempre presentes em todas as plantas industriais, mesmo quando o processo não se encontra em

operação. Esses custos incluem: depreciação, taxas locais, seguro e aluguéis. Despesas dessa natureza são uma função direta do capital de investimento.

- **Depreciação:** prédios, equipamentos e outros itens da infraestrutura de uma planta industrial requerem um investimento inicial para sua aquisição que deve ser computado nos custos de produção. Para computar esse custo, é assumido um decréscimo de valor dos bens materiais ao longo da vida útil do projeto. Esse decréscimo é denominado de depreciação. Existem inúmeros métodos de determinação do valor da depreciação, no entanto para projetos de engenharia costuma-se aplicar um modelo linear. No modelo linear de depreciação estipula-se um período de vida útil do projeto e um valor residual para os bens materiais que será resgatado no fim desse período. O custo anual da depreciação é igual a diferença entre o capital inicial e o valor residual dividido pela vida útil do projeto, em anos. A depreciação anual para equipamentos em geral é igual a 10 % do capital de investimento (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- **Taxas de locação:** custo fixo associado a taxas governamentais sobre a propriedade. Para plantas em áreas altamente populosas as taxas podem variar entre 2 e 4 % do capital de investimento. Em áreas menos populosas tais taxas variam entre 1 e 2% do investimento (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- **Seguro:** os custos com seguro dependem do tipo de processo conduzido e da extensão dos cuidados na prevenção de acidentes na planta. Pode-se considerar como custo médio anual com seguros cerca de 1 % do investimento inicial da planta (PETERS e TIMMERHAUS, 1991).
- **Aluguel:** custos associados a apropriação do terreno onde a planta foi construída.

Na Tabela 13 são apresentadas as considerações utilizadas na estimativa do custo fixos da Unidade de Separação Criogênica de Ar analisada:

Tabela 13 - Considerações para a estimativa do Custo Fixo	
Item	Consideração
Depreciação	Modelo Linear, 10% ao ano, vida útil de 10 anos
Seguro	1,5 % do custo total do investimento
Taxas de Locação	1% do custo total do investimento
Aluguel	Não foi considerado nessa análise

Custos Indiretos de Produção:

Além de todos os custos descritos anteriormente, para que uma planta opere eficientemente são necessários custos adicionais que não estão associados diretamente ao processo produtivo. Vários equipamentos e edificações que não atuam na manufatura

do produto final fornecem grande parte dos serviços gerais da planta, os custos diretos e fixos desses itens são considerados como custos indiretos de produção.

Pode-se associar como custos indiretos as despesas relacionadas aos seguintes serviços:

- Hospitais e serviços médicos
- Procedimentos de segurança
- Infraestrutura de socorro
- Manutenção geral da Unidade
- Engenharia
- Controle de qualidade
- Embalagem
- Serviços de Limpeza
- Escritórios
- Estocagem
- Transporte de produto e matérias-primas
- Distribuição de Utilidades

Esses custos são intimamente relacionados aos custos com mão de obra da planta e por isso para fins de estimativa inicial podem ser considerados como cerca de 50 a 70% da soma dos custos com operadores, supervisores e manutenção.

III.3.2 Estimativa do investimento

O capital necessário para a construção de uma planta industrial é frequentemente dividido em duas categorias básicas:

- Investimento Fixo: Corresponde a todo o capital necessário para a aquisição e instalação de todos os equipamentos necessários, bem como todos os custos de construção de unidades auxiliares que são necessárias à operação da planta, como , por exemplo, custos de tubulação, isolamento, instrumentação, preparação do terreno, fundação estrutural.
- Capital de Giro: Corresponde ao capital necessário para a operação da planta. Em geral, engloba o capital necessário para manutenção de estoque de matéria-prima, insumos e produto, pagamento mensal das despesas de operação (como salários e compra de matéria prima), contas e taxas a pagar.

Para a estimativa do custo de capital foi utilizado o método de Guthrie. Nesse método o investimento fixo é igual ao somatório de quatro módulos de custo

multiplicado por um fator que corresponde a contingencia do projeto e ao lucro da empreiteira que realizou a construção da unidade (SEIDER et al, 2000).

$$C_{IF} = 1,18 \cdot (C_{mcb} + C_t + C_p + C_{osbl}) \quad \text{III.2}$$

Cada um dos módulos apresenta um procedimento de cálculo e representa uma parte do custo total da planta, de modo que a necessidade, por exemplo, de se utilizar aço inoxidável em determinados equipamentos da planta aumentam principalmente o custo de aquisição dos mesmos e não tem influência, por exemplo, no custo das fundações do prédio, ao contrário do que se observa na estimativa econômica com fatores generalistas como o fator de Lang. Dessa forma pode-se ter boas predições do investimento de capital da unidade.

O módulo de custo básico, C_{mcb} , se refere ao custo total de todos os equipamentos do processo, incluindo, equipamentos fabricados, maquinário, tanques de estocagem além de equipamentos e peças sobressalentes. Também se inclui a carga inicial de catalisadores. Esse módulo se baseia no custo f.o.b. (“free on board” – preço no porto) dos equipamentos, tais custos foram estimados a partir de equações que serão apresentadas a seguir.

Custos com aquisição e preparação do terreno, C_t , no estágio de estimativa primária podem ser estimados a partir do módulo de custo básico, sendo igual a 10-20 % do C_{mcb} em unidades não integradas (“grass-roots”) e 4-6% em unidades integradas a complexos químicos.

Custos com edificações, C_p , no método de Guthrie incluem as instalações dedicadas ao processo e outras instalações de suporte. Assim como nos custos com terreno, em uma estimativa primária C_p é estimado a partir do C_{mcb} . No entanto deve ser levado em consideração se o processo será abrigado ou não, e ainda se a unidade é integrada ou não (Tabela 14).

