



# **Análise Técnico-Econômica de Polo Industrial Carbono Sequestrante Integrado a Termoelétrica NGCC**

Ana Caroline Freitas Soares

Gean Felipe Almeida Rocha

Marta Jann Velozo

## **Projeto de Final de Curso**

Orientadores:

Ofélia de Queiroz F. Araujo, Ph.D.

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Março de 2012

# **Análise Técnico-Econômica de Polo Industrial Carbono Sequestrante Integrado a Termoelétrica NGCC**

*Ana Caroline Freitas Soares  
Gean Felipe Almeida Rocha  
Marta Jann Velozo*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia Química.

Aprovado por:

---

Cláudia do Rosário Vaz Morgado, D.Sc.

---

Marta Cristina Picardo, M.Sc

---

Paula Bessa de Mattos, Eng. Química

Orientado por:

---

José Luiz de Medeiros, D. Sc

---

Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph. D

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Março 2012

## **Agradecimentos**

Agradecemos primeiramente a Deus, que durante toda essa nossa caminhada nos fez vitoriosos a cada passada, sempre nos guiando e nos colocando no caminho da honra, da verdade e do amor. Sem Ele, com certeza nossa felicidade não estaria completa.

Agradecemos também à nossa família, por todo amor e suporte emocional dado em todos os momentos de nossas vidas, nos acalmando quando a tempestade aparece, nos confortando quando a tristeza paira, sorrindo e comemorando com as nossas conquistas, enfim, amor incondicional!

Aos nossos amigos, pela compreensão, apoio e conselhos. Por conviverem conosco boa parte de nossas vidas, sendo muitas das vezes nossa segunda família, e por nos fazer sentir queridos e bem-vindos sempre! Que nossos laços de amizade sejam como laços de irmandade!

À Universidade Federal do Rio de Janeiro pela concessão da oportunidade de um ensino de qualidade e toda a infraestrutura necessária para um bom aproveitamento do curso de engenharia química.

À Prof. Dr. Ofélia de Queiroz Araújo, pela contribuição na organização das ideias a respeito do tema abordado neste trabalho, por todo o suporte na fase de aprendizado e no desenvolvimento das simulações no programa computacional UNISIN Design e pela pronta paciência e disponibilidade para nos atender e esclarecer nossas dúvidas sejam elas quais foram.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenharia Química.

## **Análise Técnico-Econômica de Polo Industrial Carbono Sequestrante Integrado a Termoelétrica NGCC**

Ana Caroline Freitas Soares  
Gean Felipe Almeida Rocha  
Marta Jann Velozo

Março, 2012

Orientadores: Prof.<sup>a</sup>. Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph D  
Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc

A principal fonte emissora de CO<sub>2</sub> é a queima de combustíveis fósseis para a geração de energia elétrica. Em decorrência da aceleração de demanda de energia pelo desenvolvimento da economia mundial, verificou-se nas últimas décadas uma súbita alteração do estoque de carbono na atmosfera. Uma das formas de atuação das nações que se comprometeram com o Protocolo de Quioto em 1997 é estabelecer legislações restritivas a suas indústrias, forçando-as a investir na redução da emissão dos gases do efeito estufa.

Este cenário motiva o desenvolvimento de processos verdes, observando-se não apenas o desempenho econômico como o ambiental de alternativas tecnológicas. Uma das formas de mitigar emissões é a biofixação de CO<sub>2</sub> por microrganismos fotossintetizantes, dos quais se destacam as microalgas por sua alta eficiência fotossintética. Esta alternativa possibilita o sequestro de CO<sub>2</sub> e a geração de receita com a matéria prima renovável – a biomassa algal, agregando sustentabilidade. Há múltiplos usos para a biomassa gerada, destacando-se a sua gaseificação que produz gás de síntese, que pode ser utilizado como matéria prima em diversas sínteses industriais como, por exemplo, a produção de amônia, e como combustível de uso industrial, a exemplo de geração de energia elétrica.

Neste trabalho, uma análise técnico-econômica é apresentada para obtenção de indicadores de desempenho de um Polo Industrial Carbono Sequestrante (PICS) centrado na biofixação por microalgas de CO<sub>2</sub> emitido em termoelétrica operando com tecnologia NGCC (usina termoelétrica empregando ciclo combinado com gás natural como combustível), produzindo *commodities* químicas via gaseificação da biomassa resultante. Três situações

foram analisadas: a produção de matéria prima (produção de hidrogênio) para uma planta produtora de amônia, a geração de energia elétrica a partir do hidrogênio gerado e ainda o uso simultâneo do hidrogênio para produção de amônia e geração de energia. Adicionalmente, considerou-se a queima conjunta com gás natural no combustor, avaliando-se cinco configurações de processo: 0%, 25%, 50%, 75% e 100% de reciclo da corrente de gás de síntese para o combustor.

## Sumário

1. INTRODUÇÃO .....	1
1.1. Emissão de CO <sub>2</sub> .....	1
1.2. Utilização de Microalga na Biofixação de Carbono.....	5
1.3. Objetivo deste Trabalho.....	6
2. ESTADO DA ARTE DO SEQUESTRO E UTILIZAÇÃO DO CO <sub>2</sub> .....	9
2.1. Captura de CO <sub>2</sub> .....	9
2.1.1. Tecnologias de Captura.....	9
2.1.2. Tecnologias de Separação.....	10
2.2. Fixação do Carbono (Opções de Sequestro).....	12
2.2.1. Armazenamento Geológico.....	12
2.2.2. Armazenamento Oceânico.....	13
2.3. Biofixação do CO <sub>2</sub> .....	13
2.3.1. Fotossíntese.....	14
2.3.2. Processo Downstream - Colheita.....	20
2.3.3. Usos da biomassa.....	21
2.3.4. Processamento Primário - Gaseificação da Biomassa.....	22
2.3.5. Processamento Secundário - Síntese de Amônia.....	25
3. PREMISSAS PARA O DESENVOLVIMENTO DO ESTUDO – Síntese de Fluxograma de Processos e Dimensionamento de Equipamentos.....	29
3.1. Dados de entrada do Processo.....	29
3.2. Procedimentos de Simulação.....	30
3.3. Premissas para o Dimensionamento dos Equipamentos.....	30
3.4. Simulação de Captura de CO <sub>2</sub> dos gases de exaustão de Termelétrica e posterior processamento.....	34
3.4.1. Compressão do Gás Natural e Ar Atmosférico e Combustão no Ciclo Combinado.....	36
3.4.2. Desidratação dos Gases de Exaustão e Captura de CO <sub>2</sub> por Absorção com solução de Amina (MEA).....	37
3.4.3. Alimentação do Fotobiorreator com a corrente de CO <sub>2</sub> .....	39
3.4.4. Gaseificação da Biomassa.....	40
3.4.5. Etapas de purificação da corrente.....	41
3.4.6. Síntese da Amônia.....	43
3.5. Integração Energética.....	44
3.6. Dimensionamento dos Equipamentos.....	44

3.7.1.	Estudo da quantidade de tubos .....	51
3.7.2.	Estudo do Comprimento do Reator .....	52
3.7.2.1.	Estudo do Comprimento do Primeiro Reator .....	52
3.7.2.2.	Estudo do Comprimento do Segundo Reator .....	53
4.	ANÁLISE ECONÔMICA .....	55
4.1.	Premissas para a análise econômica com o “software” CAPCOST .....	55
4.2.	CAPCOST.....	56
4.3.	Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo .....	59
5.	CONCLUSÃO E SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS .....	69
6.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	73
	APÊNDICE 1 – Legenda dos TAGs utilizados.....	78
	APÊNDICE 2 – Resultados da Análise Econômica.....	81

## Índice de Tabelas

Tabela 1 - Descrição das tecnologias de Captura de CO <sub>2</sub> .....	10
Tabela 2 - Composição de Microalgas em % peso seco para diferentes condições de cultivo .....	16
Tabela 3 - Comparativo entre lagoas aeradas e fotobiorreator tubular para o cultivo de microalga. .	18
Tabela 4 - Comparativo entre lagoas aeradas e fotobiorreator com base de cálculo a produção de 100.000 t de biomassa. ....	18
Tabela 5 - Vantagens e desvantagens de diferentes configurações de FBR. ....	19
Tabela 6 - Principais reações da gaseificação. ....	23
Tabela 7 - Dados de entrada do Processo. ....	29
Tabela 8 - Coeficiente Global de Transferência de Calor de acordo com a pressão máxima de operação da corrente gasosa. ....	31
Tabela 9 - Fatores de empacotamento de acordo com o tipo de recheio e seus tamanhos.....	32
Tabela 10 - Valores para HETP de acordo com o tamanho do recheio.....	32
Tabela 11 - Resultado do Dimensionamento para Compressores.....	44
Tabela 12 - Resultado do Dimensionamento para Motores.....	45
Tabela 13 - Resultado do Dimensionamento para Bombas.....	45
Tabela 14 - Resultados do Dimensionamento para Colunas. ....	45
Tabela 15 - Resultados do Dimensionamento para Turbinas. ....	46
Tabela 16 - Resultados do Dimensionamento dos Vasos. ....	46
Tabela 17 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 0% de reciclo. ....	47
Tabela 18 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 25% de reciclo. ....	48
Tabela 19 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 50% de reciclo. ....	49
Tabela 20 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 75% de reciclo. ....	50
Tabela 21 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 100% de reciclo. ....	51
Tabela 22 - Quantidade de tubos correspondente ao diâmetro total do reator.....	52
Tabela 23 - Produção de Amônia para 1° reator com diferentes D e L. ....	53
Tabela 24 - Produção de Amônia para 2° reator com diferentes D e L. ....	54
Tabela 25 - Vazões mássicas das Principais correntes do Processo.....	54
Tabela 26 - Itens considerados nos cálculos dos custos. ....	58
Tabela 27 - Quantidade de Ureia para cultura de microalga.....	59
Tabela 28 - Resultados dos Parâmetros Econômicos de cada Processo.....	60
Tabela 29 - Resultados Econômicos para variação nos preços do gás natural e da amônia. ....	65
Tabela 30 - Variação percentual do VPL e dos Preços da Amônia e do Gás Natural. ....	66
Tabela 31 - Correspondência dos TAGs dos compressores. ....	78
Tabela 32 - Correspondência dos TAGs das turbinas.....	78
Tabela 33 - Correspondência dos TAGs das bombas. ....	78
Tabela 34 - Correspondência dos TAGs dos vasos. ....	79
Tabela 35 - Correspondência dos TAGs dos trocadores de calor.....	80
Tabela 36 - Resultados CAPEX para compressores. ....	81
Tabela 37 - Resultados CAPEX para motores.....	81
Tabela 38 - Resultados CAPEX para bombas.....	82
Tabela 39 - Resultados CAPEX para colunas. ....	82
Tabela 40 - Resultados CAPEX para turbinas. ....	82
Tabela 41 - Resultados CAPEX para vasos.....	83



Tabela 42 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 0% de reciclo.....	84
Tabela 43 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 25% de reciclo.....	85
Tabela 44 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 50% de reciclo.....	86
Tabela 45 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 75% de reciclo.....	87
Tabela 46 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 100% de reciclo.....	88

## Índice de Figuras

Figura 1 - Emissões anuais globais de GHG de 1970 a 2004. ....	1
Figura 2 - Emissões antropogênicas de GHG em 2004.....	2
Figura 3 - Fontes de Emissões Globais de CO <sub>2</sub> por setor, 1970-2004. ....	2
Figura 4 - Geração elétrica global por combustível (2008-2035).....	3
Figura 5 - Descrição da conversão fotossintética do CO <sub>2</sub> , energia solar e águas residuais em diversos produtos, pela utilização de microalgas.....	5
Figura 6 - Diagrama de Blocos do Processo. ....	7
Figura 7 - Tecnologias de Captura de CO <sub>2</sub> . ....	9
Figura 8 - Diagrama do ciclo de absorção e dessorção de CO <sub>2</sub> . ....	11
Figura 9 - Esquema de FBR com passagem de tubos horizontais em paralelo. ....	20
Figura 10 - Opções de processamento primário de biomassa. ....	22
Figura 11 - Esquema de gaseificador (a) Leito fixo e fluxo contra-corrente; ....	24
Figura 12 - Produtos químicos e combustíveis obtidos a partir do processamento do Syngas.....	25
Figura 13 - Consumo Global de Amônia por Aplicação (2008). ....	26
Figura 14 - Variação Típica de CO nos conversores de Shift. ....	27
Figura 15 - Diagrama de blocos simplificado da produção de amônia a partir de biomassa gaseificada. ....	28
Figura 16 - Correlação de inundação para colunas.....	33
Figura 17 - Fluxograma do Processo sem Integração Energética das correntes.....	35
Figura 18 - Fluxograma do Processo com Integração Energética das correntes. ....	35
Figura 19 - Combustão do Gás Natural. ....	36
Figura 20 - Ciclo Combinado. ....	37
Figura 21 - Absorção do CO <sub>2</sub> .....	38
Figura 22 - Regeneração.....	38
Figura 23 - Fotobiorreator.....	39
Figura 24 - Fotobiorreator, Filtro e Gaseificador. ....	40
Figura 25 - Gaseificador.....	40
Figura 26 - Otimização da temperatura do reator de gaseificação da biomassa. ....	41
Figura 27 - Resfriamento, compressão e Conversor de HTS. ....	42
Figura 28 - Conversores de LTS. ....	42
Figura 29 - Absorvedora, Metanadora, Trem de compressão da alimentação da Amônia. ....	42
Figura 30 - Trem de compressão da corrente de Alimentação da Planta de Amônia. ....	43
Figura 31 - Unidade de Síntese de Amônia. ....	43
Figura 32- Relação entre comprimento e vazão mássica para um diâmetro de 0,3 m. ....	52
Figura 33 - Relação entre comprimento e taxa de produção/consumo para um reator com diâmetro de 0,5m. ....	53
Figura 34 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 0% de reciclo. ....	61
Figura 35 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 25% de reciclo. ....	61
Figura 36 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 50% de reciclo. ....	62
Figura 37 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 75% de reciclo. ....	62
Figura 38 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 100% de reciclo. ....	62
Figura 39 - Gráfico da Distribuição dos Custos CAPEX por equipamento para Reciclo de 0%.....	63
Figura 40 - Gráfico da Distribuição do CAPEX por unidade (para o reciclo de 0%).....	63

Figura 41 - Histórico de Preços de Amônia, Gás Natural e Milho (setembro 2008 a março 2011). .....	64
Figura 42 - Gráfico VPL para casos avaliados. ....	66
Figura 43 - Fluxo de Caixa para processo com 0% de reciclo nas condições do Caso Avaliado 2.....	67
Figura 44 - Fluxo de Caixa para processo com 25% de reciclo nas condições do Caso Avaliado 2.....	67
Figura 45 - Flutuação anual preço da Amônia no mercado interno norte-americano. ....	68

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1. Emissão de CO<sub>2</sub>

Ciclos fenomenológicos tal como a fotossíntese fazem o balanceamento natural da concentração de CO<sub>2</sub> na atmosfera. Porém, o extenso desenvolvimento industrial verificado nas últimas décadas desencadeou o aumento da demanda energética e, por conseguinte, a utilização de combustíveis fósseis. Dessa forma, a concentração de gases do efeito estufa (GHG) tem aumentado gradualmente. A concentração atmosférica em 2005 alcançou a marca de 379 ppm, quase 100 ppm maior que o nível quantificado no período antecedente à revolução industrial (IPCC, 2007). Ainda segundo o IPCC (2007), o aumento das emissões verificado entre o período de 1970 e 2004 foi de 70% (Figura 1), representando um taxa de aumento anual média de 1,6%. A participação expressiva do dióxido de carbono entre os GHG pode ser visualizada na Figura 2, onde responde por 77% das emissões registradas em 2004. Neste mesmo gráfico podemos ver que a queima de combustíveis fósseis é a principal fonte emissora de CO<sub>2</sub>.

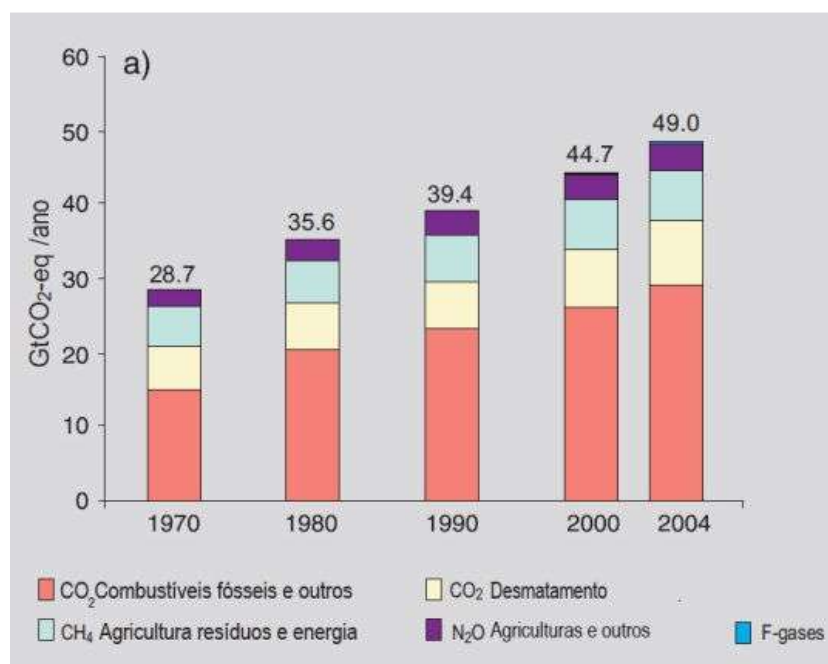


Figura 1 - Emissões anuais globais de GHG de 1970 a 2004.

Fonte: IPCC (2007) - adaptado pelos autores.

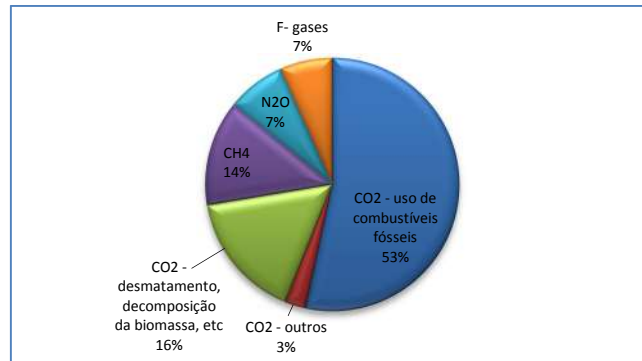


Figura 2 - Emissões antropogênicas de GHG em 2004.

Fonte: IPCC (2007) - adaptado pelos autores.

O rápido crescimento das emissões verificado a partir de 1990 (24%) é atribuído principalmente aos setores de energia e de transporte, enquanto que a contribuição do setor industrial manteve-se nos mesmos níveis entre 1970 e 2004 (Figura 3). Em 2004, as emissões de CO<sub>2</sub> provenientes de usinas elétricas representaram mais de 27% das emissões antropogênicas de CO<sub>2</sub>, fazendo do setor energético, a principal fonte. (IPCC, 2007).

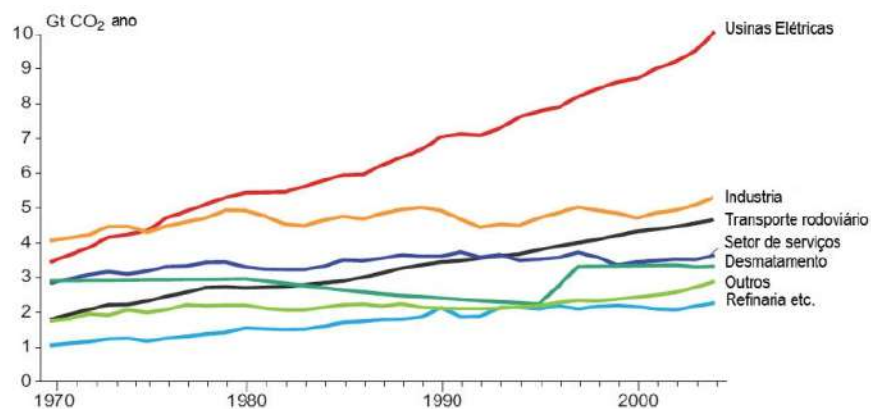


Figura 3 - Fontes de Emissões Globais de CO<sub>2</sub> por setor, 1970-2004.

Fonte: IPCC (2007) – adaptado pelos autores.

O IPCC (2007) mostrou que a taxa média de crescimento anual do uso energético primário global, no período de 1970 a 2004, foi de 2.2%, fazendo com que os valores apresentados em 2004 (470 EJ) fossem quase o dobro dos apresentados em 1970 (225 EJ). Combustíveis fósseis responderam por 81% do total do uso energético em 2004, valor muito próximo ao relatado em 1970 (86 %) (IPCC, 2007). Apesar de mudanças tímidas na matriz energética, como aumento na geração por energia nuclear ocorrido a partir de 1970, mais intensamente na década de 1980, bem como o crescimento da queima de gás natural entre

1980 e 1990, o carvão continua sendo o combustível mais utilizado. A utilização de petróleo para gerar energia elétrica tem sido diminuída desde meados da década de 1970, quando houve grande crescimento do preço do barril. (EIA, 2011)

No caso brasileiro, segundo CDIAC (*Carbon Dioxide Information Analysis Center*), as emissões oriundas de combustíveis fósseis também se mostraram crescente, com exceção de um curto período de calmaria no início dos anos 1980. Desde 1983, as emissões têm crescido permanentemente e totalizaram em 2008, 107 milhões de toneladas de carbono. A utilização de combustíveis líquidos foi responsável por 65.8% das emissões naquele ano e 14.2% foram provocadas pela queima de carvão. O consumo de gás natural cresceu mais de 10 vezes nas duas últimas décadas e respondeu em 2008 por 12% das emissões de combustíveis fósseis. Atualmente ocupando o lugar de 5º país mais populoso, a taxa de emissão per capita em 2008 foi de 0.56, ainda muito inferior à média global de 1.3 toneladas de carbono.

Após a alta nos preços dos combustíveis fósseis entre 2003 e 2008, aliada a preocupações ambientais com a emissão de GHG, houve um aumento no interesse em pesquisa e desenvolvimento de alternativas aos combustíveis fósseis, especialmente, fontes de energia renováveis. Segundo as projeções do EIA (2011), a taxa média anual de crescimento das fontes renováveis a partir de 2008 é de 3.1%. A segunda fonte de geração elétrica com maior crescimento previsto é o gás natural, com aumento anual de 2.6%, seguido da energia nuclear com 2.4%. As projeções ainda apontam que mesmo com taxa média de crescimento de somente 1.9%, o carvão permanecerá em 2035 (Figura 4) como o principal combustível utilizado para a geração elétrica a nível global.

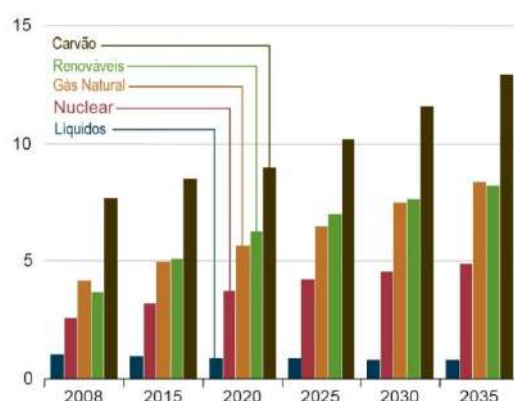


Figura 4 - Geração elétrica global por combustível (2008-2035).