Tabela 14 - Considerações para a estimativa dos custos com edificações (SEIDER et al, 2000)

Consideração	Custo de Capital C_p
Processo abrigado – Edificações Dedicadas	10 % C_{mcb}
Planta não-integrada – Edificações de Suporte	20 % C_{mcb}
Planta integrada – Edificações de Suporte	5 % C_{mcb}

O último módulo de custo, C_{osbl} , corresponde ao custo de capital das instalações fora do limite de bateria da unidade, ou seja, equipamentos que fornecem as utilidades à planta, sistema de tratamento de efluentes, estocagem, etc. Para essa estimativa preliminar foi considerado que a unidade estava integrada a um complexo petroquímico e a demanda de todas as utilidades será suprida pelo complexo, de forma que o C_{osbl} é nulo.

O custo de capital total é igual ao somatório do investimento fixo com o capital de giro, em uma estimativa preliminar este pode ser estimado como 15 % do custo de capital total, equivalente a 17,6 % do investimento fixo (SEIDER et al, 2000).

$$C_{ct} = 1,176 \cdot C_{IF} \quad \text{III.3}$$

Estimativa do módulo de custo básico

O módulo de custo básico é obtido através do somatório do custo f.o.b. de todos os equipamentos do processo analisado. O custo f.o.b. dos equipamentos pode ser estimado a partir de relações de custo do equipamento com os principais parâmetros de design (SEIDER et al, 2000) obtidos durante a simulação do processo. As correlações utilizadas nessa estimativa foram obtidas com base em valores do ano 2000, e por isso suas predições devem ser corrigidas no tempo. Para a correção no tempo foi utilizado o Chemical Engineering Index, que em 2000 era igual a 394 (I_b) e em 2013 é igual a 567,5 (I).

- Compressores:

A base de custo dos compressores centrífugos é função de sua potência (P_c):

$$C_B = e^{\{7,2223+0,8 \cdot [\ln(P_c)]\}}, \text{ onde } P_c [=] \text{ Hp (Horsepower)} \quad \text{III.4}$$

O custo base considera que o compressor é alimentado por um motor elétrico e o casco é construído com aço carbono. O custo final do compressor pode ser corrigido pela Equação III.5, usando os fatores da Tabela 15.

$$C_p = \left(\frac{I}{I_b}\right) \cdot F_D \cdot F_M \cdot C_B \quad \text{III.5}$$

Tabela 15 – Fatores de correção de custo para compressores (SEIDER et al, 2000)

Tipo de Motor	F _D	Material	F _M
Motor Elétrico	1,0	Aço Carbono	1,0
Turbina a vapor	1,15	Aço Inoxidável	2,5
Turbina a gás	1,25	Liga de Níquel	5,0

No caso estudado todos os compressores são movidos por motores elétricos e o material de construção dos mesmos é aço carbono.

- Trocadores de Calor Tipo Casco e Tubo:

Trocadores de calor do tipo casco e tubo são definidos por uma série de variáveis geométricas como o diâmetro dos tubos, espessura da parede, comprimento, arranjo dos tubos, número de tubos, etc. No entanto, para uma estimativa preliminar a variável básica de custo é a área de troca do trocador. As correlações de custo apresentadas nas equações III.6 e III.7 são baseadas em duas geometrias básicas:

- Cabeça Fixa (Fixed Head)

$$C_b = e^{\{11,0545 - 0,9228 \cdot [\ln(A)] + 0,09861 \cdot [\ln(A)]^2\}} \quad \text{III.6}$$

- Vaporizador Kettle

$$C_b = e^{\{11,967 - 0,8709 \cdot [\ln(A)] + 0,09005 \cdot [\ln(A)]^2\}} \quad \text{III.7}$$

Assim como no caso dos compressores, as correlações de custo foram obtidas para trocadores construídos com aço carbono, com tubos de $\frac{3}{4}$ de polegada, e comprimento de 6 metros, e pressão de design igual a 7 bar (SEIDER et al, 2000). O custo final de um trocador casco e tubo é corrigido através da equação III.8.

$$C_p = \left(\frac{I}{I_b}\right) \cdot F_P \cdot F_M \cdot F_L \cdot C_B, \text{ onde} \quad \text{III.8}$$

F_m é um fator de correção do material que pode representar uma série de combinações de material para o casco e o tubo (Tabela 16) e também é função da área do trocador:

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b, \text{ onde } A [=] \text{ ft, } a \text{ e } b \text{ de acordo com Tabela 16} \quad \text{III.9}$$

Tabela 16 - Fator de correção para trocadores de calor em razão do material (SEIDER et al, 2000)

Material (Casco/Tubo)	a	b
Aço Carbono/ Aço Carbono	0,00	0,00
Aço Carbono/ Latão	1,08	0,05
Aço Carbono/ Aço Inox	1,75	0,13
Aço Carbono/ Monel	2,1	0,13
Aço Carbono/ Titânio	5,2	0,16
Aço Carbono/ Aço Liga Cr-Mo	1,55	0,05
Aço Liga Cr-Mo/ Aço Liga Cr-Mo	1,7	0,07
Aço Inox/ Aço Inox	2,7	0,07
Monel/ Monel	3,3	0,08
Titânio/ Titânio	9,6	0,06

F_L é um fator para correção do comprimento dos tubos do trocador:

Tabela 17 - Fator de correção em razão do comprimento dos tubos internos (SEIDER et al, 2000)

Comprimento do Tubo (m)	F_L
2,4	1,25
3,6	1,12
4,8	1,05
6	1,00

F_p é um fator para correção do custo em função da pressão de design, a Equação III.10 é válida no intervalo 100 a 2.000 psig:

$$F_p = 0,9803 + 0,018 \cdot \left(\frac{P}{100}\right) + 0,017 \cdot \left(\frac{P}{100}\right)^2, \text{ onde } P [=] \text{ psig} \quad \text{III.10}$$

Nesse estudo foi considerado que todos os trocadores de calor tipo casco e tubo foram construídos com a combinação aço Carbono/aço inox, o comprimento dos tubos era de 2,4 m e a pressão de operação foi sempre inferior a 7 bar ($F_p = 1$).

- Trocadores de Calor Tipo Placas:

Assim como no caso dos trocadores de casco e tubo, o principal fator de custo desse tipo de trocador é a área de troca térmica do mesmo:

$$C_p = 7000 \cdot A^{0,43}, \text{ onde } A [=] \text{ ft}^2 \quad \text{III.11}$$

A equação III.11 foi obtida através da análise de trocadores construídos com aço inoxidável, cuja área de troca térmica varia entre 14 e 1400 m². Corrigindo o custo no tempo e incluindo um fator para o material de construção, temos a seguinte equação:

$$C_T = \left(\frac{I}{I_b}\right) \cdot F_M \cdot C_P \quad \text{III.12}$$

- Colunas de Destilação

Colunas de destilação podem ser estimadas como vasos de pressão que podem conter pratos ou recheio, câmara de visita e dispositivos internos para múltiplas correntes de entrada. Através da equação III.13 é possível estimar o custo de construção do vaso de pressão, que inclui ainda a construção de plataformas, escadas e uma câmara de visita:

$$C_p = F_M C_V + C_{PL} \quad \text{III.13}$$

C_{PL} representa os custos com plataformas e escadas para a torre, e é função do diâmetro interno (D_i) e da altura da coluna (H), ambos em pés.

$$C_{PL} = 237,1 \cdot (D_i)^{0,80161} \cdot (H)^{0,80161} \quad \text{III.14}$$

O custo do vaso, assim como dos suportes, câmara de visita, e bocais é representado por C_V , baseado na massa em libras do casco, W .

$$C_V = e^{\{7,0374+0,18255 \cdot [\ln(W)]+0,02297 \cdot [\ln(W)]^2\}} \quad \text{III.15}$$

A massa da coluna é função do diâmetro (D_i), da altura (H), da espessura do casco da coluna (e_c) e da densidade da liga.

$$W = \pi \cdot (D_i + e_c) \cdot (L + 0,8 \cdot D_i) \cdot e_c \cdot \rho \quad \text{III.16}$$

Desprezando corrosão, ação de ventos fortes e terremotos, considerando pressões internas maiores que a pressão externa, a espessura da parede cilíndrica do casco da coluna é estimada a partir da fórmula ASME para vasos de pressão:

$$e_c = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot SE - 1,2 \cdot P_d} \quad \text{III.17}$$

É recomendado que a pressão de design, P_d , seja maior que a pressão de operação, P_o . Para pressões de operação entre 0 e 0,35 barg utilizar pressão de design igual a 0,7 barg (SEIDER et al, 2000). No intervalo entre 0,7 e 700 barg utilizar a equação III.18 para determinar a pressão de design (SEIDER et al, 2000):

$$P_d = e^{\{0,60608+0,91615 \cdot [\ln(P_o)]+0,0015655 \cdot [\ln(P_o)]^2\}} \quad \text{III.18}$$

O stress máximo permitido, S, depende da temperatura de design e do material de construção. A temperatura de design pode ser considerada como a temperatura operacional acrescida de 10 °C. No intervalo de -29 a 343 °C, em um ambiente não corrosivo, livre de hidrogênio, uma liga de aço carbono comumente utilizada, SA-285, apresenta S igual a 948 barg (SEIDER et al, 2000).

A eficiência de solda, E, estima a integridade da solda por todo o comprimento da coluna, para aço carbono com até 1,25 polegadas de espessura deve-se utilizar um valor de 0,85, para espessuras maiores utilizar o valor 1,0 (SEIDER et al, 2000).

É importante notar que devido a baixas pressões de operação é possível que a espessura da parede calculada através desse método não seja suficiente para garantir a estabilidade estrutural da coluna sendo importante que se conheça valor mínimo da espessura do casco para um determinado diâmetro de coluna (Tabela 18).

Tabela 18 – Espessura mínima do casco de vasos de pressão (Seider et al, 2000)

Diâmetro do Vaso (ft)	Espessura Mínima do Casco (in)
Até 4	1/4
4 – 6	5/16
6 – 8	3/8
8 – 10	7/16
10 – 12	1/2

Por último, o fator F_M leva em consideração o material do vaso de pressão (Tabela 19).

Tabela 19 – Fator de correção para o material do casco da coluna (SEIDER et al, 2000)

Material	F_M
Aço Carbono	1,0
Aço Inox 304	1,7
Aço Inox 316	2,1
Níquel-200	5,4
Titânio	7,7

Ainda deve-se considerar o interior da coluna que pode conter pratos ou ser preenchida por recheio, estruturado ou randômico.

□ Coluna de Pratos:

No caso de uma coluna de pratos, o custo dos pratos instalados é igual a:

$$C_{IP} = N_T \cdot F_{NT} \cdot F_{TT} \cdot F_{TM} \cdot C_{BT}$$

Onde, C_{BT} , é o custo base de um prato, função do diâmetro interno da coluna (Equação III.20). N_T é o número de pratos da coluna, F_{NT} é um fator relacionado a N_T (Equação III.21), F_{TT} é um fator relacionado ao tipo do prato e por último F_{TM} está associado ao material do prato (Tabela 20)

$$C_{BT} = 369 \cdot e^{(0,1739 \cdot D_i)} \quad \text{III.20}$$

$$F_{NT} = \begin{cases} 1, & \text{se } NT < 20 \\ 2,25 \\ 1,0414^{NT}, & \text{se } NT > 20 \end{cases} \quad \text{III.21}$$

Tabela 20 - Fatores de correção para os pratos de colunas (Seider et al, 2000)

Tipo de Prato	F_{TT}	Material do Prato	F_{TM}
Malha	1,0	Aço Carbono	1,0
Válvula	1,18	Aço Inox 303	$1,189 + 0,0577 D_i$
Borbulhador	1,87	Aço Inox 316	$1,401 + 0,0724 D_i$
		Monel	$2,306 + 0,1120 D_i$

Na unidade de separação de ar as colunas com pratos utilizam prato valvulado e o material dos pratos é aço carbono.