Fonte: EIA (2011) – adaptado pelos autores.

Recentemente, descobertas significativas de reservas de óleo em território brasileiro, bem como de expressivos volumes de gás natural, garantiram uma curva Reserva/Produção confortável para a retomada do desenvolvimento nacional. A produção de gás natural nos campos Gavião Real e Gavião Azul, na Bacia do Parnaíba tem previsão de ser iniciada no segundo semestre de 2012 e poderá atingir a marca de 6 milhões de normais metros cúbicos por dia de gás natural, dobrando assim a capacidade de produção de gás brasileira (Portal Marítimo). Aliando as novas descobertas à aplicação de políticas públicas voltadas para a alteração da matriz energética nacional, pode-se aumentar a participação efetiva deste insumo sustentável que é o gás natural.

O gás natural é a opção para os setores energéticos e industriais de muitas regiões, em parte devido à baixa intensidade de carbono quando comparado com carvão e petróleo, fazendo com que seja uma fonte atrativa em países onde haja uma política de redução de emissão de GHG, e também devido ao preço significativamente menor em relação ao petróleo. Além disso, é um combustível alternativo que vem despertando interesse para novas plantas termoelétricas pelo seu baixo custo de capital e favorável eficiência térmica (EIA,2011). Segundo o EIA, para uma planta de gás natural, os custos de construção oscilam na faixa compreendida entre 400 e 800 USD/kWe, enquanto que o contabilizado para uma planta movida a carvão é de 1000 a 1500 USD/kWe.

De acordo com o EIA, no ano de 2000, a geração de eletricidade a partir de gás natural nos EUA foi de 518 bilhões de kWh, levando a emissão de 281 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub>. Em 2009, a geração chegou a 841 bilhões de kWh e as emissões ficaram em 374 milhões de toneladas. Dessa forma, a intensidade das emissões caiu de 0.542 para 0.445 toneladas por 1000 kWh, em termos percentuais, 18%. Essa redução está relacionada ao aumento da eficiência das novas plantas de geração de energia.

Segundo Yang *et al.* (2008), existem três opções para reduzir as emissões globais de CO<sub>2</sub> para atmosfera, i.e., reduzir o consumo energético, reduzir a intensidade de carbono e aumentar o sequestro de dióxido de carbono. A primeira opção requer o uso mais eficiente da energia, a segunda objetiva a substituição dos combustíveis fósseis para combustíveis como o hidrogênio e outras formas de energia renováveis e a terceira envolve o desenvolvimento de tecnologias que capture e sequestre CO<sub>2</sub>. Desta forma, pode-se reduzir ainda mais as emissões de dióxido de carbono provenientes de uma usina operando com gás natural com a implantação de um processo de captura e reciclo de CO<sub>2</sub>.

## 1.2.Utilização de Microalga na Biofixação de Carbono

A mitigação biológica do CO<sub>2</sub> tem atraído atenção como uma alternativa estratégica devido à produção de biomassa no processo de fixação do CO<sub>2</sub> pela fotossíntese. A biofixação pode ser realizada por plantas e microorganismos fotossintéticos. Graças às altas taxas de crescimento, as microalgas possuem a capacidade de fixar dióxido de carbono utilizando energia solar com uma eficiência 10 vezes maior que as plantas terrestres (SKJANES *et al.*, 2007).

Por meio de processos integrados, é possível utilizar a tecnologia de captura de CO<sub>2</sub> pelas microalgas na conversão de produtos industriais que geram receita, adicionando valor ao processo de captura. A biomassa da microalga pode ser usada como matéria-prima para a produção de uma variedade de biocombustíveis, medicamentos, cosméticos e produtos nutricionais.

Na biofixação de CO<sub>2</sub> por microalgas, pode-se combinar o uso de águas residuais, aumentando assim a sustentabilidade ambiental. A Figura 5 mostra um esquema conceitual de um sistema de fixação de CO<sub>2</sub> por microalgas que combina energia solar e tratamento de efluente na conversão de CO<sub>2</sub> em diferentes produtos, via fotossíntese.

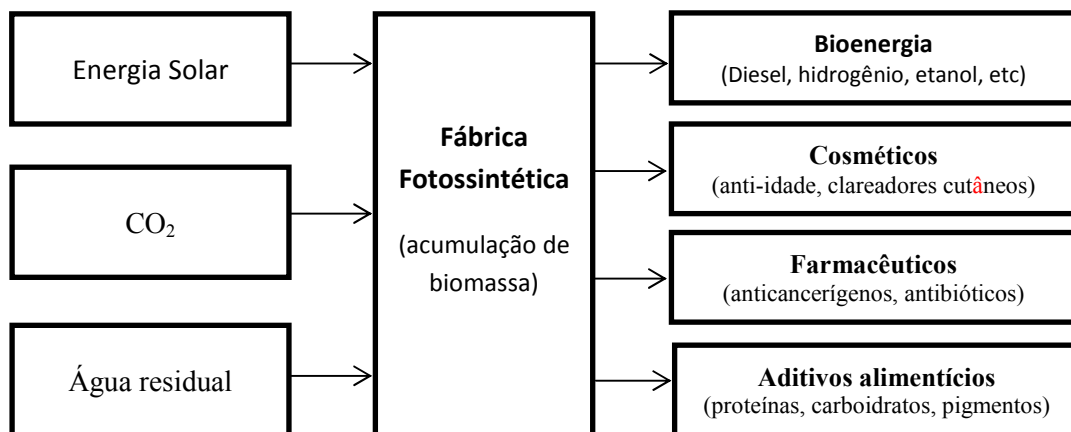


Figura 5 - Descrição da conversão fotossintética do CO<sub>2</sub>, energia solar e águas residuais em diversos produtos, pela utilização de microalgas.

Fonte: HO *et al.*, 2011 – adaptado pelos autores.



### 1.3. Objetivo deste Trabalho

Este trabalho tem como objetivo o projeto e a avaliação econômica de um Polo industrial Carbono Sequestrante (PICS) para reuso de dióxido de carbono proveniente dos gases de exaustão de uma usina termelétrica abastecida a gás natural, mediado por microalga e subsequente processamento da biomassa a gás de síntese, para provimento de matéria prima para uma unidade de síntese de amônia, utilizando como ferramenta computacional o *software* UNISIM Design para realização dos balanços de massa e energia e do *software* CAPCOST para análise econômica. Foi desenvolvida uma ferramenta de integração entre o UNISIM Design e o CAPCOST para automatização de cálculos.

Os processos de gaseificação de biomassa caracterizam-se, comumente, por produzirem gases combustíveis de baixo ou médio poder calorífico, os quais são denominados gás de síntese (*syngas*). Estes podem ser destinados para a manufatura de produtos da indústria química, ou ainda, podem ser utilizados para a produção de hidrogênio que, por sua vez, pode ser misturado ao gás natural na geração de energia, reduzindo emissões (o H<sub>2</sub> quando queimado produz apenas água na combustão). A metodologia empregada consiste na proposição de fluxograma de processo (Figura 6) e simulações em condições definidas para identificar a configuração com melhor desempenho econômico e ambiental: a queima conjunta de gás de síntese e gás natural no combustor ou a utilização do gás de síntese para a produção de hidrogênio e subsequente processamento desse gás na síntese de amônia.

Na abordagem metodológica, são simulados diferentes quantidades de reciclo de gás de síntese que alimentam o combustor (0%, 25%, 50%, 75% e 100%). As simulações são realizadas com o simulador UNISIM Design (Honeywell), que fornece os dados necessários ao dimensionamento dos equipamentos, acessados e processados por aplicativo em Excel desenvolvido pelo laboratório H2CIN (Escola de Química, UFRJ).

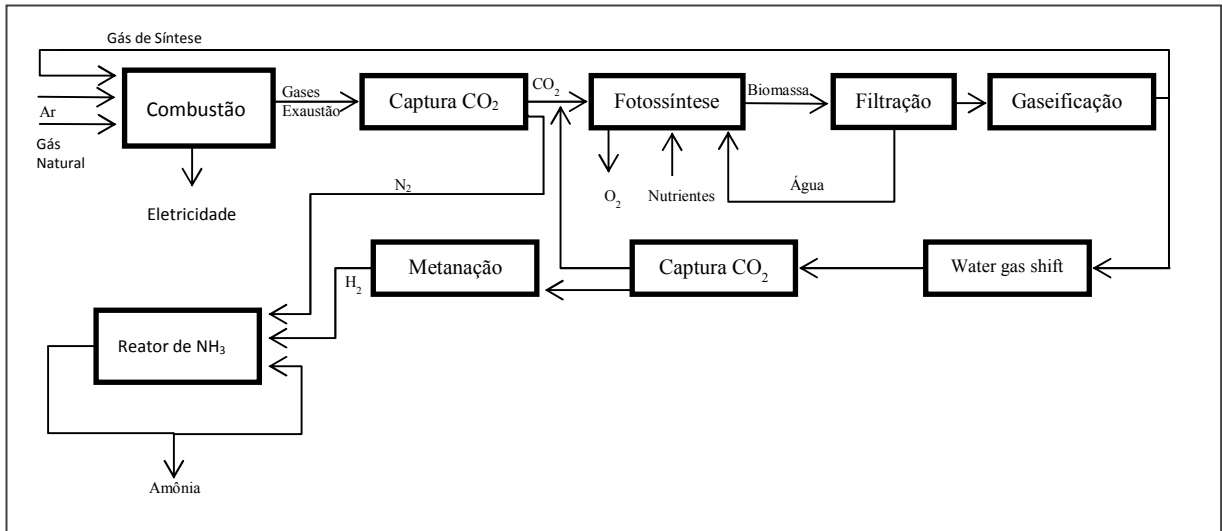


Figura 6 - Diagrama de Blocos do Processo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

A partir dos dados fornecidos pelo simulador e pela planilha de dimensionamento, é feita uma análise econômica com uma rotina implementada no programa em Excel - CAPCOST desenvolvido por Turton *et al.* (Turton, 2009). Nessa avaliação, são considerados os cálculos de custo capital (CAPEX), operacional (OPEX) e do valor presente líquido (VLP) que são utilizados para verificar a viabilidade econômica do PICS para uma possível tomada de decisão de investimento.

Este trabalho está estruturado em cinco capítulos conforme descrito a seguir:

Ao longo deste Capítulo de Introdução apresenta-se o objetivo do trabalho. Inicialmente, considera-se a contextualização do cenário das emissões dos gases de efeito estufa, enfatizando a participação do dióxido de carbono. Segue-se uma discussão da relevância de monetizar o CO<sub>2</sub>, com o desenvolvimento de um PICS gerador de receita, como é o caso da biofixação por microalgas, frente à opção de armazenamento de CO<sub>2</sub>.

No Capítulo 2, são revisadas as tecnologias de captura (com destaque para o processo de absorção por aminas) e armazenamento do CO<sub>2</sub>, bem como das opções industriais no processo fotossintético mediado por microalgas. A seguir, tem-se uma breve descrição dos usos da biomassa, realçando a produção de gás de síntese e seu processamento a hidrogênio, para, assim, abastecer uma unidade de síntese de amônia.

O Capítulo 3 inicialmente mostra os aspectos relevantes que conduzem as tomadas de decisão de projeto, descritas como as premissas usadas na síntese, na simulação e no

dimensionamento de equipamentos. Em seguida, são apresentados os fluxogramas e o dimensionamento dos equipamentos de cada processo estudado. Por fim, realizam-se comparações de conversão para diferentes parâmetros empregados na síntese de amônia, objetivando a maximização da produção.

O Capítulo 4 apresenta a metodologia e as premissas adotadas para a análise econômica das alternativas de processo de separação de CO<sub>2</sub>. Após esta etapa, são realizados cálculos de parâmetros econômicos dos processos de separação selecionados. Dentre os parâmetros estão: CAPEX, OPEX, Fluxo de caixa acumulado, Valor Líquido Presente, Taxa Interna de Retorno e Tempo de Retorno. O Capítulo é finalizado com gráficos comparativos desses parâmetros para os processos que se mostrarem viáveis para diferentes cenários de preço de compra de gás natural e venda de amônia.

O Capítulo 5 traz as conclusões alcançadas do estudo pela metodologia empregada e sugere desenvolvimentos futuros baseados no trabalho apresentado.

## 2. ESTADO DA ARTE DO SEQUESTRO E UTILIZAÇÃO DO CO<sub>2</sub>

### 2.1. Captura de CO<sub>2</sub>

#### 2.1.1. Tecnologias de Captura

Antes de ser direcionado para a sua respectiva opção de sequestro, o dióxido de carbono deve ser primeiramente capturado e separado das correntes gasosas de exaustão. Damen *et al.* (2006) classificam em três tecnologias de captura (Figura 7):

- Separação do CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão de outros componentes, principalmente N<sub>2</sub> e vapor d'água, a baixas pressões (captura pós-combustão).
- Conversão do combustível para queima em CO<sub>2</sub> e em um combustível livre de carbono, i.e. hidrogênio, e então separar CO<sub>2</sub> de hidrogênio (captura pré-combustão).
- Separação do ar de combustão em nitrogênio e oxigênio e então queimar o combustível numa atmosfera pura de O<sub>2</sub>, resultando numa mistura de CO<sub>2</sub> e vapor d'água como gás de exaustão, no qual uma corrente pura de CO<sub>2</sub> pode ser separada por condensação (captura oxi-combustão).

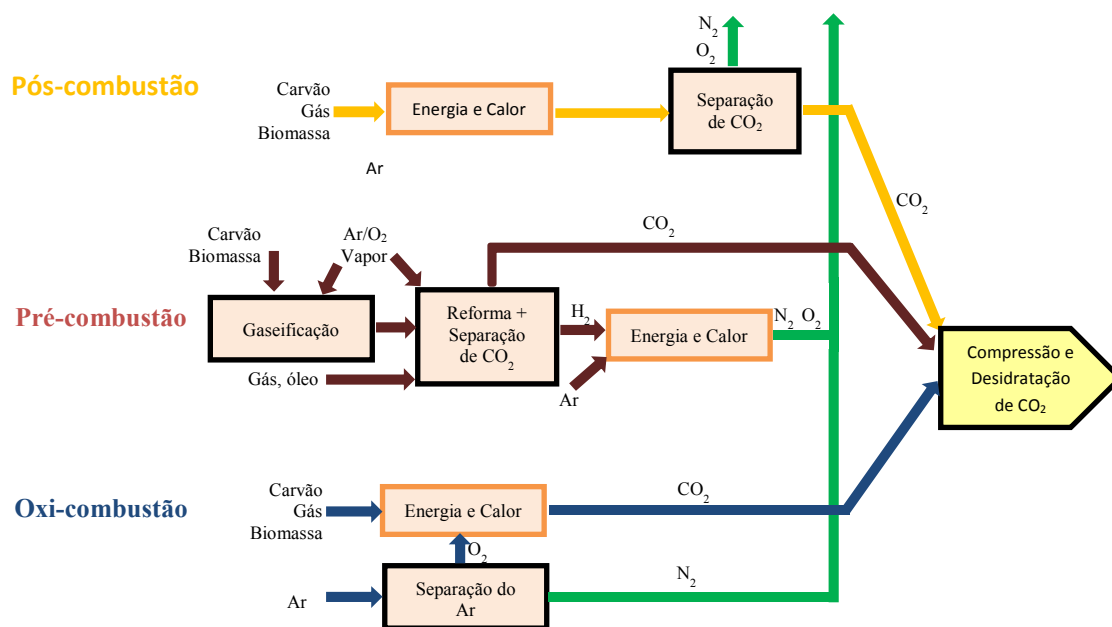


Figura 7 - Tecnologias de Captura de CO<sub>2</sub>.

Fonte: IPCC (2007) – adaptado pelos autores.

Alguns dos fatores que definem a seleção do sistema de captura são a concentração do CO<sub>2</sub> na corrente gasosa, a pressão da corrente e o tipo de combustível. Nesse estudo, discutem-se as opções de captura pela perspectiva da tecnologia de produção termoelétrica, baseada na queima de gás natural. Normalmente, os gases de exaustão provenientes da câmara de combustão encontram-se a pressão atmosférica e altas temperaturas, além de baixas concentrações de CO<sub>2</sub>. A emissão primária de CO<sub>2</sub> está entre 3 a 15% do volume de gás efluente sendo dependente da fonte de combustível e do projeto da planta (PACKER, 2009); para uma planta de gás natural, estes valores oscilam entre 7 a 10% (IPCC, 2007). Dessa forma, a captura pós-combustão é a mais apropriada (DAMEN *et al.*, 2006).

### 2.1.2. Tecnologias de Separação

De acordo com Olajire (2010), uma variada gama de tecnologias de separação de CO<sub>2</sub> das correntes gasosas estão disponíveis e se baseiam em processos químicos e físicos, incluindo absorção, adsorção, separação criogênica e separação por membranas. A escolha da tecnologia de captura depende principalmente da tecnologia da termoelétrica. Segundo o IPCC (2007), estudos comparativos têm mostrado que o processo de absorção baseado em solventes químicos é o preferido para a captura pós-combustão, devido à alta eficiência e à seletividade, aliadas a menores custos energéticos quando comparados aos outros processos. A Tabela 1 descreve brevemente as principais tecnologias empregadas para a separação de CO<sub>2</sub>.

Tabela 1 - Descrição das tecnologias de Captura de CO<sub>2</sub>

Processo	Descrição	Operação	Captura	Desvantagens
Absorção Química	Baseado em solubilidade sendo descrita pela Lei de Henry	Baixa temperatura (10-50°C) e pode ser regenerada a baixa pressão e temperaturas na faixa de 50 a 130°C	~50-95%	Alto consumo energético na recuperação do CO <sub>2</sub>
Adsorção Física	A difusão do CO <sub>2</sub> é controlada pelo tamanho do microporo e reatividade.	25 a 105°C e pressões superiores a 15 bar	~55-92%	Aumento da energia térmica para o reciclo do adsorvente no próximo ciclo.
Separação Criogênica	Destilação de componentes a uma dada temperatura e pressão	Baixa como -100°C e alta pressão, cerca de 40 bar.	Mais de 95%	Alto custo
Separação por membrana	Separação depende das propriedades físicas dos gases	Pode ser realizada como um sistema de operação multi-estágio, sem o emprego de nenhum agente separador	~50-90°C	Baixa seletividade e alta permeabilidade

Fonte: Rahaman *et al.*, 2011.

### 2.1.2.1. Tecnologia de Absorção Química

O uso de Aminas na absorção química do CO<sub>2</sub> é bastante difundido. Aminas reagem com CO<sub>2</sub>, formando componentes solúveis em água. Devido à formação desses compostos, as aminas são capazes de capturar CO<sub>2</sub> de correntes com baixa pressão parcial de CO<sub>2</sub>, mas com capacidade de equilíbrio limitada. Para decomposição do composto intermediário, é necessária a aplicação de calor, regenerando o solvente original e produzindo uma corrente praticamente pura de CO<sub>2</sub>. Os maiores problemas relacionados aos solventes químicos dizem respeito à corrosão da torre de absorção e à grande demanda energética necessária para o processo de regeneração dos mesmos. Ainda assim, absorção com aminas tem sido usada há muitos anos, particularmente na remoção de gases ácidos do gás natural, sendo este um processo continuamente melhorado.

Existem três classes de aminas - primária, secundária e terciária, cada uma com suas respectivas vantagens e desvantagens como solvente de CO<sub>2</sub>. A indústria de gás natural usa monoetanolamina (MEA) para absorver CO<sub>2</sub> há mais de 60 anos. Uma das vantagens dessa técnica é a produção de uma corrente de CO<sub>2</sub> com elevado grau de pureza. Em usinas termoelétricas, os gases de exaustão são borbulhados através do solvente numa coluna absorvedora (Figura 8). Em seguida, o solvente passa por uma unidade de regeneração onde o CO<sub>2</sub> absorvido é então removido do solvente em coluna esgotadora a 100-200°C, deixando uma corrente de CO<sub>2</sub> altamente concentrada (mais de 99%) que pode ser comprimida para utilização industrial ou estocagem. A corrente “amina pobre” é resfriada para 40-65°C, com integração energética com a corrente de fundo da absorvedora (“amina rica”), e então reciclada para a coluna de absorção (OLEJARI, 2010).

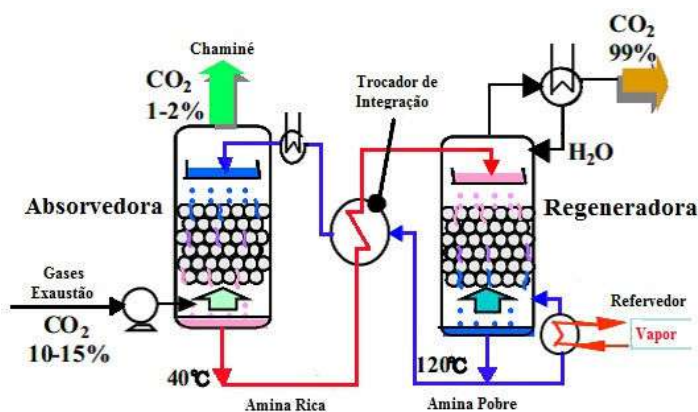
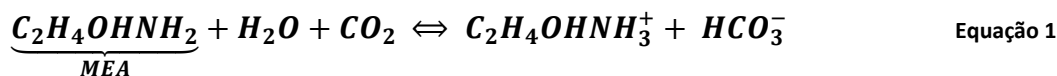


Figura 8 - Diagrama do ciclo de absorção e dessorção de CO<sub>2</sub>.

Fonte: Mimura, 1997 – adaptado pelos autores.

Este processo requer equipamentos de larga escala com elevado consumo de energia e apresenta a seguinte reação reversível fundamental:



Durante o processo de absorção, a reação procede da esquerda para a direita, movido por baixa temperatura e alta pressão; na regeneração, o equilíbrio é deslocado para a esquerda por elevação de temperatura e redução de pressão. O processo MEA sofre das seguintes desvantagens para a separação de CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão: (1) baixa capacidade de carga de dióxido de carbono (g CO<sub>2</sub> absorvido / g absorvente, conhecido pelo termo *loading* de CO<sub>2</sub>); (2) alta taxa de corrosão de equipamento; (3) degradação da amina por SO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub>, HCl e HF, e oxigênio, os quais induzem a altas taxa de *make-up* do solvente; e (4) alto consumo energético na regeneração a alta temperatura (OLEJARI, 2010).

Damen *et al.* (2006) apontam opções tecnológicas que podem ser implementadas para reduzir as penalidades energéticas causadas pela absorção química. Essas opções são classificadas em simplificações e integração de processos e ainda aprimoramento dos solventes. Os sistemas mais promissores exploram misturas de etanolaminas. O uso de aminas primárias (MEA) ou secundárias (DEA - dietanolamina) com a terciária (MDEA - metildietanoamina) é muito atrativo, pois as misturas podem reduzir os custos do processo (ou aumentar a eficiência de remoção) por combinarem a alta capacidade de absorção de MEA com o reduzido consumo de energia na etapa de regeneração apresentado por aminas com impedimento estérico (MDEA).