□ Coluna de Recheio:

A principal variável na estimativa de custo do recheio de uma coluna é o volume da mesma. Pode-se considerar em uma estimativa preliminar que um recheio estruturado corrugado em aço inox custe cerca de 200 US\$/ft³ (7063 US\$/m³), em 2000 (Seider et al., 2000). Além disso, ainda deve-se computar a instalação de distribuidores de líquido, em cada um dos pontos de alimentação e redistribuidores a cada 6 metros ao longo do comprimento da coluna. Assim como para o recheio, devido à falta de informação de custos desses equipamentos, pode-se considerar em uma estimativa preliminar que o custo por distribuidor de líquido é de 100 US\$/ft² (1076 US\$/m²) da área da seção reta da coluna (Seider et al., 2000). Dessa forma o custo do recheio das colunas pode ser expresso por:

$$C_{RE} = 100 \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \left(2H + N_{ce} + \frac{H}{20}\right), \text{ onde } H[=]\text{ft e } D_i[=]\text{ft} \quad \text{III.22}$$

□ Custo Total da Coluna

Dessa forma o custo total da coluna mais os internos, corrigido no tempo, é dado por:

$$C_T = \left(\frac{I}{I_b}\right) (C_P + C_{RE \text{ ou } IP}) \quad \text{III.23}$$

- Turbinas para recuperação de energia

A principal variável na estimação dos custos de uma turbina é a potência extraída, P, em Hp, como pode-se observar na equação abaixo:

$$C_T = \left(\frac{I}{I_b}\right) F_M (420 \cdot P^{0,81}) \quad \text{III.24}$$

Além da contribuição da potência, o custo também foi corrigido no tempo fazendo-se uso do Chemical Engineering Index, e o fator F_M, corrige o material utilizado na construção da turbina, cujo valor utilizado nesse projeto é igual a 1, devido a sua construção ser feita com aço carbono.

- Bombas

Não existe consenso quanto a uma variável para a estimativa de custo de bombas, nesse estudo será utilizada a metodologia empregada no simulador FLOWTRAN (Seider et al, 2000). Dessa forma, o fator de dimensionamento de bombas é apresentado na equação III.25.

$$S = Q \cdot H^{0,5} \quad \text{III.25}$$

O custo básico de bombas, considerando que esta é construída com casco vertical partido, em ferro fundido e opera a 3600 rpm, pode ser estimado através da equação III.26

$$C_b = e^{\{9,2951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\}} \quad \text{III.26}$$

O custo básico ainda deve ser corrigido no tempo, de acordo com o material e com o tipo de bomba utilizado (Tabelas 19 e 20).

$$C_P = F_T F_M C_B \quad \text{III.27}$$

Tabela 21 – Fator de correção para o tipo de bomba utilizado, F_T (Seider et al, 2000)

Nº de estágios	RPM	Orientação do Casco	Faixa de Vazão (gpm)	Faixa de Head (ft)	Potência Máxima (Hp)	Fator F _T
1	3600	Vertical	50-900	50-400	75	1,00
1	1800	Vertical	50-3500	50-200	200	1,50
1	3600	Horizontal	100-1500	100-450	150	1,70
1	1800	Horizontal	250-5000	50-500	250	2,00
2	3600	Horizontal	50-1100	300-1100	250	2,70
2 ⁺	3600	Horizontal	100-1500	650-3200	1450	8,90

Tabela 22 – Fator de correção para o material de construção da bomba, F_M (Seider et al, 2000)

Material de Construção	Fator de Material, F_M
Ferro Fundido	1,00
Ferro Ductil	1,15
Aço Carbono	1,35
Bronze	1,90
Aço Inox	2,00
Monel	3,30
Niquel	3,50
Titânio	9,70

Ainda deve-se incluir o custo do motor elétrico que alimenta a bomba, o fator de dimensionamento para o motor é a potência do motor, determinada a partir da potência teórica da bomba, P_T , a eficiência friccional da bomba, η_P e a eficiência friccional do motor, η_M , através da equação III.28.

$$P_C = \frac{P_T}{\eta_P \cdot \eta_M} = \frac{P_B}{\eta_M} = \frac{Q \cdot H_P}{33,000 \cdot \eta_P \cdot \eta_M} \quad \text{III.28}$$

A eficiência friccional da bomba e do motor pode ser estimada a partir das seguintes equações:

$$\eta_P = -0,316 + 0,24015[\text{Ln}(Q)] + 0,01199[\text{Ln}(Q)]^2 \quad \text{III.29}$$

$$\eta_M = 0,80 + 0,0319[\text{Ln}(P_B)] + 0,00182[\text{Ln}(P_B)]^2 \quad \text{III.30}$$

O custo básico é obtido a partir da equação III.31

$$C_B = e^{\{5,4866+0,1314[\text{Ln}(P_c)]+0,053255[\text{Ln}(P_c)]^2+0,028628[\text{Ln}(P_c)]^3-0,0035549[\text{Ln}(P_c)]^4\}} \quad \text{III.31}$$

O custo básico deve ser corrigido no tempo e de acordo com o tipo de motor utilizado (Tabela 23).

$$C_{PM} = \left(\frac{I}{I_b}\right) F_T C_B \quad \text{III.32}$$

Tabela 23 – Fator de correção para o tipo de motor utilizado, F_T (Seider et al, 2000)

Tipo de selo	3600 rpm	1800 rpm
Aberta, proteção contra gotejamento	1,0	0,9
Totalmente fechada, resfriada por ventilador	1,4	1,3
A prova de explosão	1,8	1,7

Dessa forma o custo total de uma bomba é igual ao somatório do custo da bomba e do motor elétrico.

Obtenção do módulo de custo básico

Os custos obtidos na seção anterior são os custos f.o.b. dos equipamentos, no entanto o impacto no custo de capital dos equipamentos ainda envolve seguros, taxas e custos de mão de obra para sua instalação. Todos esses fatores foram estimados a partir dos fatores de Guthrie existentes para cada um dos tipos de equipamentos envolvidos no projeto, apresentados na tabela 22. O módulo de custo básico (C_{mcb}) então é obtido a partir do somatório dos custos instalados (C_{EI}) de todos os equipamentos (Seider et al, 2000).

$$C_{EI} = C_T [F_{BM} + (F_d F_p F_m - 1)], \text{ onde} \quad \text{III.33}$$

F_{BM} = fator de Guthrie
 F_d = fator de design do equipamento
 F_p = fator de pressão
 F_m = fator de material

$$C_{mcb} = \sum C_{EI} \quad \text{III.34}$$

Tabela 24 – Fatores de Guthrie, F_{BM} (Seider et al, 2000)

Equipamento	Fator de Guthrie, F_{BM}
Trocador de calor	3,17
Vasos de Pressão Verticais	4,16
Vasos de Pressão Horizontais	3,05
Bombas e Motores	3,30
Compressores	2,15
Evaporadores	2,45

III.3.3 Resultados

Estimativa do Investimento

A partir dos módulos de custo de equipamentos, foram obtidos resultados para o custo dos equipamentos, conforme as Tabelas 23 a 25.

Tabela 25 - Módulos de custo básico por grupo de equipamentos

Tipo de Equipamento	Custo Equip.	Custo Instalado	
		1000 US\$	% do Custo Total
Colunas	2.349	9.772	24,5%
Trocadores de Calor	4.441	14.077	35,2%
Compressores e Turbinas	7.282	15.657	39,2%
Bombas	12	39	0,1%
Adsorvedor	168	390	1,0%
Total	14.252	39.935	

Tabela 26 - Módulos de custo em função do módulo de custo básico

Módulo de Custo	Consideração	Fração do Cmcb
Ct	Planta Integrada	0,05
Cp	Não Abrigada - Edificações Auxiliares	0,05
Cosbl	Planta Integrada, não existe área OSBL	0,0

Tabela 27 – Custo de Capital do Processo

Descrição	Milhares de Dólares
Módulo de Custo Básico	39.935
Custo com Terreno	1.997
Custo com Edificações	1.997
Contingência (15% Cmcb)	6.589
Capital de Giro (15 % IF)	7.578
Investimento Fixo	50.518
Custo de Capital	58.095

Foram encontrados dados que informavam o custo de uma planta de produção de oxigênio da Praxair em (WILCOX , 2005). Tal unidade produzia 1000 toneladas por dia, assim como a unidade simulada, e o valor informado para o seu custo de capital é de 29 milhões de dólares, em 2004. Corrigindo esse valor para 2013 com o Chemical Engineering Index temos que o custo dessa unidade seria igual à cerca de 37 milhões de dólares. Tal valor é muito inferior ao custo de capital calculado para a unidade em análise. Foram observados alguns pontos para explicar essa divergência:

- Na fonte encontrada não eram informados detalhes da unidade, sendo que esta poderia não produzir argônio. Nesse caso o investimento total necessário seria menor, uma vez que não seriam necessários investimentos em duas colunas de destilação. Inclusive a coluna de argônio cru é uma das colunas de maior custo da planta.
- Não foram encontradas correlações de custo para trocadores de calor do tipo “plate fin”. Sendo assim, foram utilizadas correlações de custo de trocadores de placas para a estimativa de custo desse tipo de trocador. Tal estimativa pode estar superestimando o custo dos trocadores, que devido a sua grande área de troca, também apresentam alto impacto no custo da Unidade de Separação de Ar.

Estimativa do Custo Operacional

Para a estimativa dos custos operacionais foi inicialmente levantada a demanda por utilidades, apresentada na Tabela 28

Tabela 28 - Demanda do processo por utilidades

Utilidade	Demanda	
Água de Resfriamento - Torre	1.535	m ³ /hr
Água de Resfriamento - Gelada	378	m ³ /hr
Energia Elétrica	14.154	kW

O custo operacional foi obtido a partir dos custos de utilidade e das considerações apresentadas na seção Custos Diretos de Produção, sendo apresentado na Tabela 29

Tabela 29 – Custo Operacional

Descrição			Custo	
			US\$/hr	US\$/ton O2
Água de Resfriamento - Torre	0,008	US\$/m ³	12	0,3
Água de Resfriamento - Gelada	0,032	US\$/m ³	12	0,3
Energia Elétrica	0,02	US\$/kW	283	6,5
Utilidades			307	7,1
Manutenção e Reparos	6% invest. fixo		379	8,8
Mão de Obra	15 % custo direto		129	3,0
Custos Laboratoriais	15 % mão de obra		19	0,4
Patentes e Royalties	3 % custo direto		26	0,6
Custos Diretos			860	19,9
Seguro	1,5 % custo de capital		109	2,5
Taxas de Locação	1 % custo de capital		73	1,7
Custos Fixos			182	4,2
Custo Total			1.042	24,1

A partir da análise de custo, foi possível observar que um dos principais custos é devido ao consumo de energia elétrica para alimentar os compressores de ar, uma conclusão esperada. No entanto, foi observado que o maior custo da planta é resultado da manutenção dos equipamentos, que por sua vez, é obtida numa estimativa a partir do investimento fixo da planta. A partir dessa informação, pode-se concluir que iniciativas para a otimização do custo de investimento, como a variação de pressão para reduzir o tamanho dos equipamentos sem reduzir a produção, tem grande potencial de redução de custos, além da redução do investimento exercendo impacto significativo na viabilidade do projeto.

A fim de se obter um melhor entendimento do desempenho econômico do processo foram conduzidas algumas análises de sensibilidade econômicas. Tais análises serão apresentadas a seguir.

III.4 Produção de Produtos Líquidos

No caso base simulado todos os produtos da unidade de separação de ar são fornecidos em estado gasoso. Para que sejam produzidos produtos líquidos, a vazão de ar que alimenta o processo através da corrente 102 deve ser desviada para a corrente 101, com pressão mais alta, a fim de gerar maior refrigeração no sistema. No entanto, mesmo que toda a vazão de ar dessa corrente seja desviada para a turbina, não é gerada refrigeração suficiente, sendo produzida uma corrente de oxigênio líquido com vazão igual a 1400 kg/h, cerca de 3% da produção total de oxigênio.

Para que sejam produzidos mais produtos líquidos é necessária a inclusão de um sistema de liquefação de nitrogênio. Tal sistema pode liquefazer a corrente de gás residual para que esta corrente alimente o trocador de calor principal, permitindo que parte dos produtos “bypass”esse trocador para que seja fornecido em estado líquido.