Após ser separado, o CO<sub>2</sub> deve ser comprimido e destinado a sua respectiva alternativa de sequestro.

## 2.2.Fixação do Carbono (Opções de Sequestro)

O CO<sub>2</sub> capturado pode ser utilizado ou ainda armazenado tanto em formações geológicas quanto oceânicas. O conceito do armazenamento como um dos métodos de sequestro é zerar o efeito imediato dos níveis de dióxido de carbono na atmosfera por realocação.

### 2.2.1. Armazenamento Geológico

No armazenamento geológico, o CO<sub>2</sub> é transportado em condições supercríticas por carbidutos ou navios. O CO<sub>2</sub> pode ser armazenado em reservatórios de petróleo e gás

depletados, camadas de carvão, aquíferos salinos profundos e em cavernas de sal na forma de carbonatos pelo processo de carbonatação mineral. Além de ser um método de sequestro intensivo em energia, Gibbins e Chalmers (2008) sinalizam ainda, como um fator crítico, o constante monitoramento para garantir a não ocorrência de vazamentos. Pires *et al.* (2011) apresentam o armazenamento geológico como uma opção de sequestro ineficaz na ocorrência de vazamento de gás para a atmosfera e ainda apontam algumas das consequências para o meio-ambiente, tais como: asfixia de animais e seres humanos, bem como a acidificação de lençóis freáticos.

### **2.2.2. Armazenamento Oceânico**

Segundo Yang *et al.* (2008), o oceano tem o maior potencial para o armazenamento. Estima-se que o oceano contenha 40000 Gt de carbono, enquanto que a atmosfera e a biosfera terrestre contêm 750 e 2200 Gt, respectivamente. Frente a estes inventários, se a concentração atmosférica dobrasse, esse aumento para a concentração oceânica seria de apenas 2%. No armazenamento oceânico, o CO<sub>2</sub> é injetado em profundidades superiores a 3000 m, propiciando condições de temperatura e pressão que mantenham a densidade do CO<sub>2</sub> maior do que a água do mar. No entanto, Yang *et al.* (2008) estimam que entre 15 a 20% do dióxido de carbono injetado no oceano será liberado para a atmosfera em um horizonte de centenas de anos. Além disso, o armazenamento oceânico conta com desvantagens econômicas, devidas aos custos de transporte, bem como ambientais, pois altas concentrações de CO<sub>2</sub> podem diminuir o pH das regiões vicinais, afetando o meio-ambiente marinho.

O custo estimado para separação e compressão do CO<sub>2</sub> até a pressão requerida para o transporte (100 - 200 bar) é da ordem de US\$30-50 por tonelada de CO<sub>2</sub>, e o custo do transporte e sequestro é aproximadamente US\$ 1-3 por tonelada para 100 km de distância e US\$ 1-3 por tonelada de CO<sub>2</sub>, respectivamente (WANG *et al.* 2008).

### **2.3. Biofixação do CO<sub>2</sub>**

Além do alto custo, o armazenamento não gera receita com produtos. Assim, alternativas sustentáveis, como é o caso da utilização do CO<sub>2</sub> em aplicações biológicas, químicas, geofísicas ou termodinâmicas, têm se mostrado bastante atrativas. A biofixação utilizando microalgas é uma via promissora, pois além do reuso do CO<sub>2</sub>, conta com um benefício adicional, pois os processos biológicos também eliminam a dependência humana em combustíveis fósseis devido à produção de matéria-prima para bioenergia. Em termos de



bioenergia, podem-se denominar os processos biológicos como processos de reciclo de carbono ao invés do simples sequestro. O carbono liberado pela queima do combustível fóssil é transferido para biomassa e finalmente entra no ciclo bioquímico (HO *et al.*, 2011) ou em cadeia de processamento termoquímico (e.g., gaseificação).

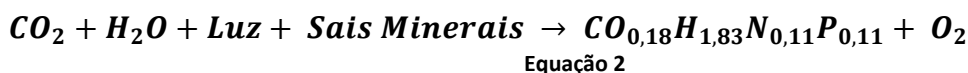
A fixação biológica pode ser realizada por plantas bem como por microorganismos fotossintéticos. Skjanes *et al.* (2007) reportam a contribuição de somente 3 a 6% na captura de dióxido de carbono proveniente da queima de combustíveis fósseis pelas plantas terrestres. Esse baixo potencial é devido principalmente a baixas taxas de crescimento verificado nos vegetais superiores. Por outro lado, as microalgas (o termo microalga engloba microorganismos algais com clorofila-a e outros pigmentos fotossintéticos), um grupo unicelular de crescimento rápido, têm a habilidade de fixar eficientemente CO<sub>2</sub> de diferentes fontes (incluindo a atmosfera, gases de exaustão e sais solúveis de carbonato) enquanto captura energia solar com uma eficiência de 10 a 50 vezes maiores do que as registradas pelas plantas terrestres (WANG *et al.*, 2008). Brennan e Owende (2010) citam outras vantagens no cultivo de microalgas como a possibilidade de se utilizar águas residuais (i.e. efluentes de indústria alimentícia), minimizando assim os impactos ambientais associados, bem como a isenção da aplicação de herbicidas ou pesticidas.

Além da possibilidade de comercialização de produtos de alto valor agregado como suplementos alimentares, fármacos e cosméticos, as microalgas podem ser utilizadas como matéria-prima para a produção de vários combustíveis renováveis, tais como biodiesel, metano, hidrogênio, etanol, entre outros (MATA *et al.*, 2010).

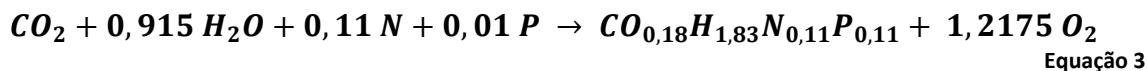
A presença das microalgas é verificada em quase todos os ecossistemas, não somente aquáticos, mas também terrestres, representando uma grande variedade de espécies crescendo numa ampla gama de condições ambientais. Mata *et al.* (2010) estimam a existência de mais de 50.000 espécies, mas somente parte, em torno de 30.000, tem sido estudadas.

### **2.3.1. Fotossíntese**

A fotossíntese existe e modela o meio-ambiente terrestre por mais de 3.5 bilhões de anos, provendo a base para todas as formas de vida aeróbicas (HO *et al.* 2011). A composição da microalga proposta por Grobbelaar, Soeder (1990) é dada por CO<sub>0,18</sub>H<sub>1,83</sub>N<sub>0,11</sub>P<sub>0,01</sub>. Genericamente, a conversão de energia solar em energia química e conseqüentemente a produção de microalgas é dada pela seguinte equação de síntese:



A reação de síntese da microalga na forma estequiométrica pode ser representada por:



A partir da reação estequiométrica, é possível o cálculo das quantidades de biomassa de microalga e oxigênio produzidas pelo processo, assim como a quantidade de CO<sub>2</sub> assimilada e as quantidades requeridas de água e nutrientes.

O processo da fotossíntese ocorre em duas etapas, a etapa luminosa ou fotoquímica que ocorre somente na presença de luz e a etapa escura, química ou enzimática, que consiste na transformação da energia, utilizando os componentes da etapa luminosa, podendo ocorrer na presença ou na ausência de luz.

Para prover o crescimento fotossintético, são necessários luz, dióxido de carbono, água e sais inorgânicos, além da manutenção da temperatura na faixa de 20 a 30 °C. Dessa forma, Chisti (2007) comenta que a produção de biomassa a partir de microalgas é normalmente mais cara do que o cultivo de plantas. Na tentativa de diminuir os custos, a produção deve ser instalada em locais com ampla disponibilidade de luz solar, contando com as variações diárias e sazonais dos níveis de luz.

Nutrientes como fósforo e nitrogênio podem ser disponibilizados ao cultivo por intermédio da utilização de águas residuais. Dessa forma, tem-se uma dupla funcionalidade do ponto de vista ambiental: captura de dióxido de carbono e tratamento de efluentes, além de uma possível redução de custos (BRENNAN e OWENDE, 2010).

As microalgas constituem um grupo diverso de organismos e essa diversidade reflete-se na sua composição química. As proporções de proteínas, lipídios e carboidratos das microalgas são variadas dependendo fortemente da espécie e das condições de cultivo. Neste sentido, as composições diversificadas conferem a estes organismos uma ampla aplicação. A Tabela 2 mostra as proporções de algumas espécies de microalgas, dentre elas podem-se encontrar a composição química da microalga marinha *Isochrysis sp.* para três condições de cultivo.

Tabela 2 - Composição de Microalgas em % peso seco para diferentes condições de cultivo

	Condições de Cultivo		Composição orgânica (% peso seco)					
	Concentração molar de NaCl	Nutrientes	Cinzas	Lipídios	Proteínas	Carboidratos	Glicerol	Desconhecido
<i>Botryococcus braunii</i>	0	Enriquecido	5.6	44.5	22.0	14.1	0.1	19.3
	0	Deficiente	7.8	54.2	20.6	14.3	0.1	10.8
	0.5	Enriquecido	59.6	46.3	15.0	13.3	0.1	25.3
<i>Dunaliella bardawil</i>	2.0	Deficiente	14.7	10.4	9.7	40.4	16.4	23.1
<i>Dunaliella salina</i>	0.5	Enriquecido	8.6	25.3	29.3	16.3	9.4	19.7
	0.5	Deficiente	7.7	9.2	12.5	55.5	4.7	18.1
	2.0	Enriquecido	21.7	18.5	35.9	12.5	27.7	5.4
<i>Ankistrodesmus sp.</i>	0	Enriquecido	4.5	24.5	31.1	10.8	0.1	33.5
<i>Isochrysis sp.</i>	0.5	Enriquecido	12.0	7.1	37.0	11.2	0.1	44.6
	0.5	Deficiente	52.0	26.0	23.3	20.5	0.1	30.1
	1.0	Enriquecido	65.9	15.3	34.7	15.5	0.1	34.4
<i>Nanochloris sp.</i>	0	Enriquecido	13.6	20.8	33.1	13.2	0.1	32.8
<i>Nitzschia sp</i>	1.4	Enriquecido	20.4	12.1	16.8	9.2	0.1	61.8

Fonte: Huber et al., 2006

Neste trabalho, adota-se a *Isochrysis galbana* com uma mistura simples de 45,33% de proteína típica, 37,59% de lipídios (0.45 Ácido oléico, 0.15 de ácido esteárico, 0.3 de ácido linoléico e 0.1 de ácido palmítico) e 17,07% de carboidratos (sucrose) (Dados da planta piloto instalada no Laboratório H2CIN da Escola de Química da UFRJ).

### Sistemas de Cultivo

Tradicionalmente, as microalgas são cultivadas em sistemas fechados ou abertos, os quais são aerados ou expostos ao ar para permitir à microalga a captura do dióxido de carbono. Wang *et al.*(2008) comentam sobre diversos estudos que têm mostrado que a otimização dos sistemas de cultivos pode levar a um aumento significativo da eficiência da biofixação de CO<sub>2</sub>. O projeto em larga escala dos sistemas de cultivo deve considerar inúmeros fatores, incluindo a intensidade luminosa, temperatura, fisiologia da alga, composição do produto, agitação, aeração, fonte de CO<sub>2</sub> e esterilização (WANG *et al.*, 2008).

Segundo Chisti e Yan (2011), o projeto mais encontrado para os sistemas abertos são as lagoas aeradas, nas quais as culturas de algas são misturadas por intermédio do escoamento turbulento sustentado por pás rotativas, normalmente operando a uma profundidade de 15 a 20 cm. Dois tipos principais de lagoas aeradas têm sido usados comercialmente. O primeiro se trata de lagoas aeradas revestidas por concreto, e o segundo é um canal raso forrado por um plástico resistente. Os tamanhos dos tanques comerciais variam de 0.1 a 0.5 ha (WANG *et al.*, 2008).

Kumar *et al.* (2010) explicam que sistemas abertos apresentam como desvantagem a falta de controle de parâmetros como a disponibilidade de luz, agitação, pH, temperatura e concentração de nutrientes. O emprego das lagoas aeradas para sequestrar o CO<sub>2</sub> pode ser justificado por dois fatores: baixo tempo de residência e a aspensão do gás na cultura que permite à biomassa sequestrar rapidamente o CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão. Pulz (2001) citam que sistemas abertos também são suscetíveis a grande contaminação o que reduz a produtividade da biomassa, necessitando ainda de uma grande área para a instalação e sustentam que a maior desvantagem é a limitação luminosa na camada altamente espessa.

Na comparação com sistemas abertos, Ho *et al.* (2011) caracterizam os fotobiorreatores como uma via regulada e bem controlada, além de benefícios adicionais como baixo risco de contaminação, alta eficiência na fixação de carbono, alta flexibilidade metabólica e controlabilidade hidrodinâmica. Wang *et al.* (2008) ainda citam outras vantagens apresentadas por fotobiorreatores tais como: altas razões superfície/volume (25 a 125 m<sup>-1</sup>, enquanto que sistemas abertos apresentam 3 a 10 m<sup>-1</sup>), capacidade de alcançar altas densidades de biomassa e alta produtividade. Normalmente, essa grande área superficial (alta razão superfície/volume) exposta à fonte de luz reduz o efeito de sombreamento, o qual é considerado como uma das principais causas da inibição das microalgas em sistemas abertos (HO *et al.*, 2011). Porém, Chisti e Yan (2011) lembram que em alguns casos os fotobiorreatores requerem um alto investimento de capital, apesar da capacidade de produção de biomassa a um preço mais baixo. Todavia eles também sustentam que os fotobiorreatores produzem uma suspensão de algas muito mais concentrada que a produzida por lagoas aeradas, diminuindo substancialmente os custos de desidratação.

Packer (2009) explicita que a principal diferença entre lagoas aeradas e fotobiorreator é o conflito de escolha entre custo e controle. A Tabela 3 apresenta uma sucinta comparação do cultivo de microalga em lagoas aeradas e fotobiorreatores (FBR).

Tabela 3 - Comparativo entre lagoas aeradas e fotobiorreator tubular para o cultivo de microalga.

Sistema	Lagoas Aeradas	FBR
Espaço requerido	Alto	Baixo
Eficiência luminosa	Muito boa	Excelente
Produção de O <sub>2</sub>	Baixo	Alto
Perda de CO <sub>2</sub>	Alta, sendo função da profundidade do tanque	Baixa
Concentração de O <sub>2</sub>	Baixa devido à saída contínua de gases	O <sub>2</sub> deve ser removido para prevenir a inibição da fotossíntese e danos oxidativos
Temperatura	Variável	Controlada
Risco de contaminação	Alto	Baixo
Concentração da biomassa	Baixa, 0,1-0,5g/L	Alta, 2-8g/L
Flexibilidade de produção	Possível para algumas espécies com difícil troca de culturas	Alta, inclusive há a possibilidade de troca de culturas
Controle do Processo	Limitado (fluxo, agitação, temperatura apenas pela profundidade do tanque)	Possível, com algumas restrições
Dependência do clima	Alta	Média
Partida	4-8 semanas	2-4 semanas
Custo de implantação	Alto (US\$ 100.000/ha)	Muito alto (US\$ 1.000.000/ha)
Custo de colheita	Alto (devido à baixa concentração, dependendo da espécie)	Baixo
Produtividade volumétrica	Baixa	Alta

Fonte: Carlsson *et al.*, 2007.

Chisti (2007) compara os diferentes sistemas de cultivo tendo como base de cálculo a produção de 100 t de biomassa (Tabela 4), que evidenciam as vantagens apresentadas pelos fotobiorreatores. Para esse estudo comparativo foram consideradas iguais quantidades absorvidas de CO<sub>2</sub> para os dois sistemas e desprezaram-se perdas para a atmosfera. Os sistemas de produção foram comparados nas condições ótimas de produtividade.

Tabela 4 - Comparativo entre lagoas aeradas e fotobiorreator com base de cálculo a produção de 100.000 t de biomassa.

Variável	Lagoas Aeradas	FBR
Produção anual de biomassa (kg)	100.000	100.000
Produtividade volumétrica (kg/m <sup>3</sup> .dia)	0,117	1,535
Concentração da biomassa	0,14	4
Taxa de diluição (dia <sup>-1</sup> )	0,250	0,384
Área requerida (m <sup>2</sup> )	7828	5681
Consumo anual de CO <sub>2</sub> (kg)	188356	188356
Geometria do sistema	978m <sup>2</sup> /tanque, 12m (largura) x 82m (comprimento) x 0,30 (profundidade)	132 unidades de tubos com 0,06m de diâmetro e 80m de comprimento, na configuração em paralelo
Número de sistemas	8	6

Fonte: Chisti, 2007.

Ho *et al.* (2011) discorrem sobre as diferentes configurações utilizadas para o cultivo de microalgas, incluindo o fotobiorreator tubular, de pratos e de coluna, com diferentes vantagens e desvantagens, como indicado na Tabela 5. A configuração mais atrativa atualmente empregada em larga escala é o fotobiorreator tubular o qual inclui uma matriz de tubos transparentes, que são usados para capturar energia solar. Tubos de diâmetros relativamente baixos (normalmente 0.1m ou menos) são necessários para assegurar a alta produtividade de biomassa. No arranjo típico, os tubos são dispostos em paralelo horizontalmente. Os problemas associados aos custos de capital, segundo Wang *et al.*(2008), têm expectativas de ser superados com o desenvolvimento tecnológico.

Tabela 5 - Vantagens e desvantagens de diferentes configurações de FBR.

Sistema de FBR	Vantagens	Desvantagens
FBRs tubulares	Alta área superficial de iluminação Alta produção de biomassa Pouco dispendioso	Deposição Necessidade de grandes terrenos Baixa transferência de massa Alta acumulação de O <sub>2</sub> Risco de fotoinibição Difícil controle de temperatura
FBRs em placas	Altíssima área superficial de iluminação Alta produção de biomassa Fácil scale-up Baixo acúmulo de O <sub>2</sub> Alta eficiência fotossintética	Alto estresse hidrodinâmico Difícil controle de temperatura
FBRs em colunas	Baixo estresse hidrodinâmico Pouco dispendioso Fácil operação	Baixa área superficial de iluminação

Fonte: Ho *et al.* 2011

Nos fotobiorreatores tubulares, as microalgas são cultivadas em uma série de tubos geralmente feitos de vidro ou plástico, formando um sistema coletor de luz solar. No interior desses tubos, circula uma suspensão de microalga proveniente de um reservatório, onde há a alimentação de uma corrente de CO<sub>2</sub>. Após a passagem pelos tubos, uma parcela da biomassa é removida e enviada para a unidade de processamento e o restante é recirculado para a coluna de separação de gás. Com o intuito de prevenir a sedimentação da biomassa nos tubos, um escoamento turbulento deve ser sustentado por intermédio de bombas mecânicas e de ar. As bombas mecânicas contam com a desvantagem de dano à biomassa, dessa forma, bombas de ar têm sido amplamente empregadas (CHISTI, 2007).

Para a ocorrência da fotossíntese, tem-se o provimento controlado de água, CO<sub>2</sub> e nutrientes e a contínua remoção do oxigênio. Segundo Chisti (2007), a geração máxima de

oxigênio num fotobiorreator típico é  $10\text{g de O}_2 \text{ m}^{-3}\text{min}^{-1}$ . Altos níveis de oxigênio podem inibir a fotossíntese e como não existem meios de remover o oxigênio de dentro dos tubos, há uma limitação no comprimento máximo do tubo. Assim, a cultura deve seguir continuamente para a desgaseificação para ser borbulhada com ar e dessa forma remover o  $\text{O}_2$  acumulado, conforme ilustrado na Figura 9.

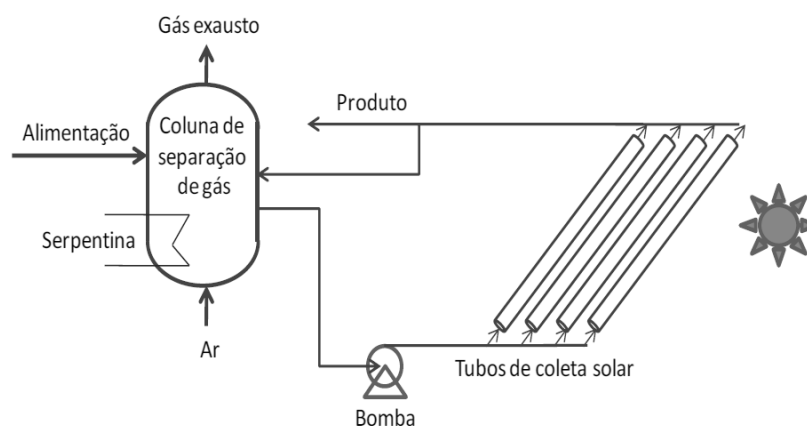


Figura 9 - Esquema de FBR com passagem de tubos horizontais em paralelo.

Fonte: CHISTI, 2007 – adaptado pelos autores.

De acordo com Molina Grima *et al.* (2003), o comprimento total dos tubos deve ser, no máximo, de 80m. O valor exato é função de uma série de fatores, como a concentração de biomassa, luminosidade e taxa de produção. Molina Grima *et al.*(2003) também sustentam que pontos adicionais de injeção de  $\text{CO}_2$  podem ser necessários como forma de prevenir a limitação de  $\text{CO}_2$  e o aumento de pH. Este último é decorrente do consumo de  $\text{CO}_2$ .

### 2.3.2. Processo Downstream - Colheita

Molina Grima *et al.* (2003) estimam que cerca de 20 a 30% dos custos totais de produção de biomassa são devidos ao processo de separação sólido-líquido da biomassa. As microalgas são normalmente muito pequenas, apresentando diâmetro entre 3 e  $30\mu\text{m}$  e a suspensão é bastante diluída, com concentração média de  $0,5\text{g/L}$  (CARLSSON *et al.*, 2007). Para remover grandes quantidades de água e processar grandes volumes de biomassa, o método conveniente para extração pode envolver uma ou mais etapas, podendo ainda ser físico, químico ou biológico. Os métodos usados para a colheita das microalgas incluem, segundo Packer (2011), centrifugação, filtração, sedimentação gravitacional e a combinação

de floculação-flotação; sendo a escolha do método em função do produto final e do processo subsequente a ser destinado.

A floculação é usada para agregar as microalgas para aumentar o tamanho efetivo da partícula e assim facilitar a sedimentação, a centrifugação e a filtração (MATA *et al.*, 2010). A extração por centrifugação, por ser intensiva em energia, é somente aplicada para produtos de alto valor agregado (HO *et al.*, 2011). Segundo Ho *et al.* (2011), a sedimentação gravitacional auxiliada pela floculação é o método mais adequado para produtos de baixo valor, como biocombustíveis ou ração animal. A filtração, propiciada por filtros prensas sob pressão ou a vácuo, é satisfatória para recuperar microalgas relativamente grandes, como a *Spirulina*, mas não é apropriada para recuperar espécies pequenas, como a *Chlorella* (PACKER, 2009). Para estas espécies pequenas, como é o caso da *Isochrysis galbana*, que apresenta um diâmetro de 4 $\mu$ m (PHATARPEKAR *et al.*, 1999), é sugerido por Brennan e Owende (2010) a separação da biomassa por microfiltração por membrana e ultrafiltração. Porém, Molina Grima *et al.* (2003) salientam como método mais econômico de recuperação de biomassa em larga escala (produção maior que 20m<sup>3</sup>/dia) é a centrifugação.