III.5 Análise da Capacidade de Produção

Foi realizada uma análise para determinação da relação entre a capacidade de produção e os custos operacionais e de capital da unidade. Foram simulados dois cenários adicionais para essa análise, um cenário com 10% adicionais na capacidade de processamento da planta e outro cenário em que a unidade processa 10% menos ar do que no caso base.

Em ambos cenários, foi realizado o dimensionamento de todos os equipamentos novamente, uma vez que o objetivo era determinar o impacto da alteração da capacidade no custo de capital do projeto. Os resultados são apresentados na Tabela 28.

Tabela 30 – Análise da Capacidade de Produção

Descrição	Vazão de Ar Processado kg/h	Custo de Capital Milhões de US\$	Custo Operac. US\$/ton O2
Caso Base	200.000	59,5	40,2
Aumento 10% Capacidade	220.000	64,3	43,6
Redução 10% Capacidade	180.000	55,5	37,2

Através dos resultados pode-se observar que o ganho de escala, apesar de presente não é muito elevado, uma vez que ao aumentarmos a capacidade da planta em 10% o

aumento no investimento resultante foi igual à cerca de 8%. Na Figura 18 pode-se observar a variação do investimento de capital com a capacidade da planta.

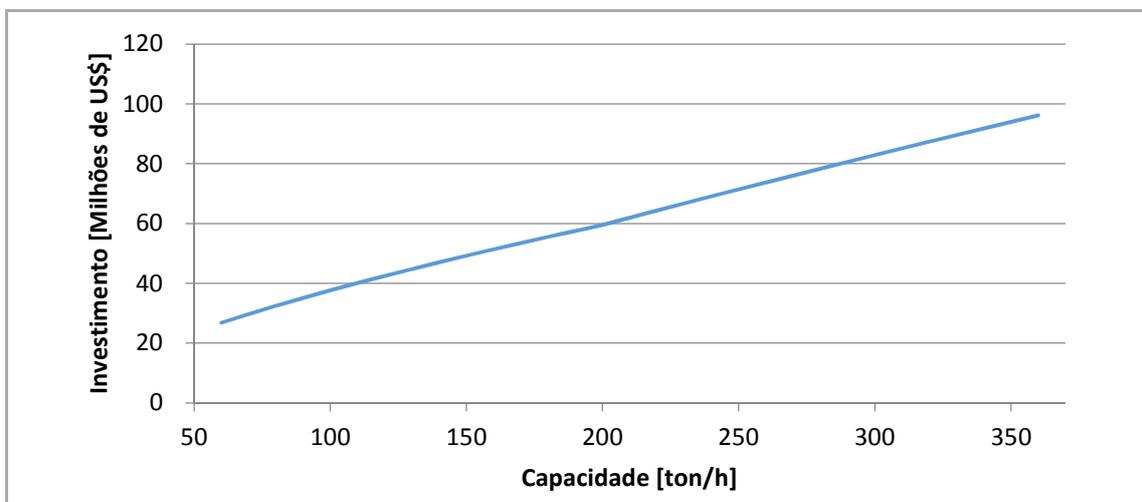


Figura 18 – Variação do investimento da unidade com a capacidade de produção

III.6 Estimativa de Preço Mínimo

Foi realizada uma análise para determinação do preço mínimo do oxigênio, uma vez que não foram encontrados dados confiáveis quanto a seu preço de comercialização.

Nesse tipo de análise define-se um objetivo baseado em alguma métrica para análise de investimentos e a partir desse objetivo determina-se o preço que o produto em análise deve ser vendido. Na análise foi utilizada a taxa de retorno sobre o investimento, TIR, que é um indicativo da taxa de rendimento de um ativo em uma determinada unidade de tempo. O objetivo definido na análise foi a obtenção de uma TIR igual a 30% ao ano.

Para a determinação da TIR faz-se uso de um fluxo de caixa, na construção do fluxo de caixa desse projeto, foram feitas algumas considerações, descritas a seguir:

- O projeto tem vida útil de 10 anos e são considerados dois anos adicionais para a construção da unidade.
- São considerados impostos sobre a receita, totalizando 37% da receita.
- O capital de giro é desembolsado no primeiro ano do projeto.
- O argônio e o nitrogênio não foram utilizados nessa estimativa, ou seja, suas vendas não foram registradas como receita.
- A planta opera 8000 horas/ano.

Nessa análise obtém-se como resultado um preço mínimo pelo qual seu produto deve ser vendido para que se obtenha o retorno sobre o investimento desejado ao final do projeto. É uma análise interessante de ser realizada para conhecer a competitividade de um determinado processo em um novo mercado.

O resultado obtido, a partir do fluxo de caixa apresentado na Tabela 31, foi um preço mínimo igual a 107 dólares por tonelada de oxigênio. Esse preço ainda pode diminuir caso sejam consideradas receitas provenientes da venda do argônio e do nitrogênio. Quanto menor for o preço mínimo de um produto, maior é sua competitividade no mercado e, conseqüentemente, maior é o seu potencial.

Tabela 31 – Fluxo de caixa do projeto, valores em milhares de dólares

Ano	-1	0	1	2	3	4	5
Investimento de Capital	-15.529	-36.234	0	0	0	0	0
Capital de Giro	0	0	-7.764	0	0	0	0
Vendas de Produto	0	0	0	0	0	0	0
O2	0	0	37.065	37.065	37.065	37.065	37.065
Custos de Produção	0	0	-8.726	-8.726	-8.726	-8.726	-8.726
Receita	0	0	28.339	28.339	28.339	28.339	28.339
Depreciação	0	0	5.953	5.953	5.953	5.953	5.953
Impostos	0	0	-8.283	-8.283	-8.283	-8.283	-8.283
Fluxo de Caixa	-15.529	-36.234	12.292	20.056	20.056	20.056	20.056

Tabela 31 – Fluxo de caixa do projeto, valores em milhares de dólares (cont.)

Ano	6	7	8	9	10
Investimento de Capital	0	0	0	0	0
Capital de Giro	0	0	0	0	0
Vendas de Produto	0	0	0	0	0
O2	37.065	37.065	37.065	37.065	37.065
Custos de Produção	-8.726	-8.726	-8.726	-8.726	-8.726
Receita	28.339	28.339	28.339	28.339	28.339
Depreciação	5.953	5.953	5.953	5.953	5.953
Impostos	-8.283	-8.283	-8.283	-8.283	-8.283
Fluxo de Caixa	20.056	20.056	20.056	20.056	20.056

Capítulo IV. Conclusões e Sugestões

Foi desenvolvido com sucesso uma simulação de uma unidade de separação de ar, ao se comparar os dados da literatura em (HÄRING, 2007), pode-se concluir que os resultados obtidos foram satisfatórios. O propósito dessa simulação era prover dados que permitissem a avaliação do processo, sendo assim possível realizar análises econômicas e de sensibilidade.

Ao analisar o processo pode-se observar que é um processo altamente integrado e por isso apresenta certa complexidade, visto que mínimas alterações tem repercussão por todo o processo. O sistema de dupla coluna, no entanto, garante ao processo certa estabilidade já que alterações entre as duas colunas são compensadas de modo que os produtos de topo e de fundo, nitrogênio e oxigênio respectivamente, são preservados.

Já a corrente de alimentação da coluna de argônio cru, apresenta um equilíbrio muito sutil. Pequenas alterações na razão de refluxo da coluna de baixa pressão podem causar o aumento da concentração de nitrogênio nessa retirada lateral. O nitrogênio dessa corrente se acumula no topo da coluna de argônio cru, diminuindo a temperatura de condensação do topo da coluna até um ponto onde a corrente rica em oxigênio já não é capaz de condensar o produto de topo, interrompendo toda a produção de argônio. Dessa forma o controle da concentração de nitrogênio na retirada lateral é crítica para a operação da unidade.

Com os dados fornecidos pela simulação foi possível utilizar na avaliação econômica uma metodologia baseada em parâmetros básicos do dimensionamento dos equipamentos. Com essa metodologia foi possível a estimativa do custo de investimento. Devido ao alto grau de sigilo, quanto ao custo de novos empreendimentos no setor, não haviam muitos dados de custo de unidades de separação de ar, foi encontrada uma única fonte (WILCOX, 2005) que carece de detalhamento de seu dado de investimento. Sendo assim, a metodologia empregada não pode ser validada. Ainda assim, não se trata de uma metodologia recente, sendo amplamente empregada e por isso agrega maior confiabilidade.

Foi observado através da análise econômica que o investimento na unidade é relativamente baixo, quando considerada a sua capacidade de produção. Ainda observou-se que os principais custos operacionais estão associados a seção quente,

sendo estes a energia necessária a compressão do ar e a água de resfriamento para o resfriamento inicial do ar que está sendo comprimido. Tais observações se comprovam na análise de preço mínimo do oxigênio, onde mesmo desconsiderando a produção dos subprodutos nitrogênio e argônio, o preço encontrado de 107 US\$/ton é baixo quando comparado a outros químicos, e gera uma TIR de 30%, mais alta do que a média dos empreendimentos na indústria química.

Novos trabalhos poderiam ser focados em uma simulação mais detalhada da seção quente deste processo, a fim de obter dados de processo mais precisos. Além disso, poderia ser estudada a adição de um sistema de refrigeração adicional para aumentar a capacidade de geração de produtos líquidos e observar seu impacto nos custos de produção.

Quanto à questão econômica, trabalhos futuros podem buscar mais dados de mercado para obter melhores estimativas de custo do oxigênio, assim como melhores estimativas de custo de capital, possibilitando a validação da modelagem econômica utilizada ou a proposição de novos modelos mais precisos.

Anexo A

Balço de Massa Completo do Processo

Tabela 32 – Balço de massa completo do processo

Corrente	Fração Mássica			Vazão Mass. [kg/hr]	Temp [K]	Pressão [bar]	Fração de Vapor
	N2	O2	Ar				
101	0,755	0,231	0,014	113.000	278,00	9,7	1,000
102	0,755	0,231	0,014	28.000	278,00	5,7	1,000
103	0,755	0,231	0,014	59.000	278,00	11,0	1,000
104	0,755	0,231	0,014	113.000	107,55	9,7	1,000
105	0,755	0,231	0,014	28.000	149,02	5,7	1,000
106	0,755	0,231	0,014	59.000	97,93	5,7	0,000
107	0,755	0,231	0,014	24.190	97,93	5,7	0,000
108	0,755	0,231	0,014	34.810	97,93	5,7	0,000
109	0,755	0,231	0,014	141.000	104,03	5,7	1,000
110	0,558	0,420	0,022	90.528	99,99	5,7	0,000
111	0,994	0,002	0,004	149.323	95,24	5,4	1,000
112	0,994	0,002	0,004	149.323	95,19	5,4	0,000
113	0,994	0,002	0,004	74.661	95,19	5,4	0,000
122	0,994	0,002	0,004	74.661	95,19	5,4	0,000
125	0,994	0,002	0,004	74.661	85,30	5,4	0,000
114	0,994	0,002	0,004	74.661	78,98	1,2	0,065
115	0,000	0,851	0,149	30.000	92,03	1,3	1,000
116	0,998	0,001	0,002	105.581	78,98	1,2	1,000
117	0,914	0,062	0,024	50.000	80,67	1,2	1,000
118	0,000	0,995	0,005	167.237	93,17	1,4	0,000
119	0,000	0,995	0,005	124.000	93,17	1,4	0,000
120	0,000	0,995	0,005	124.000	93,18	1,4	1,000
121	0,000	0,995	0,005	43.237	93,17	1,4	0,000
123	0,000	0,995	0,005	43.237	93,17	1,4	0,000
124	0,000	0,995	0,005	43.237	93,45	5,7	0,000
126	0,998	0,001	0,002	105.581	92,91	1,2	1,000
127	0,755	0,231	0,014	113.000	93,74	5,7	1,000
201	0,558	0,420	0,022	90.529	100,01	5,7	0,000
202	0,558	0,420	0,022	90.529	99,77	5,7	0,000
203	0,558	0,420	0,022	90.528	99,75	5,7	0,000
204	0,558	0,420	0,022	1.562	82,50	1,2	0,154
205	0,558	0,420	0,022	50.492	82,55	1,2	0,170
206	0,558	0,420	0,022	38.475	84,65	1,5	0,153
207	0,558	0,420	0,022	50.492	84,68	1,2	0,737
208	0,558	0,420	0,022	1.562	85,03	1,2	0,819
209	0,558	0,420	0,022	52.054	85,48	1,3	0,750
210	0,000	0,886	0,114	28.818	92,00	1,3	0,000