### **2.3.3. Usos da biomassa**

Após o crescimento e a colheita, a biomassa pode ser convertida em diversos produtos ou processada para a geração de energia. A biomassa contém carbono e hidrogênio, que são os principais blocos de construção de hidrocarbonetos. Segundo Tsukahara e Sawayama (2005), as opções tecnológicas de processamento podem ser classificadas em conversão bioquímica ou termoquímica (Figura 10). A conversão bioquímica é auxiliada por enzimas e microrganismos podendo ser subdividida em fermentação e digestão anaeróbica. A conversão termoquímica é a decomposição térmica dos componentes orgânicos da biomassa, pelos processos de gaseificação, pirólise, liquefação ou combustão. No âmbito deste trabalho, adota-se como processamento primário a gaseificação da biomassa.



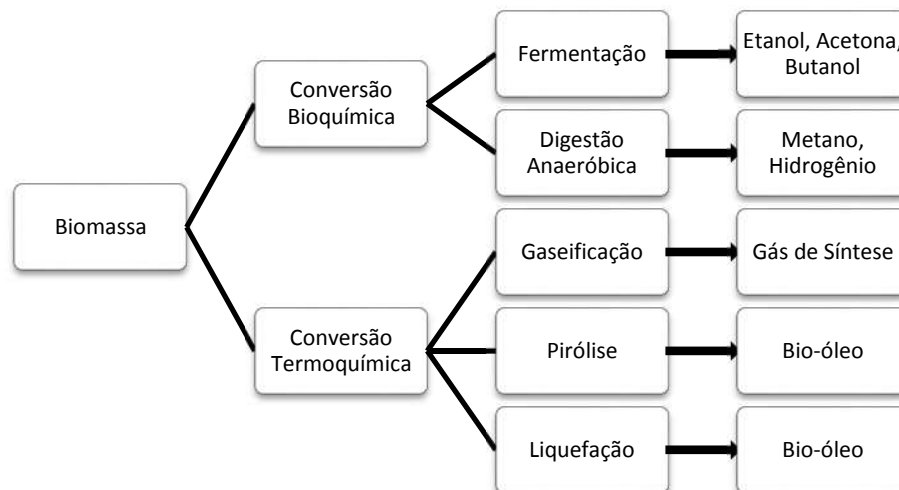


Figura 10 - Opções de processamento primário de biomassa.

Fonte: Tsukahara e Sawayama, 2005 – adaptado pelos autores.

#### 2.3.4. Processamento Primário - Gaseificação da Biomassa

Segundo Kamm *et al.*(2008), a gaseificação é um processo químico no qual materiais carbonáceos são convertidos a uma mistura de gases inflamáveis conhecida como gás de síntese ou *syngas*, consistindo de CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e N<sub>2</sub>, através da oxidação parcial a altas temperaturas (750-850°C) com oxigênio gasoso ou vapor d'água abaixo da proporção estequiométrica. O *syngas* obtido pode ser usado não somente para a geração térmica e de potência, mas também pode ser utilizado como matéria prima na produção de combustíveis líquidos e químicos.

Huber *et al.* (2006) relatam que a gaseificação da biomassa ocorre a uma temperatura menor que a apresentada pela gaseificação de carvão, pois a biomassa é mais reativa. Por outro lado, devido ao conteúdo de potássio, sódio e outros componentes alcalinos na biomassa, podem ocorrer problemas de incrustação e deposição nos equipamentos tradicionais de gaseificação.

A gaseificação se processa em diversos estágios, ocorrendo reações de pirólise, combustão, craqueamento térmico, oxidação parcial, bem como as reações de gaseificação que ajustam a composição química do *syngas*. A pirólise da biomassa, a qual se inicia entre 300°C e 400°C, pode converter mais de 80% p/p da biomassa em gases (incluem CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e CH<sub>4</sub>) e vapores condensáveis (variedade de compostos orgânicos oxigenados e hidrocarbonetos). Esses gases oriundos da pirólise sofrem oxidação total ou parcial, elevando-se a temperatura do meio para aproximadamente 1000°C. A matéria sólida sofre combustão

ao reagir com o oxigênio fornecido, formando monóxido e dióxido de carbono. Duas importantes reações de gaseificação também influenciam no processo: reação de *water-gas shift* e metanação do CO (KAMM *et al.*, 2008). As principais reações que ocorrem no gaseificador estão listadas na Tabela 6.

Tabela 6 - Principais reações da gaseificação.

<b>Pirólise</b>
Biomassa + calor → Coque + Gases + Alcatrão + Condensáveis
<b>Oxidação do Carbono</b>
$C + \frac{1}{2} O_2 \leftrightarrow CO$
$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$
<b>Reações Heterogêneas</b>
$C + CO_2 \leftrightarrow 2 CO$ (Reação de Boudouard)
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ (Reação de gás de água ou reação carbono vapor)
$C + 2 H_2 \leftrightarrow CH_4$ (Reação de formação de metano)
<b>Reações Homogêneas</b>
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ (Reação water-gas shift)
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3 H_2$ (Reação de Metanação)
<b>Craqueamento do alcatrão</b>
Alcatrão + Vapor + Calor ↔ CO + CO <sub>2</sub> + CH <sub>4</sub>
<b>Oxidação Parcial dos produtos da pirólise</b>
$(CO + H_2 + CH_4) + O_2 \leftrightarrow CO_2 + H_2$

Fonte: CENBIO (2002)

A composição final do gás é altamente dependente da quantidade de oxigênio e vapor admitido no reator, bem como o tempo e temperatura de reação. Para tempos de reação suficientemente longos, o equilíbrio é alcançado e os produtos são essencialmente gases leves como CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> (e nitrogênio se ar for utilizado como fonte de oxigênio). A composição química do *syngas* é importante quando este é usado como matéria prima. Dessa forma, Ciferno e Marano (2002) sustentam a utilização da temperatura de 1200°C no gaseificador na tentativa de converter todo o metano.

Os gaseificadores são normalmente classificados de acordo com o método de conter a biomassa e o gás. As três configurações possíveis são ilustradas na Figura 11. Os gaseificadores de leito fixo *updraft* (contra-corrente) são os mais simples consistindo de uma grelha no fundo (região de maior temperatura, aproximadamente 1000°C) onde recebe a alimentação do agente oxidante (geralmente o ar em quantidades insuficientes para a combustão completa), enquanto que a biomassa é alimentada no topo. Esse fluxo em contra-corrente resulta na produção de um gás com grandes quantidades indesejáveis de alcatrão. Nos gaseificadores de leito fixo *downdraft* (co-corrente), o agente oxidante é admitido diretamente numa região conhecida como “garganta”, onde a combustão forma um leito de carvão aquecido. Esse projeto assegura a passagem dos gases condensáveis liberados durante

a pirólise na região de estrangulamento, permitindo que o alcatrão sofra craqueamento térmico. Nos gaseificadores de leito fluidizado, a fluidização garante uma melhor distribuição do calor, diminuindo assim o tempo de residência, tornando possível a utilização em maior escala. As desvantagens incluem a produção moderada de alcatrão e alta de particulados, assim como alto consumo elétrico para mover os sopradores.

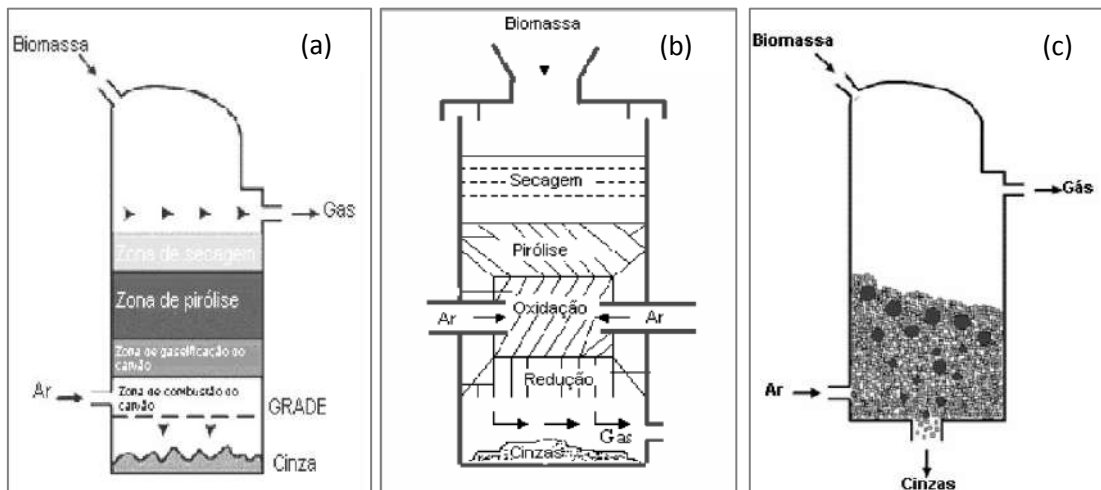


Figura 11 - Esquema de gaseificador (a) Leito fixo e fluxo contra-corrente; (b) Leito fixo e fluxo co-corrente e (c) Leito Fluidizado.

Fonte: CENBIO (2002)

De acordo com Corrêa Neto (2001), os gases combustíveis derivados da biomassa apresentam baixo poder calorífico, entre 5 e 6 MJ/Nm<sup>3</sup>, quando comparados ao de outros combustíveis, como o gás natural, que oscila entre 35 e 40 MJ/Nm<sup>3</sup>, para os quais foram projetados os combustores das turbinas. Assim, o subsequente processamento do gás de síntese a outros produtos químicos deve ser avaliado.

### 2.3.5. Processamento Secundário - Síntese de Amônia

Após o processamento da biomassa, o gás de síntese pode ser sintetizado em combustíveis ou produtos químicos, como ilustrado na Figura 12.

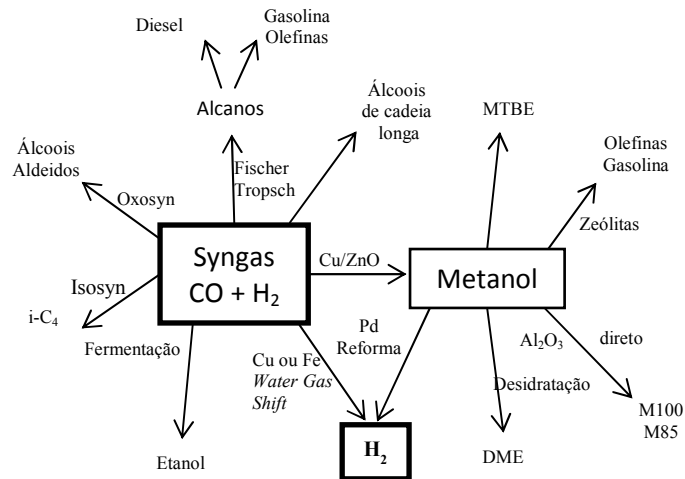


Figura 12 - Produtos químicos e combustíveis obtidos a partir do processamento do Syngas.

Fonte: Huber *et al.*, 2006 – adaptado pelos autores.

Muito embora o hidrogênio seja reconhecido como um combustível promissor, pela geração de energia elétrica limpa via utilização em células combustíveis, atualmente, sua implementação econômica não é viável. Dessa forma, a amônia apresenta algumas vantagens frente ao hidrogênio, quando utilizada como combustível, tais como: menor custo por unidade de energia armazenada, produção simplificada, infraestrutura de manuseio e distribuição existente e melhor viabilidade comercial (ZAMFIRESU e DINCER, 2008).

Segundo IFA (2008), a maior demanda energética industrial é proveniente do combustível e matéria prima usados na manufatura da amônia. Virtualmente, todos os fertilizantes nitrogenados são derivados da amônia, e somente a produção de amônia responde por 87% do consumo energético das indústrias em geral. Na Figura 13, verifica-se a grande aplicabilidade da amônia como precursora na indústria de fertilizantes.

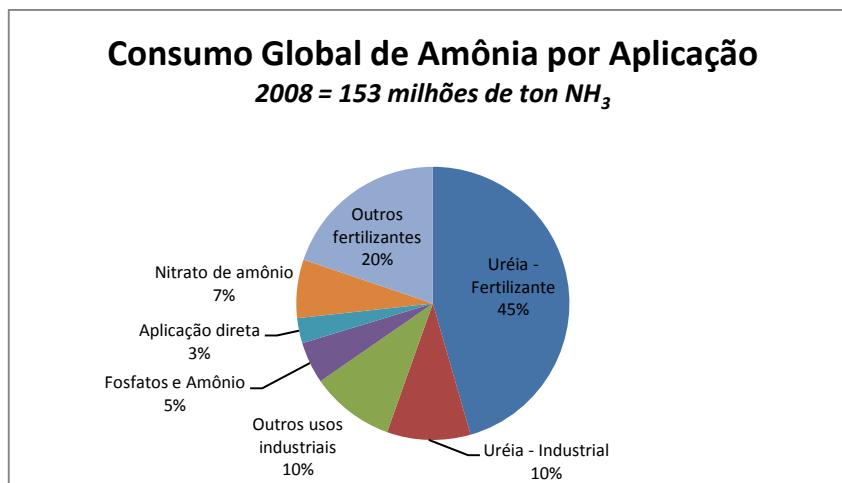


Figura 13 - Consumo Global de Amônia por Aplicação (2008).

Fonte: Chemsystems – adaptado pelos autores.

Neste estudo, analisam-se como alternativa a produção de hidrogênio, via gaseificação da biomassa e *water gas shift* ( $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$ ) do monóxido de carbono residual, e seu subsequente processamento na síntese de amônia. Os reatores de *shift* consistem de três reatores adiabáticos, dispostos em série, que objetivam o aumento da produtividade de  $\text{H}_2$  e eliminação de grande parte do  $\text{CO}$ , o qual envenena o catalisador da síntese de amônia (ALCÂNTARA, 2006). Nos conversores de *shift* ocorre um processo catalítico exotérmico, operando com catalisadores e temperaturas diferentes. São constituídos por dois sistemas de conversão (alta e baixa temperatura).

A corrente gasosa oriunda da gaseificação passa por trocadores de calor e compressores e segue para o Conversor de  $\text{CO}$  de Alta Temperatura (HTS, *High Temperature Shift*) com uma temperatura na faixa de  $340^\circ\text{C}$  e  $370^\circ\text{C}$ , passando através de um leito de óxido de ferro contendo óxido de cromo, com redução da quantidade de  $\text{CO}$  para 2 a 4% molar, limitado pelo equilíbrio da reação de substituição na temperatura real da operação (ALCÂNTARA, 2006). À medida que a reação *water gas shift* vai ocorrendo, a temperatura no leito do HTS vai aumentando e a concentração de  $\text{CO}$  reduz-se até o ponto de equilíbrio. Na saída do HTS, a corrente encontra-se com temperatura na faixa de  $400$  a  $440^\circ\text{C}$ . Assim, antes de seguir para o Conversor de Baixa Temperatura (LTS, *Low Temperature Shift*), é necessário o resfriamento para redução da temperatura ( $205^\circ\text{C}$ ) visando à obtenção de um percentual maior de remoção de  $\text{CO}$ , sendo esta também limitada pelo equilíbrio da reação sob novas condições. A Figura 14 mostra a variação típica de  $\text{CO}$  nos leitos catalíticos de HTS e LTS.

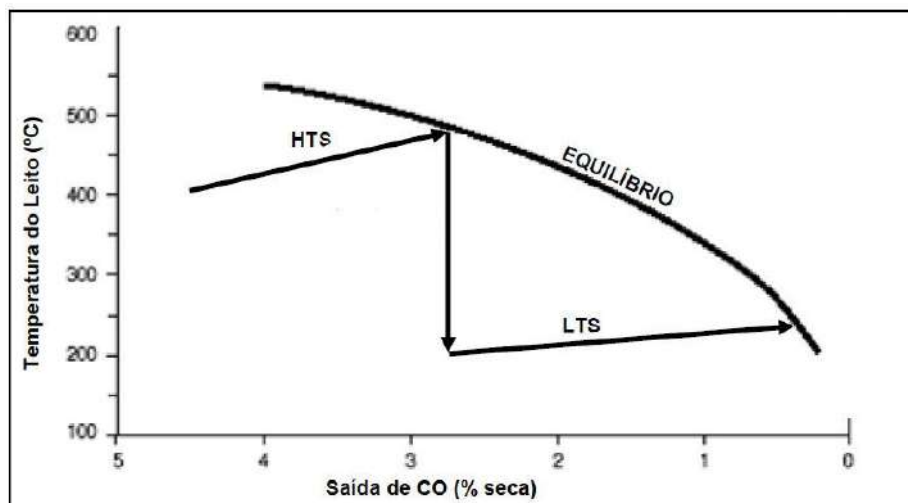


Figura 14 - Variação Típica de CO nos conversores de Shift.

Fonte: Alcântara (2006)

O efluente do LTS contém cerca de 18% de  $\text{CO}_2$ , que pode ser removido por absorção química com aminas e destinado para a alimentação do fotobiorreator. Os gases oriundos da absorvedora apresentam quantidades pequenas, mas altamente prejudiciais de CO (0,3%) e  $\text{CO}_2$  (0,2%) ao catalisador da síntese de amônia. Assim é necessária a remoção pela reação de metanação ( $\text{CO (g)} + 4\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{H}_2(\text{g})$ ). A etapa de metanação compreende um reator de leito fixo, onde se converte o monóxido de carbono residual a metano, que permanece na corrente como inerte.

No processo Haber-Bosch, hidrogênio reage com nitrogênio proveniente do ar a alta pressão gerando amônia num catalisador sem penalidade energética. A Figura 15 ilustra os passos teóricos, descritos por Sarkar *et al.* (2011) para a síntese de amônia a partir da biomassa.

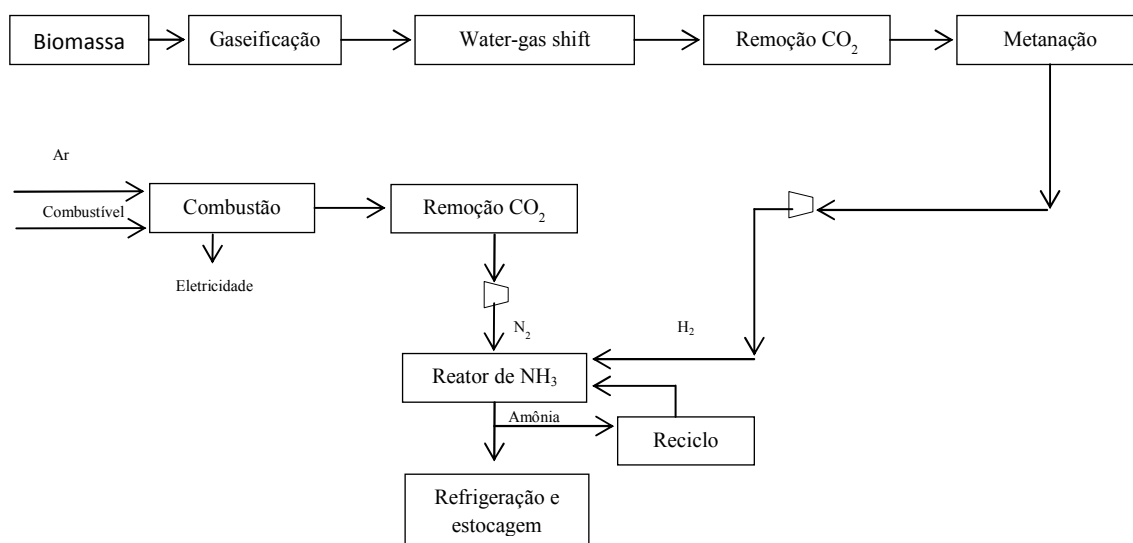
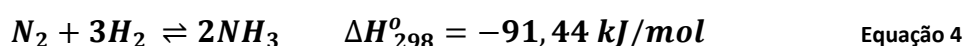


Figura 15 - Diagrama de blocos simplificado da produção de amônia a partir de biomassa gaseificada.

Fonte: Sarkar et al. (2011) – adaptado pelos autores.

À corrente de hidrogênio obtida pela reação de deslocamento utilizando gás de síntese proveniente da gaseificação da biomassa, é adicionada uma corrente de nitrogênio advinda da coluna de absorção de CO<sub>2</sub>, reagindo a alta pressão (8-20 MPa) e temperatura (350-480 °C) na presença de catalisador no reator de síntese da amônia. Segundo Sarkar *et al.* (2011), a taxa de conversão por passe da síntese da amônia é entre 25-35%. Assim, H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> não reagidos são reciclados de volta ao reator de síntese.

Na síntese da amônia tem-se a seguinte reação:



Dessa forma, para sintetizar amônia precisa-se de uma razão molar H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> de aproximadamente três e de um farto controle de temperatura, devido à exotermicidade. Nos reatores comerciais, têm-se duas alternativas para a remoção do calor liberado na reação: a alimentação de gás frio a diferentes alturas no reator de resfriamento, ou a utilização de trocadores de calor entre os leitos de catalisador.

Segundo Walas (2010), a síntese da amônia ocorre em reator de leito catalítico. Neste trabalho, com intuito de simular os leitos, mais de um reator PFR foi utilizado, para assim simular a injeção de corrente “fria” de hidrogênio entre os leitos de catalisador.

### 3. PREMISSAS PARA O DESENVOLVIMENTO DO ESTUDO – Síntese de Fluxograma de Processos e Dimensionamento de Equipamentos

Este Capítulo descreve os aspectos relevantes que nortearam as tomadas de decisão na síntese dos fluxogramas de processos simulados, dimensionamento de equipamentos e análise econômica.

#### 3.1. Dados de entrada do Processo

Tabela 7 - Dados de entrada do Processo.

Dados das Correntes	Valor	Referência
<b>Combustão</b>		
Vazão de gás natural a ser processada	108 ton/h (6336 Kgmol/h)	-
Composição molar típica do gás natural	93,4% de CH <sub>4</sub> 2,23% de N <sub>2</sub> 3,6% de C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> 0,61% de C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	CROOKES (2004)
Temperatura na corrente de entrada do gás natural	205°C	BOLLAND E UNDRUM (2003)
Pressão na corrente de entrada do ar	33bar	ERIK OI (2007)
Tipo de Vaso	Conversion Reactor	
Tempo de residência	2s	WALAS (2010)
Temperatura de Combustão	1500°C	ERIK OI (2007)
<b>Absorção Química do CO<sub>2</sub></b>		
Concentração Mássica de MEA	30% m/m	ERIK OI (2007)
Pressão da coluna absorvedora e regeneradora	2bar	ERIK OI (2007)
Temperatura da corrente de solvente rica em CO <sub>2</sub>	40°C	OLAJIRE (2010)
Temperatura da corrente de solvente pobre em CO <sub>2</sub>	120°C	OLAJIRE (2010)
<b>Fotossíntese</b>		
Composição da <i>Isochrysis Galbana</i> (mistura típica)	45,33% proteína típica, 37.59% lipídio e 17.07% carboidrato	Laboratório H2CIN da Escola de Química
Concentração de biomassa na entrada do FBR	4% p/p	LANDON (2009)
Fonte de Nitrogênio	Ureia	FIDALGO (1998)
<b>Gaseificação</b>		
Pressão	1bar	SULC (2012)
Temperatura de entrada da corrente de biomassa	30°C	SULC (2012)
Temperatura de saída do gaseificador	700°C	SULC (2012)
Tipo de Vaso	Reator de Gibbs	
<b>Produção de Hidrogênio</b>		
Pressão nos reatores de Shift	40bar	WALAS (2010)
Temperatura do HTS	350°C	WALAS (2010)
Temperatura do LTS	205°C	WALAS (2010)
Tipo de Vaso (HTS, LTS e Metanadora)	Equilibrium Reactor	
<b>Síntese da Amônia</b>		
Pressão de entrada no reator	160bar	WALAS (2010)
Tipo de vaso	PFR	ROQUE (2008)
Temperatura da amônia produzida	-20°C	(para condensação a 160 bar)

Fonte: confeccionado pelos autores.