211	0,001	0,000	0,999	36.663	88,45	1,2	1,000
213	0,001	0,000	0,999	36.663	88,44	1,2	0,000
214	0,001	0,000	0,999	1.182	88,45	1,2	1,000
215	0,000	0,000	1,000	281	88,02	1,1	0,000
217	0,000	0,000	1,000	281	88,03	1,1	1,000
219	0,004	0,000	0,996	1.327	87,07	1,0	1,000
221	0,004	0,000	0,996	1.327	86,97	1,0	0,000
222	0,004	0,000	0,996	132	87,07	1,0	1,000
223	0,000	0,886	0,114	28.818	92,01	1,5	0,000
GAN	0,998	0,001	0,002	105.581	273,00	1,1	1,000
GRES	0,914	0,062	0,024	50.000	273,00	1,1	1,000
LAR	0,000	0,000	1,000	1.050	88,02	1,1	0,000
PGOX	0,000	0,995	0,005	43.237	273,00	5,7	1,000

Anexo B

Custos de Equipamento Detalhados

Tabela 33 - Resultados do custo de equipamentos, Colunas

		C-101	C-102	C-201	C-202
Nº de Estágios Teóricos	-	30	70	120	22
Nº de Estágios Reais	-	43	87	183	37
Eficiência da Coluna	%	71	81	66	61
Componentes Internos	-	Pratos	Pratos	Recheio Est.	Recheio Est.
Altura Interestágios	m	0,61	0,61	0,25	0,25
Altura da Coluna	m	31,476	63,684	54,9	11,1
Diâmetro	m	2,43	3,12	1,54	0,31
Pressão de Operação	bar man.	4,7	0,4	0,3	0,1
Material de Construção		Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox
Custo do Equipamento	US\$	316.665	746.693	1.244.829	40.825

Tabela 34 - Resultados do custo de equipamentos, Trocadores da Seção Fria

Trocador		TC-101	TC-102	TC-103	TC-201	TC-202	TC-203
Tipo	-	"Plate Fin"	"Plate Fin"	Casco e Tubo	Casco e Tubo	Casco e Tubo	Casco e Tubo
Pressão de Projeto	bar abs	5	5	5	5	5	5
Área de Troca Total	m2	1.624	2.730	130	404	24	14
Nº de Troc. em Série	-	4	6	1	1	1	1
Área por Troc.	m2	406	455	130	404	24	14
Custo de Equip.	US\$	1.363.440	2.145.414	77.327	165.301	40.202	91.653

Tabela 35 - Resultados do custo de equipamentos, Trocadores da Seção Quente

Trocador		TC-301	TC-302	TC-303	TC-304	TC-305
Tipo	-	Casco e Tubo				
Pressão de Projeto	bar abs	5	10	5	5	5
Área de Troca Total	m2	224	220	206	230	76
Nº de Troc. em Série	-	1	1	1	1	1
Área por Troc.	m2	224	220	206	230	76
Custo de Equip.	US\$	107.819	107.601	102.045	109.740	59.041

Tabela 35 - Resultados do custo de equipamentos, Trocadores da Seção Quente (Cont.)

Trocador		TC-306	TC-307	TC-308
Tipo	-	Casco e Tubo	Casco e Tubo	Casco e Tubo
Pressão de Projeto	bar abs	5	5	5
Área de Troca Total	m2	111	45	56
Nº de Troc. em Série	-	1	1	1
Área por Troc.	m2	111	45	56
Custo de Equip.	US\$	70.997	47.967	51.962

Bibliografia

BABA-AHMED, A.; GUILBOT, P.; RICHON, D. New equipment using a static analytic method for the study of vapour-liquid equilibria at temperatures down to 77 K. **Fluid Phase Equilib.**, 1999. 225-236.

DOUGLAS, J. M. **Conceptual Design of Chemical Process**. New York: McGraw-Hill Book Company, 1988.

GUNARDSON, H. **Industrial Gases in Petrochemical Processing**. 1st. ed. Allentown, Pennsylvania.: Marcel Dekker, Inc., 1998.

HÄRING, H.-W. **Industrial Gases Processing**. 1. ed. Darmstadt: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2007.

HÄUSSINGER, P.; LEITGEB, P. Nitrogen. In: SCHMÜCKER, B. **Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry**. Weinheim, Alemanha: Wiley-VCH, 2003. p. 1-18.

HILL, D.; JUSTICE, F. C. Understand Thermodynamics to Improve Process Simulations. **Chemical Engineering Progress**, p. 20-25, Dezembro 2011.

LUYBEN, W. L. **Distillation Design and Control using Aspen Simulation**. 1ª. ed. New Jersey: John Wiley & sons, Inc., 2006.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos - Análise, Simulação, Otimização e síntese de processos químicos**. Rio de Janeiro: Blucher, 2005.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 4ª. ed. Nova York: McGraw-Hill, Inc., 1991.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIS, D. R. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**. 2ª. ed. Nova York: Wiley, 2000.

SMITH, A. R.; KLOSEK, J. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. **Fuel Processing Technology**, 30 Novembro 2000.

WILCOX, W. R. Oxygen Costs. **Professor Wilcox Website**, 2005. Disponível em: <<http://people.clarkson.edu/~wwilcox/Design/oxycost.htm>>. Acesso em: 10 Abril 2014.

WILSON, G. M.; SILVERBERG, P. M.; ZELLNER, M. G. Argon + oxygen + nitrogen three-component system experimental vapor-liquid equilibrium data. **Advances in Cryogenic Engineering**, 1965. 10-192.

WOLF, J.; MANIER, T. Air. In: SIMMLER, W. **Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry**. Weinheim, Alemanha: Wiley-VCH, 2003. p. 669-850.