### **3.2.Procedimentos de Simulação**

- Modelo termodinâmico Peng-Robinson para todos os equipamentos exceto nos processos com correntes de aminas;
- Pacote de Aminas do UNISIM Design;

### **3.3. Premissas para o Dimensionamento dos Equipamentos**

O dimensionamento foi realizado com o auxílio de uma planilha Excel desenvolvida no Laboratório H2CIN da Escola de Química. Esta planilha importa os valores dos parâmetros necessários ao dimensionamento de cada equipamento da simulação feita no UNISIM Design.

Para todos os processos foram estabelecidas as seguintes considerações (regras heurísticas) no dimensionamento dos equipamentos:

#### **Trocadores de Calor:**

No lado do casco escoo o fluido mais viscoso, para aumentar o valor do coeficiente global de transferência de calor (U), fluido com menor vazão e fluidos que sofrem condensação ou vaporização (CAMPBELL, 2001).

No lado dos tubos, escoo o fluido com correntes tóxicas ou letais, para minimizar problemas de vazamento, fluidos corrosivos, fluidos que tendem a causar incrustações, fluidos com altas temperaturas, fluidos de alta pressão e fluidos para os quais a queda de pressão é mais crítica (CAMPBELL, 2001).

Como fluido frio, utilizou-se água entrando a 25°C e saindo a 40°C e a perda de carga considerada nos trocadores foi 0,5 bar (WALAS, 2010). Os valores de coeficiente global de transferência de calor atribuídos para uma dada pressão estão expressos na Tabela 8.

Tabela 8 - Coeficiente Global de Transferência de Calor de acordo com a pressão máxima de operação da corrente gasosa.

Trocadores de Calor Casco-e-tubos	
Serviço	Coeficiente médio (kW/(m <sup>2</sup> K))
<b>Resfriadores a água</b>	
Gás (até 3,5 MPa)	0,2425
Gás (3,5 - 7,0MPa)	0,37
Gás (até 3,5 MPa)	0,5125
MEA	0,795
<b>Geral</b>	
Gás-Gás (até 3,5 Mpa)	0,34
Gás-Gás (até 70 Mpa)	0,3675

Fonte: Walas, 2010.

Para o cálculo da área de transferência de calor, foram utilizadas as seguintes equações que caracterizam um trocador casco e tubo com escoamento dos fluidos em contra corrente em passe único.

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ln} \quad \text{Equação 5}$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{Equação 6}$$

$$\Delta T_1 = T_{qe} - T_{fs} \quad \text{Equação 7}$$

$$\Delta T_2 = T_{qs} - T_{fe} \quad \text{Equação 8}$$

Fonte: Incropera, 2008.

onde:

Q – taxa de transferência de calor;

U – Coeficiente global de transferência de calor;

A – área de transferência de calor;

$\Delta T_{ln}$  – média logarítmica das diferenças de temperaturas em cada extremidade de entrada e saída do trocador de calor;

$T_{qe}$  – temperatura quente de entrada;

$T_{qs}$  – temperatura quente de saída;

$T_{fe}$  – temperatura fria de entrada;

$T_{fs}$  – temperatura fria de saída.

### **Colunas de Absorção e Esgotamento:**

Colunas recheadas com recheio do tipo C-Ring Steel (IMTP) de 1 in (25,4 mm), cujo fator de empacotamento é 10 (CAMPBELL, 2001), conforme ilustrado na Tabela 9;

Tabela 9 - Fatores de empacotamento de acordo com o tipo de recheio e seus tamanhos.

TIPO DE RECHEIO	MATERIAL	TAMANHO (dp)	FATOR DE EMPACOTAMENTO (F)
C - Ring Steel	Aço Inox	N°.1	40
		N°.2	22
		N°.3	14
		N°.4	10

Fonte: Campbell, 2001 – adaptado pelos autores.

Como altura equivalente de pratos teóricos (HETP – “Height of Equivalent Theoretical Plate”), utilizou-se 1,83m para a coluna de absorção e 0,46m na coluna regeneradora, como é recomendado na Tabela 10.

Tabela 10 - Valores para HETP de acordo com o tamanho do recheio.

Tipo de Coluna	Tamanho do Recheio (in)	(mm)	HETP (m)
Destilação	1	25,4	0,46
	1,5	38,1	0,67
	2	50,8	0,91
Destilação a vácuo	1	25,4	0,67
	1,5	38,1	0,82
	2	50,8	1,06
Absorção/Esgotamento	All sizes	All sizes	1,83

Fonte: Campbell, 2001 – adaptado pelos autores.

Para obtenção da altura total da coluna, considera-se uma distância de 1,25m entre o topo do recheio e o topo da coluna e o fundo do recheio e o fundo da coluna. Dessa forma, adiciona-se 2,5m ao valor da altura do recheio;

Para o diâmetro da coluna, utiliza-se o gráfico da Figura 16 que fornece correlações baseadas em densidades, vazões e viscosidades das correntes de líquido e de vapor da coluna. Calcula-se o diâmetro do fundo e do topo da coluna e considera-se como o diâmetro da coluna o maior entre eles;

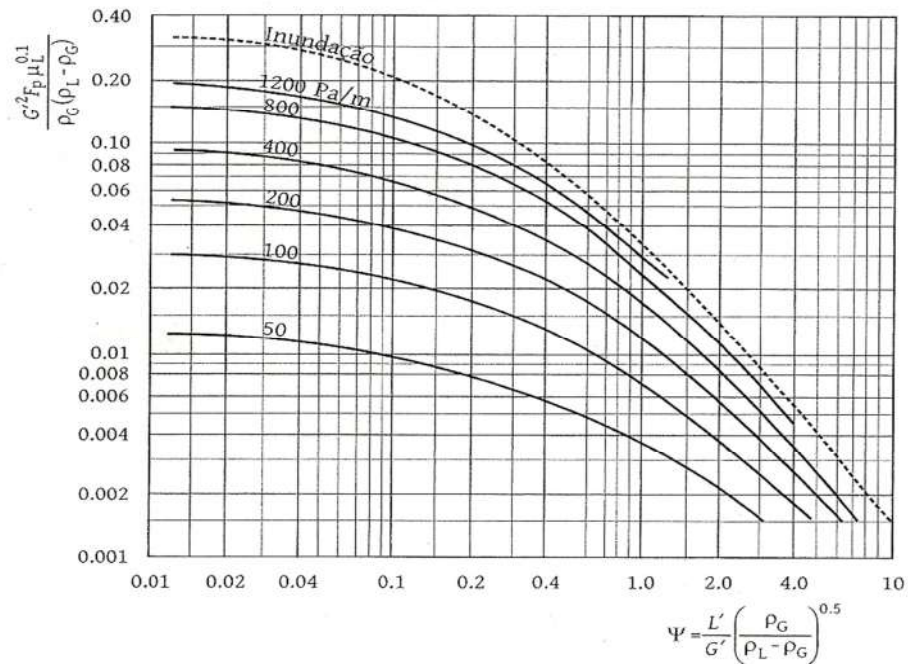


Figura 16 - Correlação de inundação para colunas.

Fonte: Campbell, 2001.

Estabeleceu-se 4m como diâmetro máximo das colunas, sendo que para as colunas dimensionadas que apresentaram diâmetro maior que 4 metros, optou-se por dividir suas vazões de líquido e vapor por um número de colunas que operam em paralelo com diâmetro igual a quatro, apresentando a mesma separação, ou seja, os mesmos perfis de temperatura, pressão, densidade e viscosidade;

### **Compressores, seus “Drives”, Bombas e Vasos de Separação:**

Os compressores utilizados foram do tipo centrífugo com motor elétrico, com máxima razão de compressão em cada compressor de 3,5 (8 para ciclos de refrigeração) e temperatura máxima de operação de 220°C (WALLAS, 2010). As bombas utilizadas foram do tipo centrífuga. Para os vasos utilizou-se atolamento de 80% do volume total e razão altura/diâmetro igual a 5. Os demais dados e correlações implementadas foram provenientes da planilha de dimensionamento do Laboratório H2CIN.

### 3.4. Simulação de Captura de CO<sub>2</sub> dos gases de exaustão de Termelétrica e posterior processamento

Adota-se o processamento de 108 ton/h (6336 Kgmol/h) de gás natural, consistindo das seguintes etapas:

- a) Compressão do gás natural e da corrente de ar atmosférico;
- b) Combustão no ciclo combinado;
- c) Condensação da água dos gases de exaustão;
- d) Captura do CO<sub>2</sub> por solução de amina (MEA) a pressão de 2bar;
- e) Alimentação do fotobiorreator com a corrente concentrada de CO<sub>2</sub>;
- f) Produção de biomassa no fotobiorreator;
- g) Gaseificação da biomassa;
- h) Resfriamento e compressão do gás de síntese;
- i) Conversão do CO a hidrogênio via *Water-gas-shift*;
- j) Eliminação dos resíduos de CO e CO<sub>2</sub> via metanação;
- k) Síntese de amônia.

Neste trabalho, utilizou-se o software de simulação de processos UNISIM Design (Honeywell), o qual dispõe de extenso banco de dados de componentes, contando com as propriedades termodinâmicas necessárias aos balanços de massa e energia.

Para facilitar a visualização, a Figura 18 apresenta o fluxograma gerado para o processamento descrito acima sem integração energética. A Figura 17 contempla o fluxograma com as devidas integrações energéticas entre as correntes, sendo este o fluxograma simulado.

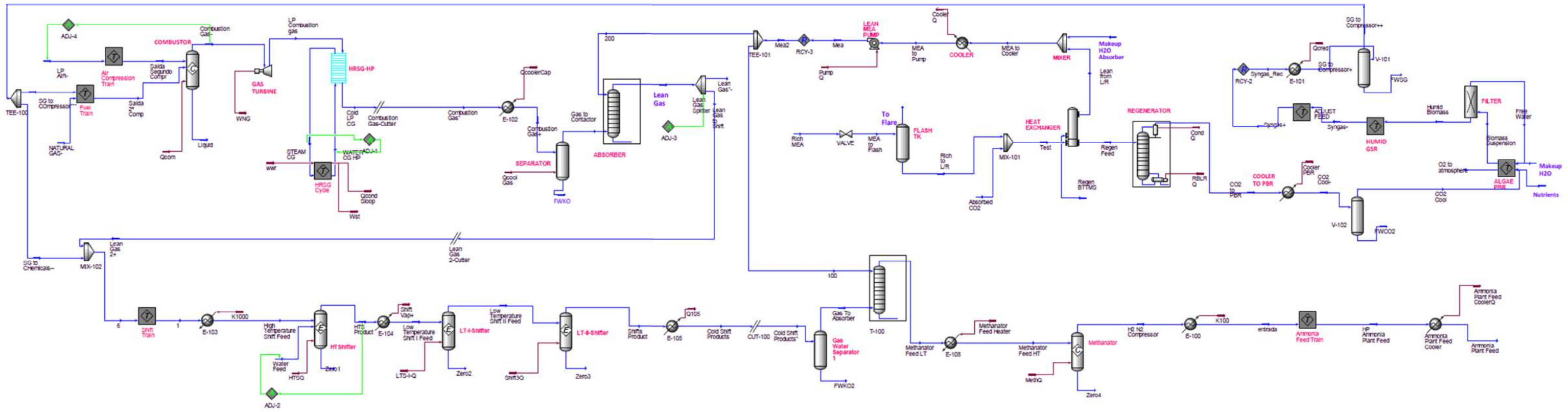


Figura 18 - Fluxograma do Processo sem Integração Energética das correntes.

Fonte: confeccionado pelos autores.

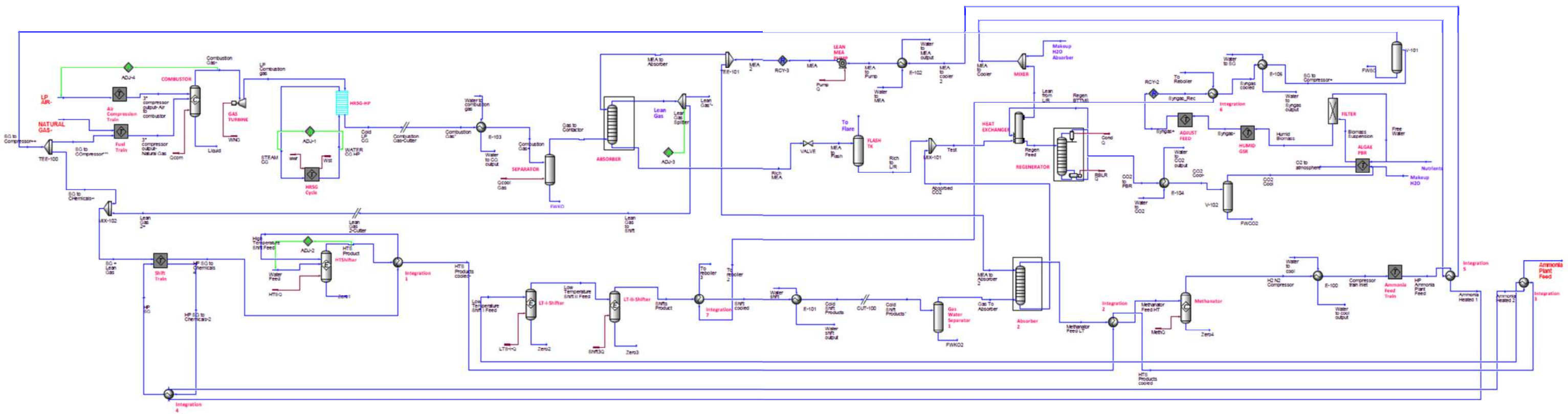


Figura 17 - Fluxograma do Processo com Integração Energética das correntes.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.4.1. Compressão do Gás Natural e Ar Atmosférico e Combustão no Ciclo Combinado

O ar a pressão e temperatura atmosférica é utilizado como fonte do elemento oxidante e passa por um ciclo de compressão, com aumento de sua temperatura e entalpia, como consequência. Devido às restrições de razão de compressão, projetou-se um trem de compressão composto por três estágios, sendo cada estágio constituído por um compressor centrífugo, um trocador de calor para resfriamento da corrente e um vaso separador (vaso *knock-out*) para a remoção da fase condensada, tanto para a corrente de gás natural, quanto para corrente de ar. A temperatura do ar após a saída de cada compressor varia usualmente na faixa de 200°C. Posteriormente, o ar é enviado para uma câmara de combustão, onde é misturado com o gás natural combustível comprimido, possibilitando a queima e aquecimento.

Conforme ilustrado na Figura 19, os gases provenientes da combustão, a alta temperatura (até 1500°C) e pressão (32,5 bar), se expandem ao passarem pela turbina (ERICK OI, 2007). À medida que o fluido exerce trabalho sobre as palhetas, reduzem-se a pressão e a temperatura dos gases, gerando potência mecânica. Após a passagem pela turbina a gás, os gases liberados ainda possuem grande disponibilidade energética, com temperaturas próximas a 890°C (BOLLAND E UNDRUM, 2003). Este potencial é aproveitado em um segundo ciclo (a vapor), onde se aproveitam estes gases para aquecer a água em uma caldeira de recuperação (HRSG) que abastecerá com vapor a turbina a vapor, formando um ciclo combinado, de eficiência térmica superior a de um ciclo simples, conforme visualizado na Figura 20.

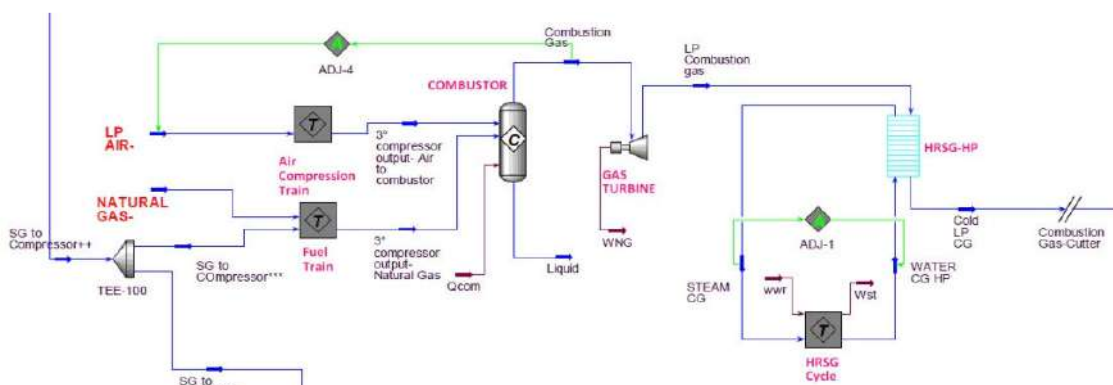


Figura 19 - Combustão do Gás Natural.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Turbinas a gás específicas para atuar em um ciclo combinado são projetadas para maximizar a eficiência térmica. Logo, a redução da temperatura dos gases de escape não é o ponto mais crítico em termos de eficiência, já que os gases da turbina ainda são usados para gerar potência.

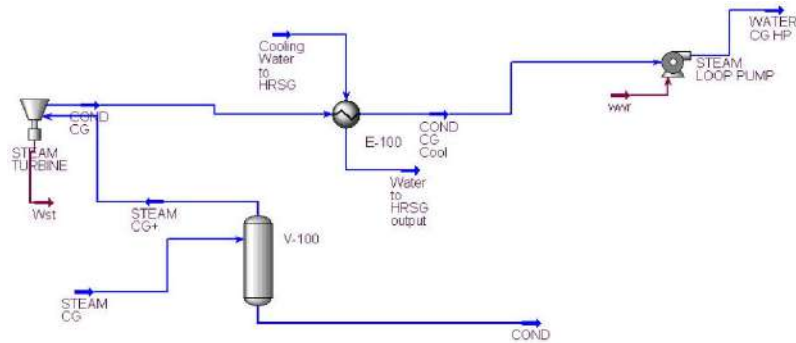


Figura 20 - Ciclo Combinado.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.4.2. Desidratação dos Gases de Exaustão e Captura de CO<sub>2</sub> por Absorção com solução de Amina (MEA)

Os gases resfriados passam por trocador de calor, tendo a temperatura reduzida para 40 °C, e entram em um separador com pressão de 2 bar, onde 56% da água é retirada da corrente de entrada, concentrando o CO<sub>2</sub> na corrente de saída.

O CO<sub>2</sub> presente no gás proveniente da queima do combustível (que representa aproximadamente 10% molar da corrente) é capturado em uma coluna de absorção que utiliza solução aquosa com 30% m/m de Monoetanolamina (MEA), separando-o dos outros componentes da corrente, basicamente nitrogênio (Figura 21). Parte desta corrente rica em nitrogênio seguirá para o trem de compressão do SHIFT, para alcançar a pressão de 38,2 bar e posterior utilização na unidade de síntese de amônia e outra parte será ventada.

O gás resfriado (40°C) é alimentado na parte inferior da coluna de absorção e o solvente químico (MEA) na parte superior da coluna, de modo a criar um sistema de contato em contracorrente. A válvula de nível controla o nível de líquido na coluna. O gás tratado flui pela parte superior da absorvedora.

A mistura purificada é aquecida até 120°C em um trocador de calor de integração e passa por um regenerador, que utiliza refluxo total para a recuperação do CO<sub>2</sub>. O produto de





### 3.4.3. Alimentação do Fotobiorreator com a corrente de CO<sub>2</sub>

A corrente concentrada de CO<sub>2</sub> passa por um trocador de calor tendo sua temperatura reduzida para 30°C, sendo alimentada ao fotobiorreator, juntamente com uma corrente de nutrientes (ureia) e água possibilitando a ocorrência da fotossíntese (Figura 23). Como produtos, tem-se uma corrente de oxigênio que é liberada para a atmosfera e uma suspensão de biomassa.

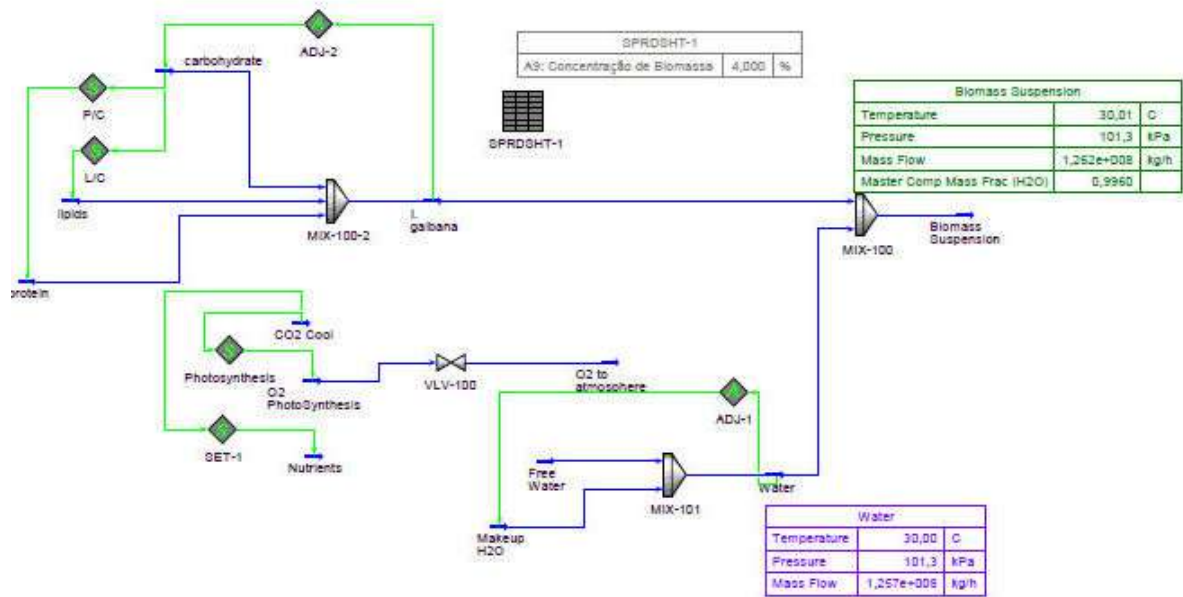


Figura 23 - Fotobiorreator.

Fonte: confeccionado pelos autores.

A suspensão de biomassa segue para um filtro para remoção de 99% da água que é recuperada e reutilizada na alimentação dos fotobiorreatores (Figura 24).

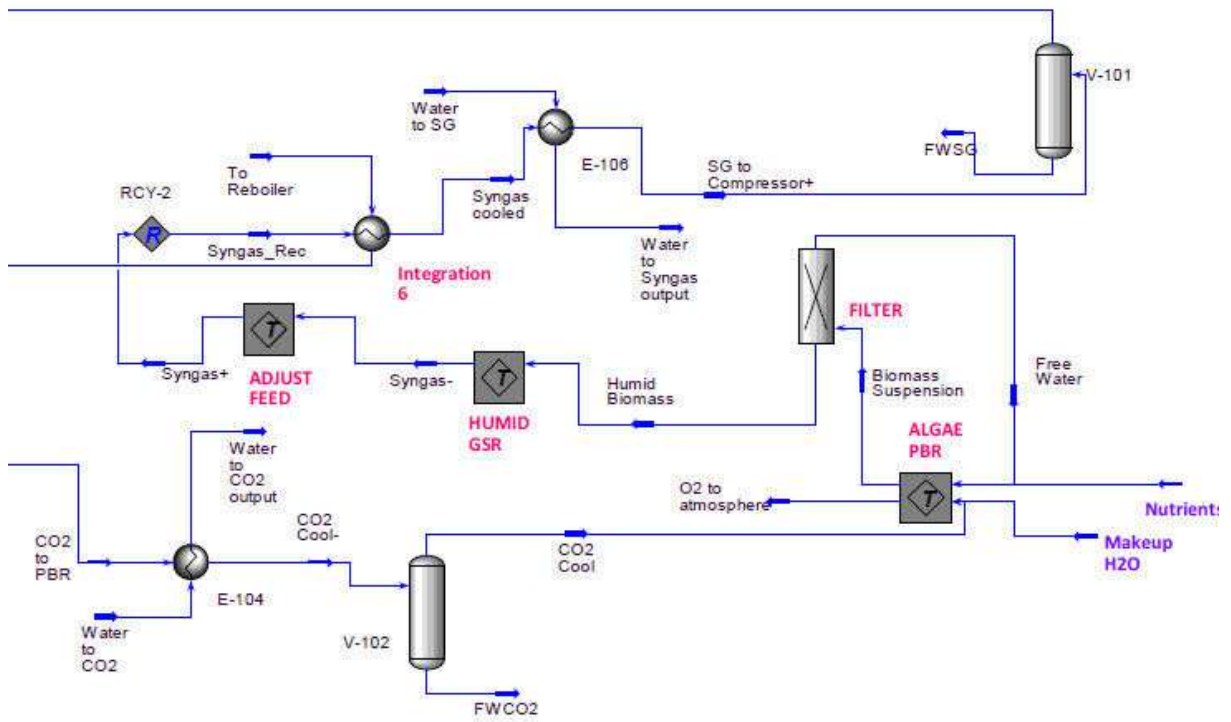


Figura 24 - Fotobiorreator, Filtro e Gaseificador.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.4.4. Gaseificação da Biomassa

Na etapa de gaseificação, a biomassa úmida é alimentada no gaseificador, operando a 700°C (Figura 25). Desta etapa, é produzido gás de síntese, composto por hidrogênio e monóxido de carbono. A temperatura de operação foi otimizada em temperatura para a produção de hidrogênio, conforme apresentado na

Figura 26.

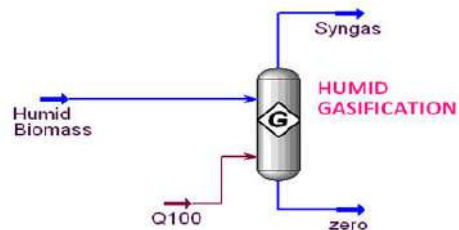


Figura 25 - Gaseificador.

Fonte: confeccionado pelos autores.

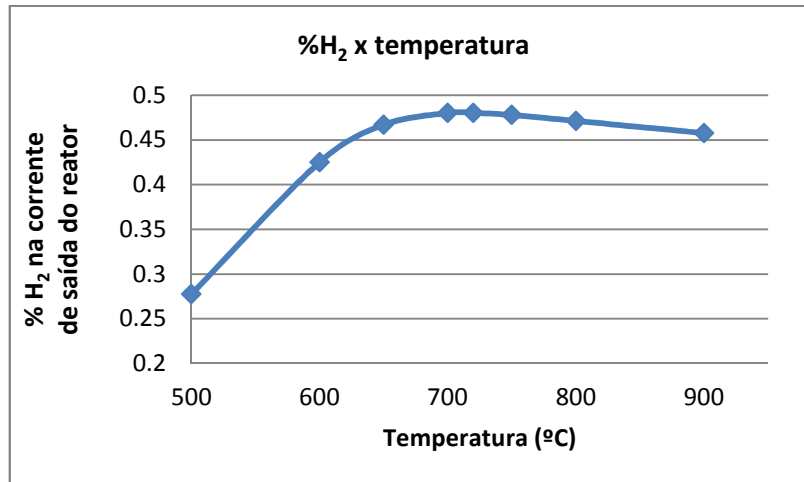


Figura 26 - Otimização da temperatura do reator de gaseificação da biomassa.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.4.5. Etapas de purificação da corrente

Como a existência de CO e CO<sub>2</sub> envenenam o catalisador da síntese de amônia (ALCÂNTARA, 2006), faz-se necessária a purificação da corrente que será direcionada a planta de amônia. Os processos de purificação consistem em três estágios de *shift* (para conversão de CO a hidrogênio) e absorção em MEA (para remoção do CO<sub>2</sub>), seguida de metanação (conversão do CO residual a metano).

O gás de síntese é resfriado até 40°C, passa por um vaso separador para remoção de água e segue para a etapa de compressão com 4 estágios para elevação da pressão de 0,5 bar para 40 bar. A conversão de *shift* consiste na conversão de CO a hidrogênio através da reação de deslocamento gás-água, sendo conduzida em duas etapas. Para *shift* de alta temperatura (HTS) a corrente previamente comprimida é aquecida até 350°C (Figura 27) e para o LTS é resfriada até 205°C (Figura 28).

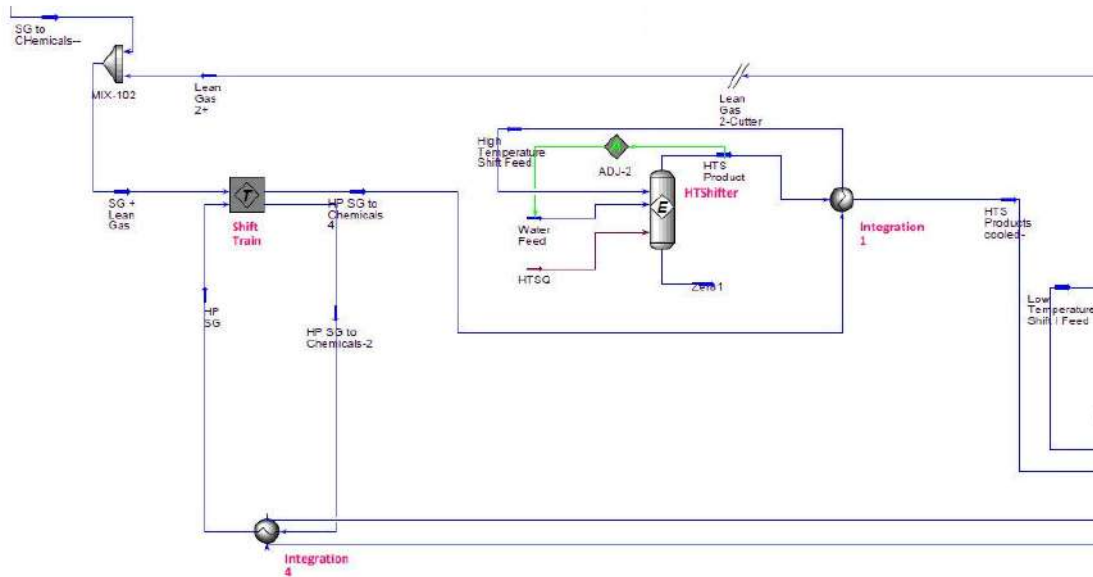


Figura 27 - Resfriamento, compressão e Conversor de HTS.

Fonte: confeccionado pelos autores.

A corrente resultante é então resfriada até 40°C, passa por um vaso separador para remoção de água e segue para uma coluna absorvedora para remoção do CO<sub>2</sub>, que volta ao processo através da coluna de regeneração. A corrente purificada é aquecida até 260°C para a etapa de metanação, onde ocorre a conversão do CO e CO<sub>2</sub> residual a CH<sub>4</sub> (Figura 29).

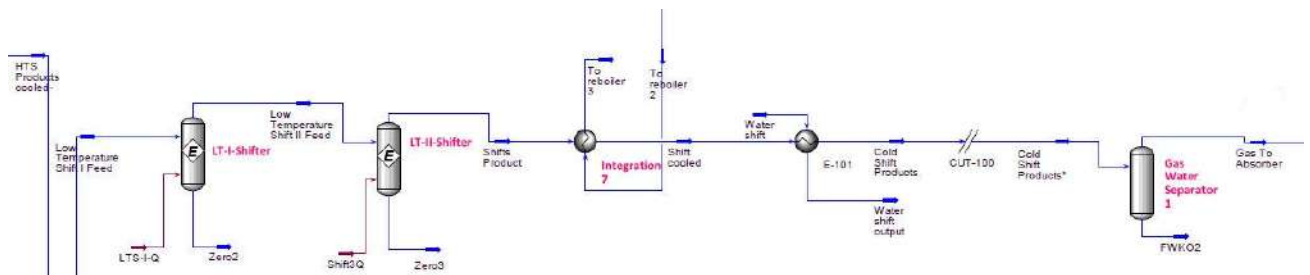


Figura 28 - Conversores de LTS.

Fonte: confeccionado pelos autores.

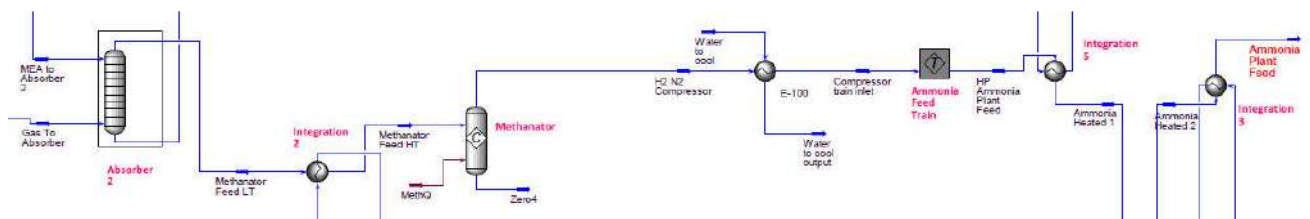


Figura 29 - Absorvedora, Metanadora, Trem de compressão da alimentação da Amônia.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.4.6. Síntese da Amônia

Para a síntese da amônia, é necessário que a corrente de hidrogênio e nitrogênio passe por um trem de compressão para elevação da pressão de 30 para 160 bar (Figura 30).

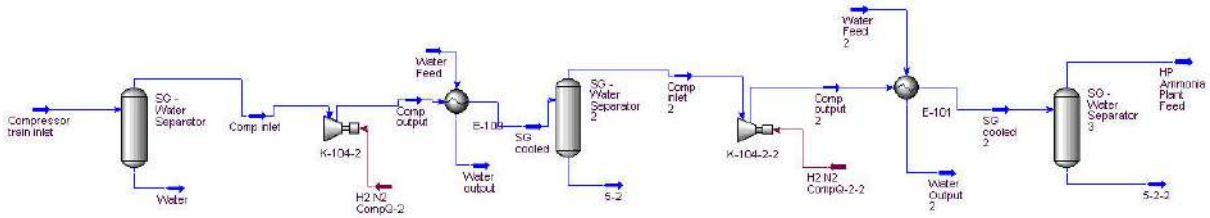


Figura 30 - Trem de compressão da corrente de Alimentação da Planta de Amônia.

Fonte: confeccionado pelos autores.

A corrente é aquecida a 270°C por um trocador de integração e segue para o reator tubular, onde ocorre uma conversão da ordem de 10% por passe. Dessa forma, faz-se necessária a passagem por mais um reator, além do reciclo de H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> não reagidos de volta ao reator de síntese. Na saída do 2º reator, a corrente se encontra a 450°C e 160bar. A corrente de amônia produzida é resfriada a -20°C para sua condensação e separação dos gases residuais (H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> e inertes), os quais são reciclados para o reator (Figura 31).

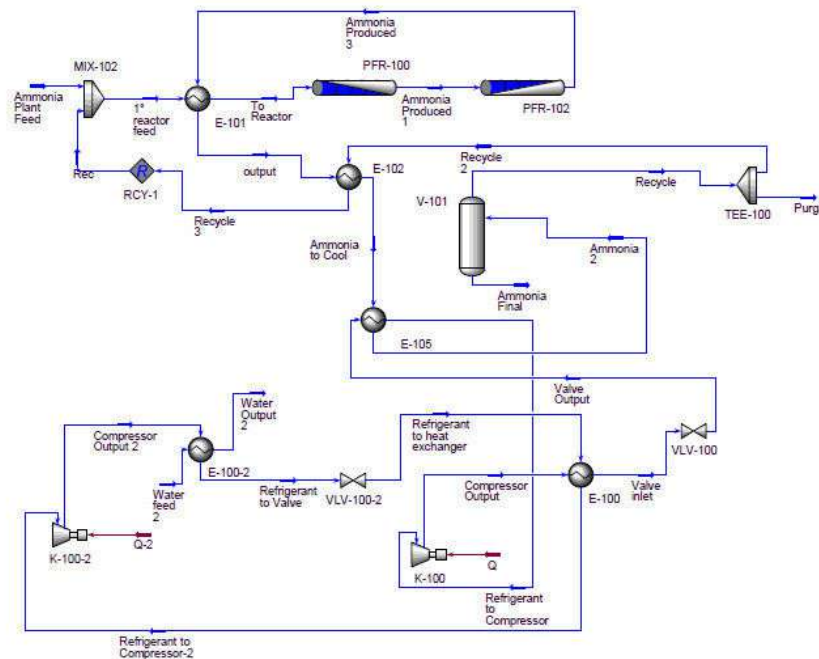


Figura 31 - Unidade de Síntese de Amônia.

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.5. Integração Energética

Com o intuito de minimizar os custos de água de resfriamento e vapor, foi realizada integração energética das correntes do processo, utilizando dessa forma a disponibilidade energética dos fluidos quentes e frios da planta. Os trocadores de calor utilizados são do tipo casco-e-tubo em contracorrente. Para a construção da rede de trocadores de calor, foi usado o método Heurístico descrito por Perlingeiro (2005), sendo duas regras consideradas. Na primeira, proposta por Rudd, Powers e Siirola (RPS), é necessário escolher as correntes quente e fria com a maior temperatura de entrada, ou, ainda, selecionar as correntes quente e fria com a menor temperatura de entrada. Já na segunda regra, de Ponton & Donaldson (PD), deve-se selecionar a corrente quente com a maior temperatura de entrada e a fria com a maior temperatura de saída. Outra regra fundamental para a integração, neste caso, é a definição da diferença entre as temperaturas de *approach*, ou seja, a subtração entre a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio. As diferenças de temperatura de *approach* devem ser de, no mínimo, 10°C. A menor carga térmica entre as correntes consideradas limita a troca. Para os processos analisados neste trabalho, os melhores resultados foram alcançados utilizando o método PD.

### 3.6. Dimensionamento dos Equipamentos

A partir das premissas listadas no item 3.3, dimensionou-se os equipamentos utilizados e os resultados obtidos são listados nas Tabelas 11 a 21.

Tabela 11 - Resultado do Dimensionamento para Compressores.

Compressor	Potência (kW) para os reciclos				
	0%	25%	50%	75%	100%
C-101	137000	235000	279000	301000	22900
C-102	124000	212000	252000	273000	20800
C-103	140000	240000	285000	308000	23500
C-104	12700	49800	66400	74800	20600
C-105	11800	45200	59900	67400	19300
C-106	11200	51000	72800	83900	13400
C-107	498000	126000	61500	23600	-
C-108	534000	136000	66400	21200	-
C-109	443000	113000	55000	25600	-
C-110	488000	124000	60600	23400	-
C-111	274000	70000	34800	13400	-
C-112	279000	71400	35600	13700	-
C-113	988000	270000	134000	52100	-
C-114	820000	224000	111000	43200	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 12 - Resultado do Dimensionamento para Motores.

Motores	Potência (kW) para os reciclos				
	0%	25%	50%	75%	100%
D-101	137028	234539	278591	300969	22935
D-102	124126	212469	252376	272648	20777
D-103	140216	239995	285073	307971	23469
D-104	12670	49802	66403	74830	20636
D-105	11819	45193	59945	67437	19276
D-106	11192	50986	72801	83922	13399
D-107	498043	126466	61495	23647	-
D-108	534275	136210	66363	21193	-
D-109	442509	112814	54964	25588	-
D-110	487728	124412	60577	23351	-
D-111	273832	69968	34848	13386	-
D-112	279460	71406	35568	13663	-
D-113	988220	270368	133971	52054	-
D-114	820238	224410	111198	43206	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 13 - Resultado do Dimensionamento para Bombas.

Bomba (com motor)	Pressão de descarga (barg)	Potência (kW) para os reciclos				
		0%	25%	50%	75%	0%
P-101	30	48700	21000	21000	21000	11300
P-102	100	18500	32300	39700	44900	6470

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 14 - Resultados do Dimensionamento para Colunas.

Reciclo	Coluna	Qtde	Altura Recheio (m)	Altura Torre (m)	Diâmetro (m)
0%	Absorvedora (2bar)	17	31.1	35.8	4.0
	Regeneradora (2bar)	35	8.3	9.5	4.0
	Absorvedora (32bar)	5	53.0	61.0	3.7
25%	Absorvedora (2bar)	30	31.1	35.8	4.0
	Regeneradora (2bar)	9	8.3	9.5	3.9
	Absorvedora (32bar)	2	53.0	61.0	3.0
50%	Absorvedora (2bar)	36	31.1	35.8	4.0
	Regeneradora (2bar)	6	8.3	9.5	4.0
	Absorvedora (32bar)	1	53.0	61.0	3.0
75%	Absorvedora (2bar)	38	31.1	35.8	4.0
	Regeneradora (2bar)	7	8.3	9.5	4.0
	Absorvedora (32bar)	1	53.0	61.0	1.8
100%	Absorvedora (2bar)	3	31.1	35.8	4.0
	Regeneradora (2bar)	1	8.3	9.5	3.0

Fonte: confeccionado pelos autores.



Tabela 15 - Resultados do Dimensionamento para Turbinas.

Turbina	Potência (kW) para os reciclos				
	0%	25%	50%	75%	100%
J-101	703000	1270000	1520000	1650000	185000
J-102	58700	103000	126000	143000	20600

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 16 - Resultados do Dimensionamento dos Vasos.

Vaso	0%		25%		50%		75%		100%	
	Altura(m)	Diâmetro (m)	Altura(m)	Diâmetro (m)	Altura(m)	Diâmetro (m)	Altura(m)	Diâmetro (m)	Altura(m)	Diâmetro (m)
V-101	6.1	1.2	7.4	1.5	7.9	1.6	8.1	1.6	3.7	0.7
V-102	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6
V-103	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6
V-104	13.9	2.8	9.7	1.9	8.7	1.7	8.0	1.6	3.6	0.7
V-105	6.5	1.3	4.5	0.9	4.1	0.8	3.7	0.7	3.2	0.6
V-106	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	4.4	0.9
V-107	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6
V-108	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6
V-109	3.8	0.8	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6
V-110	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-111	16.9	3.4	11.8	2.4	10.5	2.1	9.6	1.9	-	-
V-112	3.2	0.6	4.3	0.8	4.8	1.0	5.0	1.0	-	-
V-113	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-114	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-115	11.4	2.3	7.2	1.4	5.7	1.1	4.1	0.8	-	-
V-116	7.6	1.5	4.8	1.0	3.8	0.8	3.2	0.6	-	-
V-117	5.2	1.0	3.3	0.7	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-118	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-119	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-120	3.5	0.7	3.6	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-121	4.3	0.9	3.2	0.6	3.2	0.6	3.2	0.6	-	-
V-122	3.3	0.7	3.3	0.7	3.3	0.7	3.3	0.7	-	-
V-123	5.0	0.9	5.0	0.9	5.0	0.9	5.0	0.9	-	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Em virtude dos trocadores apresentarem diferentes pressões no casco e no tubo devido à integração energética, os trocadores serão listados individualmente para cada caso.

Tabela 17 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 0% de reciclo.

Reciclo de 0%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m <sup>2</sup> )
E-101	2	2	108000
E-102	140	140	83600
E-103	30	34.1	16200
E-104	140	140	7800
E-105	140	140	45300
E-106	140	140	916
E-107	2.5	4	7300
E-108	1.06	4	158000
E-109	0.513	4	71200
E-110	4	32.9	99900
E-111	4	29.4	41800
E-112	1.01	2	20700
E-113	2	33.4	30500
E-114	34.3	38.2	14500
E-115	4	10	28900
E-116	3.3	4	27100
E-117	4	6.93	1140
E-118	4	38	963
E-119	2	4	29500
E-120	4	4	55700
E-121	4	11	47100
E-122	1.1	4	75900
E-123	4	69	17600
E-124	140	140	15600
E-125	2.17	4	83100
E-126	140	140	78900
E-127	140	140	212000
E-128	4.5	8	96800
E-129	4	13.9	145000
E-130	140	140	796000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 18 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 25% de reciclo.

Reciclo de 25%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m <sup>2</sup> )
E-101	2	2	59000
E-102	140	140	89700
E-103	34.3	38.2	3700
E-104	30	34.1	4110
E-105	140	140	2040
E-106	140	140	11400
E-107	140	140	324
E-108	2.5	4	41200
E-109	1.4	4	65000
E-110	0.5	4	19800
E-111	4	32.9	24100
E-112	4	29.4	8910
E-113	2	4	37900
E-114	1	2	7060
E-115	2	33.4	255
E-116	4	34.3	46400
E-117	4	4	49500
E-118	3.3	4	7430
E-119	4	4	5340
E-120	4	4	51600
E-121	2	4	19000
E-122	4	11	14200
E-123	1.1	4	12000
E-124	4	69	4520
E-125	140	140	3290
E-126	2	4	12500
E-127	140	140	32900
E-128	140	140	65900
E-129	4.5	8	26500
E-130	4	13.9	39700
E-131	140	140	343000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 19 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 50% de reciclo.

Reciclo de 50%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m <sup>2</sup> )
E-101	2	2	44600
E-102	140	140	100000
E-103	34.3	38.2	1810
E-104	30	34.1	2010
E-105	140	140	932
E-106	140	140	7050
E-107	140	140	280
E-108	2.5	4	2120000
E-109	1.06	4	66800
E-110	0.513	4	14800
E-111	4	29.4	4240
E-112	0.032	2	41700
E-113	1.01	2	14700
E-114	2	33.4	13300
E-115	4	32.9	11200
E-116	4	34.3	55100
E-117	4	4	58800
E-118	3.3	4	10300
E-119	4	4	7140
E-120	4	4	63400
E-121	2	4	9190
E-122	4	11	6920
E-123	1.1	4	5850
E-124	4	69	2250
E-125	140	140	1980
E-126	2.17	4	6200
E-127	140	140	11100
E-128	140	140	29100
E-129	4.5	8	13100
E-130	4	13.9	19700
E-131	140	140	103000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 20 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 75% de reciclo.

Reciclo de 75%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m <sup>2</sup> )
E-101	2	2	43400
E-102	140	140	274000
E-103	34.3	38.2	694
E-104	30	34.1	759
E-105	140	140	405
E-106	140	140	2000
E-107	140	140	65
E-108	4	32.9	3780
E-109	4	29.4	1630
E-110	2.5	4	29300
E-111	1.06	4	66500
E-112	2	4	6680
E-113	0.513	4	13500
E-114	1.01	2	3930
E-115	2	33.4	2150
E-116	4	32.9	78100
E-117	4	34.3	59600
E-118	4	4	63600
E-119	3.3	4	11800
E-120	4	4	8060
E-121	4	4	71600
E-122	2	4	3510
E-123	4	11	2670
E-124	1.1	4	2250
E-125	4	69	713
E-126	140	140	760
E-127	2.17	4	4240
E-128	140	140	2970
E-129	140	140	10100
E-130	4.5	8	5100
E-131	4	13.9	7640
E-132	140	140	27500

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 21 - Resultados do Dimensionamento de Trocadores de Calor para 100% de reciclo.

Reciclo de 100%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Área (m <sup>2</sup> )
E-101	2	2	38600
E-102	140	140	14700
E-103	2.5	4	3840
E-104	1.4	4	1470000
E-105	2	4	653
E-106	0.513	4	1320
E-107	1.01	2	372
E-108	2	4	47600
E-109	2.5	4	4540
E-110	1.06	4	4840
E-111	2	4	2340
E-112	0.513	4	2170
E-113	1.01	2	10300
E-114	2	2	357

Fonte: confeccionado pelos autores.

Devido à falta de parâmetros experimentais, o módulo de filtração não pôde ser dimensionado.

### 3.7. Otimização da Produção de Amônia

Haja vista os baixos valores de conversão alcançados por passe para a síntese de amônia, foi necessária a otimização das dimensões dos equipamentos da planta de síntese de forma a maximizar o desempenho da produção de amônia.

#### 3.7.1. Estudo da quantidade de tubos

O diâmetro de cada tubo do reator multitubular é função do tamanho do pellet do catalisador. De acordo com Roque (2008), o diâmetro das partículas de catalisador de ferro usado na síntese da amônia é de 6 mm. Cada tubo deve apresentar um diâmetro, no mínimo, oito vezes maior que o catalisador (para minimizar o efeito de parede). Dessa forma, foram considerados tubos com o diâmetro de 48 mm. O diâmetro total do reator é o diâmetro necessário para alocar uma determinada quantidade de tubos com 48 mm cada. Foram testados diâmetros na faixa de 0,3 m até 1 m para o primeiro reator e entre 0,5 m e 3 m para o segundo. A Tabela 22 mostra a relação entre o diâmetro dos reatores e a quantidade de tubos.

Tabela 22 - Quantidade de tubos correspondente ao diâmetro total do reator.

Diâmetro do Reator (m)	Nº tubos
0,3	6
0,5	10
0,7	14
0,8	16
0,9	18
1	20
2	41
3	62

Fonte: confeccionado pelos autores.

### 3.7.2. Estudo do Comprimento do Reator

Para cada diâmetro estudado, determinou-se o comprimento ótimo de cada reator. Para isso, foi utilizada a ferramenta do software UNISIM Design que analisa o desempenho em relação a diversos parâmetros através do comprimento do reator. Além disso, observou-se a produção final de amônia para cada caso considerado.

#### 3.7.2.1. Estudo do Comprimento do Primeiro Reator

Na Figura 32, observa-se que a máxima produção de amônia é atingida com o reator apresentando um comprimento de 28m. De forma análoga, foi efetuada a análise gráfica para os reatores com diâmetros entre 0,5 e 1,0m e os comprimentos obtidos são listados na Tabela 23.

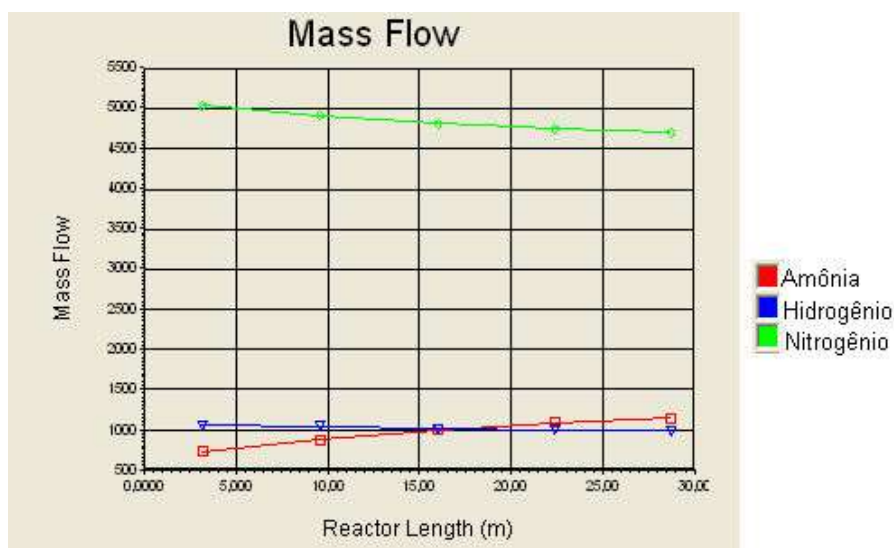


Figura 32- Relação entre comprimento e vazão mássica para um diâmetro de 0,3 m.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 23 - Produção de Amônia para 1º reator com diferentes D e L.

Nº tubos	Diâmetro - D (m)	Comprimento- L (m)	Vazão amônia final (kg/h)	L/D
6	0,3	28	2235417,09	93,3
10	0,5	7,2	2235418,86	14,4
14	0,7	3,3	2235424,89	4,7
16	0,8	2,5	2235414,94	3,1
18	0,9	2,5	2235424,68	2,8
20	1	1,8	2235424,87	1,8

Fonte: confeccionado pelos autores.

Usando a regra heurística de L/D igual a cinco, tem-se que a configuração com diâmetro igual a 0,7m e comprimento igual a 3,3m é a que mais se aproxima dessa relação. Assim, esses tamanhos foram definidos para o 1º reator.

### 3.7.2.2. Estudo do Comprimento do Segundo Reator

Neste caso, não foi usada a curva da relação entre comprimento e vazão mássica, pois a variação desta última não é muito significativa, dificultando a visualização gráfica. Foram analisadas as taxas de produção de Amônia e de consumo de Hidrogênio e Nitrogênio por comprimento do reator. Neste caso, analisa-se em qual ponto a curva correspondente a esta taxa tende a zero, ou seja, onde há a interrupção de formação do produto desejado, e, desta forma, obtém-se o comprimento ótimo. Para o estudo, foram considerados diâmetros totais entre 0,5 m e 3 m. Na Figura 33, para o diâmetro de 0,5m, observa-se que a taxa de produção de amônia tende a zero quando o comprimento do reator é de 12m.

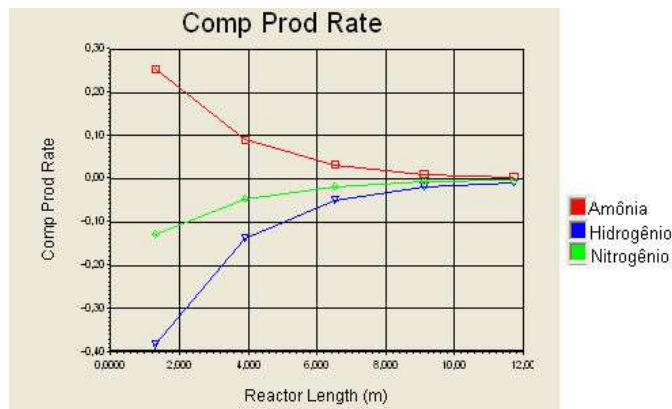


Figura 33 - Relação entre comprimento e taxa de produção/consumo para um reator com diâmetro de 0,5m.

Fonte: confeccionado pelos autores.



De forma análoga, verificaram-se os comprimentos onde a taxa de produção de amônia tendia a zero para os diâmetros entre 0,7 e 3,0m. Os comprimentos obtidos para cada caso estão listados na Tabela 24.

Tabela 24 - Produção de Amônia para 2° reator com diferentes D e L.

Diâmetro - D (m)	Comprimento- L (m)	Vazão amônia final (kg/h)	L/D
0,5	12	2234839,152	24,0
0,7	9	2235357,104	12,9
0,8	8	2235383,159	10,0
0,9	5	2235391,569	5,6
1	8	2235411,348	8,0
2	8,8	2235414,724	4,4
3	4	2235414,325	1,3

Fonte: confeccionado pelos autores.

Analogamente ao 1° reator, o critério de escolha foi a relação L/D igual a cinco. Tem-se duas configurações que igualmente se aproximam dessa relação, diâmetro 0,9m e diâmetro 2m. Selecionou-se a configuração com 0,9m de diâmetro por apresentar um menor comprimento.

### 3.8. Vazões mássicas das principais correntes dos processos

Na Tabela 25 encontram-se as vazões de entrada e saída dos processos analisados.

Tabela 25 - Vazões mássicas das Principais correntes do Processo.

Vazões das Principais Correntes do Processo (ton/h)	Reciclo				
	0%	25%	50%	75%	100%
Vazão de entrada de ar	3030,0	5186,0	6161,0	6655,0	507,2
Vazão de entrada de Gás Natural	108,0	108,0	108,0	108,0	108,0
Make up de Água para a Absorvedora	92,9	92,9	92,9	92,9	92,9
Make up de Água para o Fotobiorreator	3094,0	1049,0	754,0	577,6	55,7
Vazão de Oxigênio Produzido	2998,0	1016,0	730,7	559,6	54,03
Vazão de Amônia Produzida	2354,0	607,4	303,6	117,6	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

## 4. ANÁLISE ECONÔMICA

Neste Capítulo, os balanços de massa e energia resultantes do software UNISIM design foram utilizados para avaliação dos custos de capital e de operação. Dessa forma, pode-se estabelecer o valor de produção total das diferentes configurações propostas para a quantidade de reciclo de gás de síntese para a queima conjunta no combustor.

### 4.1. Premissas para a análise econômica com o “software” CAPCOST

Para todos os processos foram adotados os seguintes procedimentos e/ou considerações:

- O cálculo de custos de equipamentos emprega a base de correlações de custo adotadas pelo software CAPCOST (Turton *et al.*, 2009), sendo que esses dados possuem limites de escala/aplicação específicos. Assim, sempre que os parâmetros obtidos da simulação e do dimensionamento ultrapassaram esses limites, utilizou-se o valor máximo para tal variável. Exemplo: para os trocadores de calor, tanto a pressão no casco como a pressão no tubo devem ser menores ou iguais a 140 barg. Desta forma, para os trocadores simulados que apresentaram pressão de operação, (tubo ou casco), maior que 140 barg, utilizou-se a pressão limite de 140 barg;
- No cálculo do custo dos equipamentos, sempre que um parâmetro de capacidade ou potência ultrapassasse o limite do modelo de custo do equipamento, acatou-se a sugestão do CAPCOST, ou seja, através de uma composição em paralelo, que atingisse a capacidade de projeto, obtendo-se o custo final da composição;
- Adotou-se como material de construção o aço carbono, exceto para as colunas de absorção e regeneração;
- Os “drives” dos compressores foram definidos como elétricos;
- As bombas e os compressores selecionados foram do tipo centrífugo;
- As colunas de absorção e esgotamento são colunas de recheio e o recheio é metálico de aço inox 304. Utiliza-se na análise a altura do recheio e da coluna;
- Considerações feitas para o cálculo do custo das utilidades:
  - ✓ Como utilidades dos processos analisados têm-se: a) gás natural para geração de vapor utilizado nos revedores das colunas de

esgotamento; b) água de refrigeração e c) ureia como nutriente para as microalgas;

- ✓ Foi feita integração energética para o refeedor e, portanto, não foi necessária a utilização de utilidades para o aquecimento.
- ✓ Consideraram-se os seguintes custos operacionais:

Gás Natural: US\$ 0,0791/m<sup>3</sup> (EIA, 2012);

Ureia: US\$ 550,00/ton (ICIS *pricing*);

Água: US\$ 0,28/ton (H2CIN).

Como premissas adicionais da análise econômica, têm-se:

- O tempo de operação anual é de 8322 horas (ou 347 dias);
- O tempo de vida de operação da planta considerado é de 10 anos com mais 2 anos de período de construção;
- Como ao final de tempo de depreciação a unidade ainda é operacional e apresenta um valor de mercado, foi considerado, como perpetuação do investimento, um adicional de 10 anos.
- O investimento do capital fixo é feito 40% no primeiro ano e 60% no segundo ano;
- Para cálculo do CAPEX do filtro da biomassa, foram utilizados dados de Molina Grima (2003), que reporá os custos referentes à filtração na ordem de 30% dos custos totais da produção de biomassa. O custo energético para operação é relatado por Uduman *et al.* (2010) é da ordem de 0,88kWh/m<sup>3</sup> de biomassa. Esses valores foram integrados à planilha de cálculo de custos.
- Os demais parâmetros necessários para essa avaliação econômica são valores que já estão implementados no software CAPCOST e que se julgaram razoáveis para as necessidades deste trabalho.

## 4.2. CAPCOST

A análise econômica foi baseada no programa computacional CAPCOST desenvolvido por Richard Turton, Richard Bailie, Wallace Whiting e Joseph Shaeiwitz (Turton et al., 2009). Na rotina deste programa, ao se calcular valores de CAPEX, utiliza-se a seguinte equação:

$$CAPEX = 1,18 \sum_{i=1}^n CM + 0,5 \sum_{i=1}^n CB_j$$

Equação 9

onde CB é o custo dos módulos dos equipamentos nas condições base e CM é o custo dos módulos dos equipamentos nas condições avaliadas. Esse custo leva em consideração valores como ISBL (custos com equipamentos de processo instalados - Inside Battery Limits) e OSBL (custos com instalações e equipamentos auxiliares ao processo); e outros (terreno, construção, regulação, engenharia e outros);

Observe-se que o termo multiplicado por 1,18 representa o custo total dos equipamentos instalados e custos de contingências, e o termo multiplicado por 0,5 representa o custo com construção de instalações auxiliares e desenvolvimento.

Como receita, tem-se eletricidade e, para a proporção diferente de 100% de envio de gás de síntese para o combustor, amônia. Seus valores de mercados são:

- Eletricidade: US\$ 52,11/GJ (H2CIN);
- Amônia: US\$ 540,00/ton (ICIS pricing).

Já para o cálculo do OPEX, levou-se em consideração o custo total de utilidades, o custo com manutenção, suprimentos operacionais e o custo com trabalhadores. A equação para a obtenção do OPEX é dada a seguir:

$$OPEX = F1 \times CAPEX + F2 \times COL + F3 \times (CRM + CUT + CWT) \quad \text{Equação 10}$$

onde F1, F2 e F3 são fatores de correção tabelados na biblioteca interna do programa, COL é o custo de mão-de-obra, CRM é o custo de matérias-primas, CUT é o custo total de utilidades e CWT representa o custo com tratamento de efluentes.

Para cada equipamento, o cálculo do custo do módulo (CM) e o seu custo instalado (CB) é obtido com a seguinte correlação:

$$CM = 10^{K1+K2 \times \log_{10}(A)+K3 \times (\log_{10}(A))^2} \quad \text{Equação 11}$$

$$CB = CM \times (B1 + B2 \times FM \times Fp) \quad \text{Equação 12}$$

onde:

$K1$ ,  $K2$  e  $K3$  são parâmetros tabelados para cada equipamento e armazenados na biblioteca interna do programa CAPCOST;

$A$  é o parâmetro de capacidade ou de tamanho do equipamento (e.g., área de troca térmica, potência de compressão);

$B1$  e  $B2$  são parâmetros tabelados para cada equipamento e armazenados na biblioteca interna do programa CAPCOST.

$FM$  é um parâmetro relacionado ao material de construção do equipamento também tabelado no programa para uma série de materiais.

$Fp$  é um parâmetro relacionado à pressão de operação de cada equipamento cujos valores são obtidos por correlações que já estão implementadas no programa.

Tabela 26 - Itens considerados nos cálculos dos custos.

ITENS DO CUSTO	FAIXAS TÍPICAS DE FATORES MULTIPLICADORES	VALOR USADO
<b>1. Custos diretos de produção</b>		
a. Matérias prima	Crn	
b. Tratamento de resíduos	Cwt	
c. Utilidades	Cut	
d. Mão de obra operacional	Col	Col
e. Custos diretos de supervisão e chefia	(0,1-0,25)Col	0,18Col
f. Manutenção e reparos	(0,02-0,1)Fci	0,06Fci
g. Suprimentos operacionais	(0,1-0,2)(0,02-0,1)Fci	0,009Fci
h. Custos de laboratório	(0,1-0,2)Col	0,15Col
i. Patentes e royalties	(-0,06)Com	0,03Com
<b>Total dos custos diretos de produção</b>	$Crn+Cwt+Cut+1,33Col+0,03Com+0,069Fci$	
<b>2. Custos fixos de produção</b>		
a. Depreciação	0,1Fci	0,1Fci
b. Taxas locais e seguros	(0,014-0,05)Fci	0,032Fci
c. Custos gerais da planta	(0,5-0,7)(Col+(0,1-0,25)Col+(0,02-0,1)Fci)	0,708Col+0,036Fci
<b>Total dos custos fixos de produção</b>	$0,708Col+0,068Fci+depreciação$	
<b>3. Despesas gerais de produção</b>		
a. Custos administrativos	0,15(Col+(0,1-0,25)Col+(0,02-0,1)Fci)	0,177Col+0,009Fci
b. Custos de venda e distribuição	(0,02-0,2)Com	0,11Com
c. Pesquisa e Desenvolvimento	0,05Com	0,05Com
<b>Total dos custos gerais de produção</b>	$0,177Col+0,009Fci+0,16Com$	
<b>Custos totais</b>	$Crn+Cwt+Cut+2,215Col+0,190Com+0,146Fci+depreciação$	

Fonte: Turton et al, 2009.

É necessário fornecer o valor do CEPCI (Chemical Engineering's Plant Cost Index) na planilha do CAPCOST, para o ajuste de preços e parâmetros utilizados no CAPCOST, para atualização da data de avaliação econômica, de acordo com a equação a seguir.

$$C_2 = C_1 \times \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \quad \text{Equação 13}$$

onde o custo  $C_1$ , é corrigido pelos índices  $I_1$ , do momento temporal no qual se obteve o custo  $C_1$ , e  $I_2$ , do momento temporal no qual se deseja o custo  $C_2$ . Adota-se para 2011 o valor 550 para este indicador.

Como citado anteriormente, o custo energético do processo de filtração foi estimado como sendo 0,88 kWh/m<sup>3</sup> de biomassa. A quantidade de nutrientes requerida para cada configuração foi calculada com base no conteúdo de nitrogênio presente na corrente de proteínas que simula a composição da microalga. Na Tabela 27 tem-se a quantidade molar de proteína, bem como a quantidade de ureia necessária.

Tabela 27 - Quantidade de Ureia para cultura de microalga.

Processo com Reciclo de	Proteínas (kmol/h)	Ureia (kg/h)
0%	3153.10 <sup>3</sup>	10972
25%	1069.10 <sup>3</sup>	3720
50%	768,5.10 <sup>3</sup>	2674
75%	588,7.10 <sup>3</sup>	2046
100%	56,7.10 <sup>3</sup>	197,5

Fonte: confeccionado pelos autores.

A saída do CAPCOST (em Excel) para as cinco configurações de processo consideradas são apresentadas no APÊNDICE 1.

### 4.3. Resultados dos Parâmetros Econômicos para Cada Processo

Para prosseguir com uma comparação de caráter econômico entre os processos analisados, os seguintes métodos de avaliação de investimento são utilizados neste trabalho: VPL (valor presente líquido), TIR (taxa interna de retorno), *Payback* (tempo de retorno) e Fluxo de Caixa. Como saída do CAPCOST, têm-se os valores dessas avaliações listados na Tabela 28. O tempo de retorno e a TIR são apresentadas sob duas formas: descontado e não descontado. A principal diferença é que a forma descontada considera a atualização dos fluxos futuros de caixa a uma taxa de aplicação no mercado financeiro, trazendo os fluxos para o valor presente.

Tabela 28 - Resultados dos Parâmetros Econômicos de cada Processo.

Processo	CAPEX (10 <sup>6</sup> US\$)	OPEX (10 <sup>6</sup> US\$)	TIR		VPL (10 <sup>6</sup> US\$)	Tempo de retorno	
			(descontado %)	(não- descontado %)		(descontado- anos)	(não- descontado- anos)
0%	13203	7908	10.8	34.3	11338	8.3	5.1
25%	6871	3196	10.4	31.5	5125	8.7	5.2
50%	7789	3891	3.7	-16.3	-9855	Indefinido	7.7
75%	5776	2190	3.7	-5.1	-4542	Indefinido	7.7
100%	1860	3110	Indefinido	-103	-9345	Indefinido	Indefinido

Fonte: confeccionado pelos autores.

Na Tabela 28 observa-se que somente os processos com 0% e 25% de reciclo apresentam viabilidade econômica, pois os demais, além de apresentarem uma TIR e um VPL negativos, não obtiveram o retorno do investimento no tempo tolerado.

Esses resultados demonstram que a receita proveniente da produção de amônia é muito superior à conseguida pela eletricidade gerada pela queima do gás de síntese. Isso pode ser explicado pelo seu baixo poder calorífico, que não favorece a geração de energia elétrica, além de se tornar uma sobrecarga aos compressores das correntes de alimentação do combustor, aumentando dessa forma substancialmente os custos operacionais (no caso de 100% de reciclo, temos o valor do OPEX superior ao CAPEX). Esse aumento de volume no combustor gera uma produção maior de gases de exaustão e estes também sobrecarregam as colunas de absorção e esgotamento. Aumenta-se a penalidade térmica do refulvedor e, por conseguinte, não há um aumento substancial na produção líquida de eletricidade.

Os resultados positivos das configurações de 0% e 25% visualizados na Tabela 28 podem também ser corroborados pelos gráficos do fluxo de caixa mostrados nas Figura 34 e Figura 35.

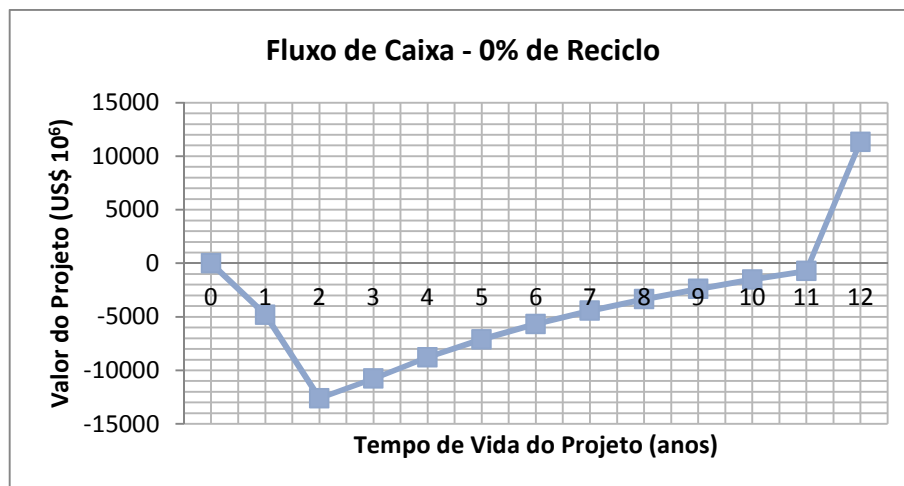


Figura 34 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 0% de reciclo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

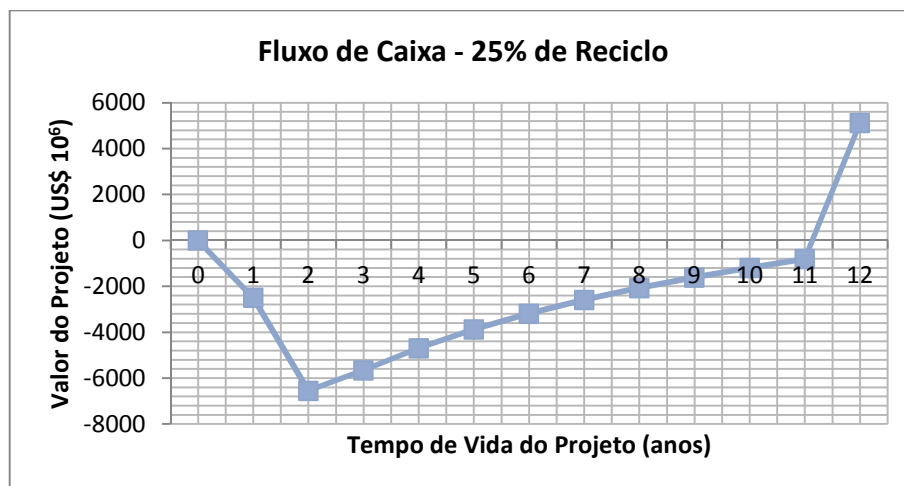


Figura 35 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 25% de reciclo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Assim como os outros métodos de avaliação de investimento mostraram, a análise de fluxo de caixa para as configurações de reciclo de 50%, 75% e 100% não foram favoráveis economicamente, conforme ilustrado nas Figura 36, Figura 37 e Figura 38.



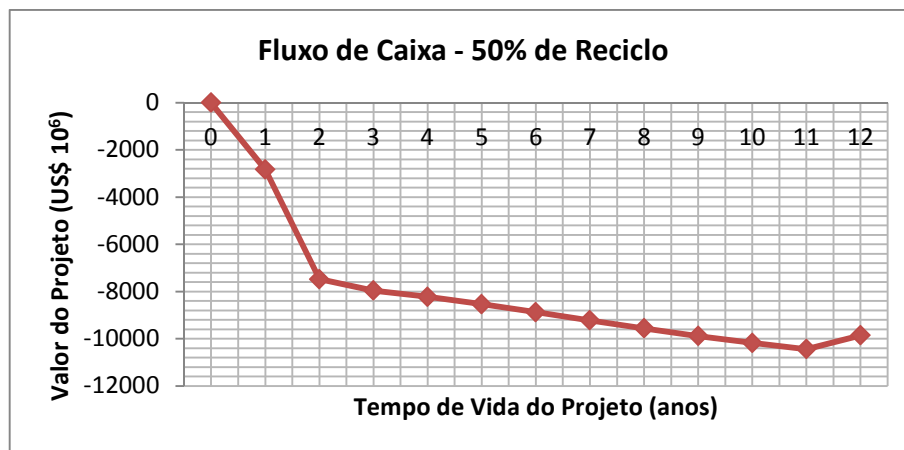


Figura 36 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 50% de reciclo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

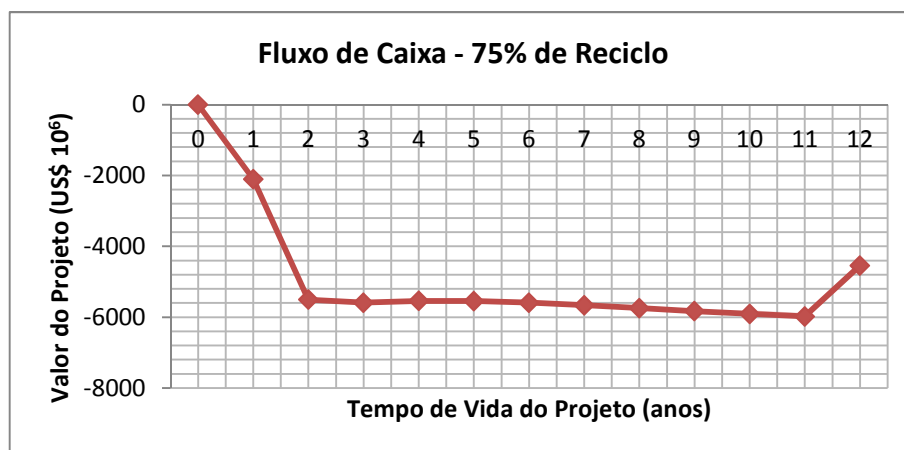


Figura 37 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 75% de reciclo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

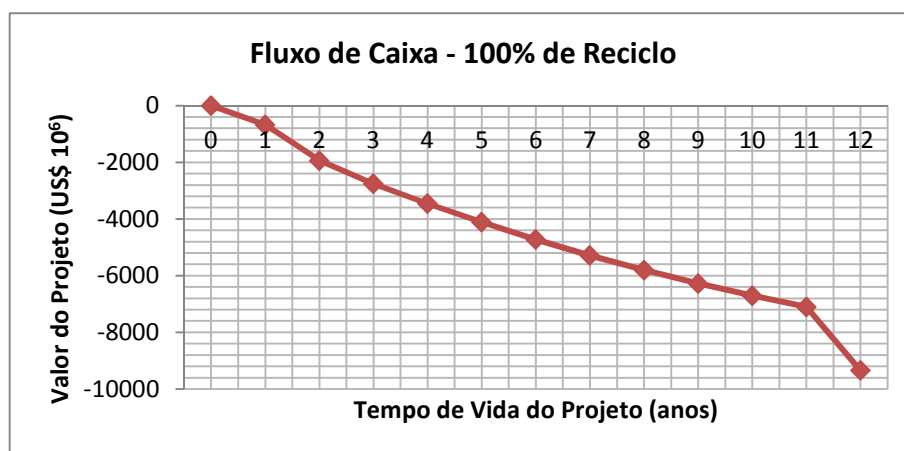


Figura 38 - Gráfico do Fluxo de Caixa para o Processo com 100% de reciclo.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Comparando-se os dois processos com viabilidade econômica, nota-se que o tempo de retorno de ambos os processos são muito próximos, 5,1 anos para 0% e 5,2 anos para 25%, assim como a TIR. O processo com 0% apresentar um VPL superior, bem como valores mais expressivos do CAPEX e do OPEX.

Dentre os equipamentos que mais influenciam o custo fixo, apontam-se os compressores. Se somados seus respectivos motores, tem-se uma participação de 73% dos custos fixos totais, conforme mostrado na Figura 39.

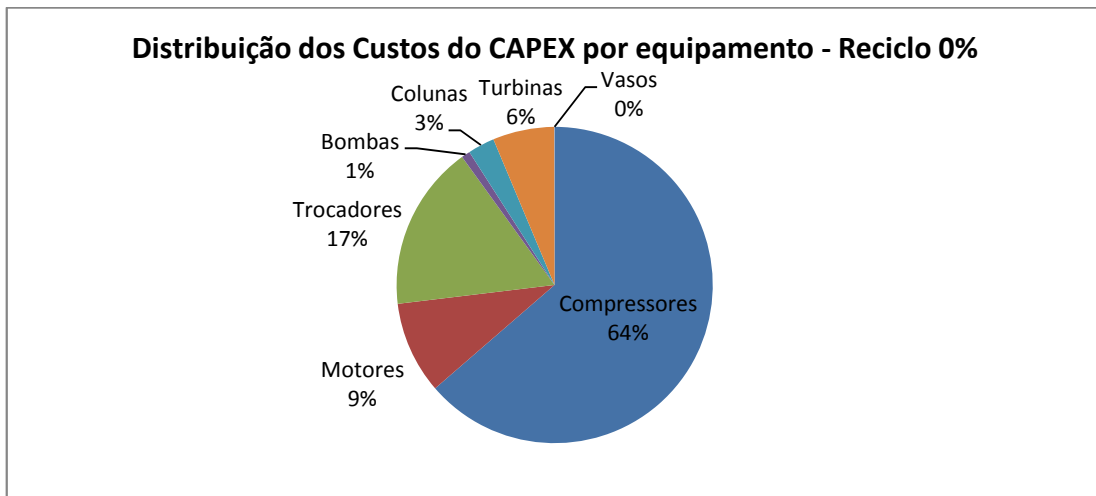


Figura 39 - Gráfico da Distribuição dos Custos CAPEX por equipamento para Reciclo de 0%.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Quando separados os custos fixos para as unidades de geração de energia elétrica, captura do CO<sub>2</sub>, produção de hidrogênio e síntese de amônia, tem-se a seguinte configuração:

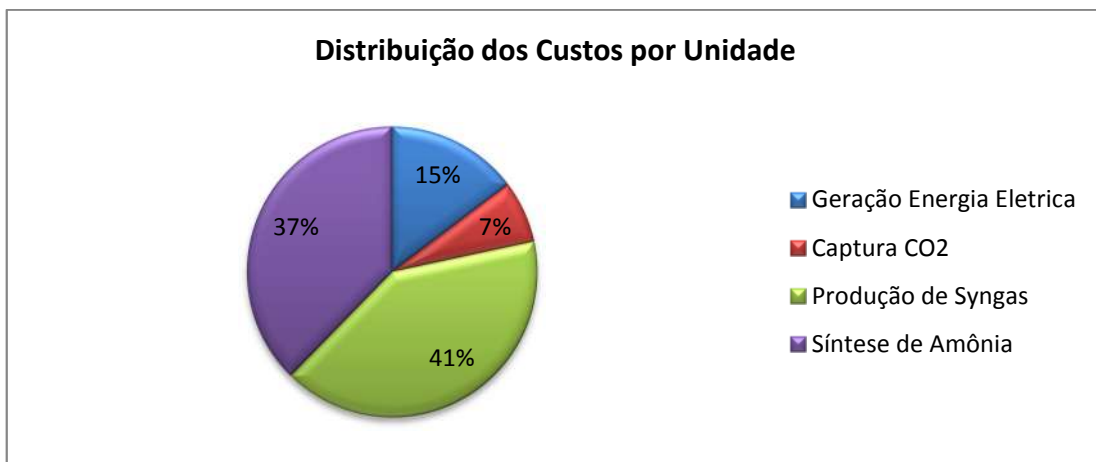


Figura 40 - Gráfico da Distribuição do CAPEX por unidade (para o reciclo de 0%).

Fonte: confeccionado pelos autores.

A Figura 40 reafirma a influência dos compressores nos custos fixos totais, pois tanto a produção de hidrogênio, quanto a síntese da amônia requerem alta pressurização. Na unidade de produção de hidrogênio, os compressores são 95% dos custos, enquanto que na planta de síntese de amônia são 74%. Para a geração de energia elétrica, os compressores representam 46% dos custos, seguido pelas turbinas, que respondem por 43%.

A partir dessa análise de influência de equipamentos e unidades no CAPEX, compreende-se o motivo do processo com 25% de reciclo apresentar viabilidade econômica com um menor volume de investimento. O processo com 0% aumenta a fração de gás de síntese a ser comprimida para o trem de *shift* e para o trem de alimentação da amônia, aumentando assim a capacidade e o gasto energético dos compressores.

#### 4.4. Análise de Sensibilidade

Na Figura 41, observa-se uma relação entre os preços do gás natural e da amônia. Essa relação condiz principalmente pelo fato do gás natural ser a maior entrada na produção de amônia, representando dessa forma, o maior custo variável na síntese de amônia. A demanda de amônia é altamente influenciada pela produção alimentícia, como pode ser visualizado pela curva de produção de milho. Neste gráfico, observa-se uma maior discrepância dos preços da amônia e do gás natural no primeiro trimestre de 2010, com a alta nos preços de gás natural e a queda nos preços da amônia.

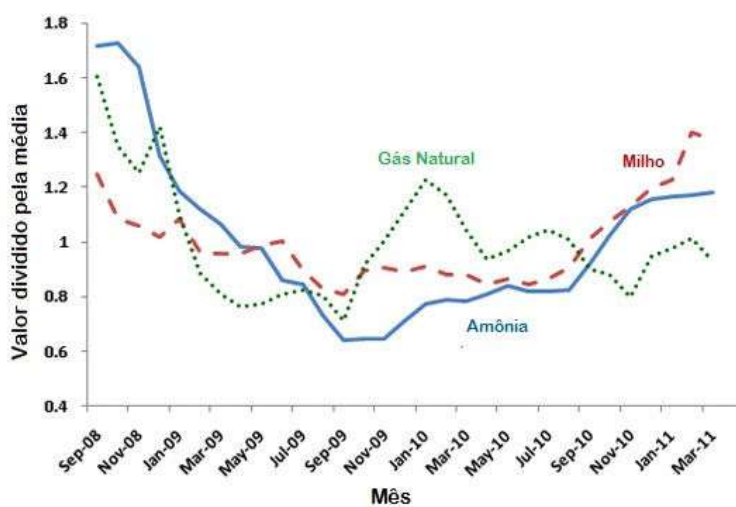


Figura 41 - Histórico de Preços de Amônia, Gás Natural e Milho (setembro 2008 a março 2011).

Fonte: Agricultural Marketing Service – adaptado pelos autores.

Para avaliar o comportamento da análise de investimento frente a um cenário desfavorável para a produção de amônia, realizou-se uma análise de sensibilidade determinística, variando primeiramente o custo do gás natural e a seguir o preço de venda da amônia, nas configurações de 0% e 25% de reciclo de gás de síntese. Os valores utilizados foram os preços médios praticados para o primeiro trimestre de 2010, disponibilizados pela EIA, no caso do gás natural e da ICIS *pricing*, para a amônia.

- Caso Base:
  - Custo Gás Natural: US\$ 0.0791/m<sup>3</sup> (EIA)
  - Custo Amônia: US\$ 540,00/ton.(ICIS *pricing*)
- Caso Avaliado 1:
  - Custo Gás Natural: US\$ 0.1798/m<sup>3</sup>
  - Custo Amônia: US\$ 540,00/ton.
- Caso Avaliado 2:
  - Custo Gás Natural: US\$ 0.0791/m<sup>3</sup>
  - Custo Amônia: US\$ 375,00/ton.

Tabela 29 - Resultados Econômicos para variação nos preços do gás natural e da amônia.

Processo	Caso	TIR		VPL (10 <sup>6</sup> US\$)
		(descontado %)	(não-descontado %)	
0%	<b>Caso Base</b>	<b>10.8</b>	<b>34.3</b>	<b>11338</b>
	Caso avaliado 1	9.99	7.75	-6.28
	Caso avaliado 2	-8.54	-4.96	-8519
25%	<b>Caso Base</b>	<b>10.4</b>	<b>31.5</b>	<b>5125</b>
	Caso avaliado 1	7.65	5.74	-700
	Caso avaliado 2	0.65	0.44	-2544

Fonte: confeccionado pelos autores.

A partir dos dados da

Tabela 29, plotou-se o gráfico do VPL para os casos avaliados, conforme ilustrado na Figura 42. Dessa forma, visualiza-se que o VPL das duas configurações é zerado pela flutuação do valor do gás natural e alcança valores negativos com o cenário de baixo preço de venda da amônia.

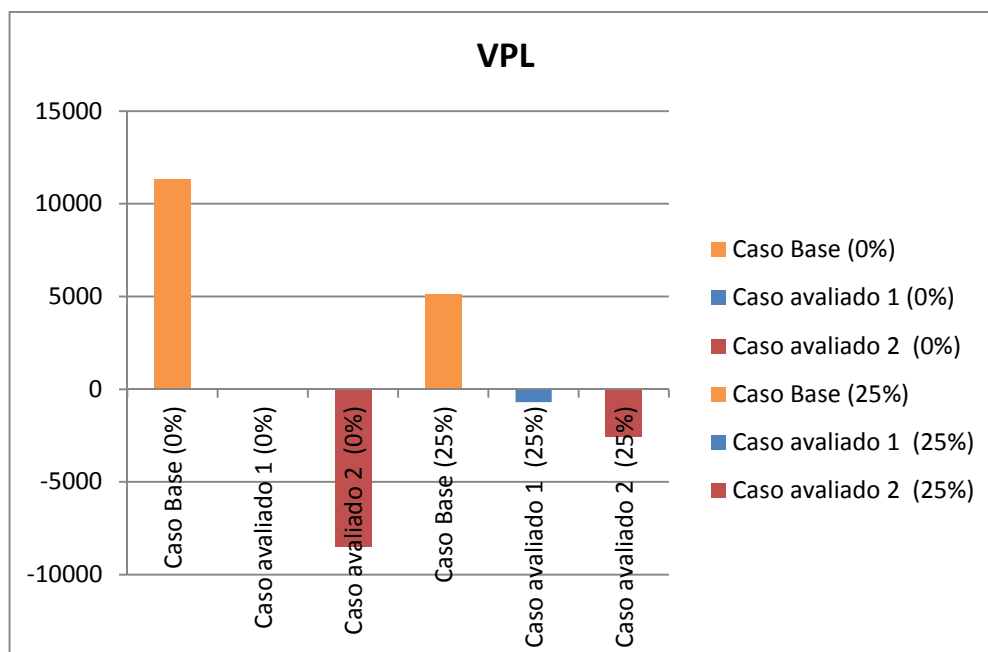


Figura 42 - Gráfico VPL para casos avaliados.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Quando faz-se a variação percentual dos preços e do VPL (Tabela 30), observa-se quantitativamente o impacto do preço de venda da amônia no VPL. Uma redução de 30% no preço causa a queda do VPL em 175% para o processo com 0% de reciclo e, 150% para o processo com 25% de reciclo.

Tabela 30 - Variação percentual do VPL e dos Preços da Amônia e do Gás Natural.

Processo	Caso	Variação Preço sobre caso base	VPL (10 <sup>6</sup> US\$)
0%	Caso avaliado 1	+ 227%	-100%
	Caso avaliado 2	-30%	-175%
25%	Caso avaliado 1	+ 227%	-114%
	Caso avaliado 2	-30%	-150%

Fonte: confeccionado pelos autores.

O cálculo dos fluxos de caixa para o caso avaliado 2 (Figura 43 e Figura 44) apresenta um horizonte de planejamento pouco promissor.

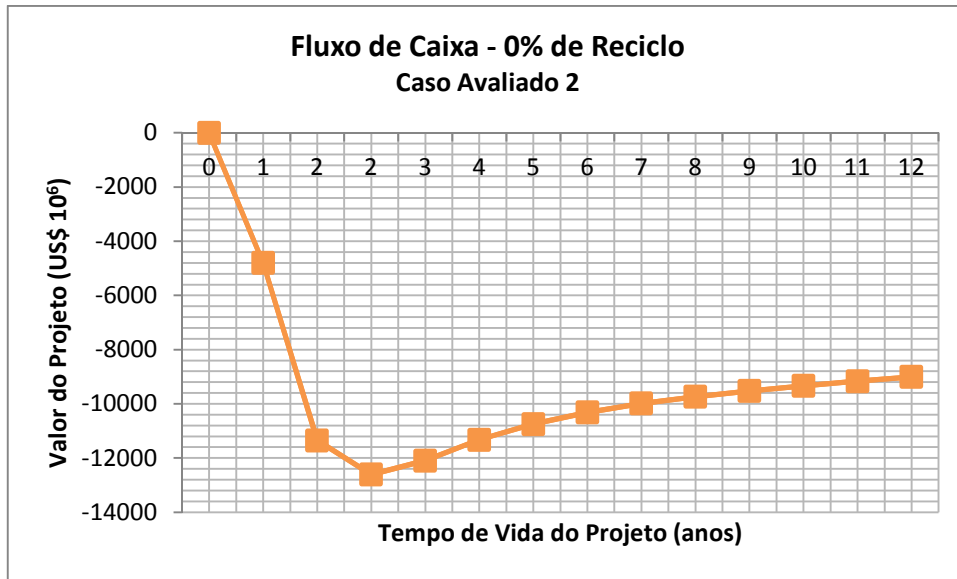


Figura 43 - Fluxo de Caixa para processo com 0% de reciclo nas condições do Caso Avaliado 2.

Fonte: confeccionado pelos autores.

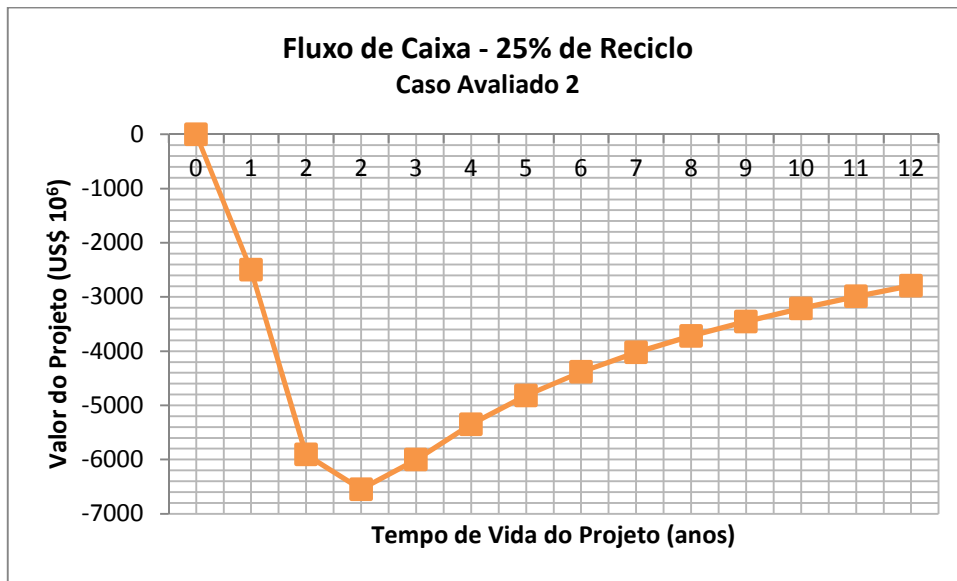


Figura 44 - Fluxo de Caixa para processo com 25% de reciclo nas condições do Caso Avaliado 2.

Fonte: confeccionado pelos autores.

Vale lembrar que os preços praticados no 1º trimestre de 2010 foram um reflexo da recessão econômica em 2009, e a probabilidade de recorrência é baixa. Conforme Figura 41, visualiza-se uma estabilização dos preços no biênio 2010-2011 para os valores praticados no mercado interno norte-americano.

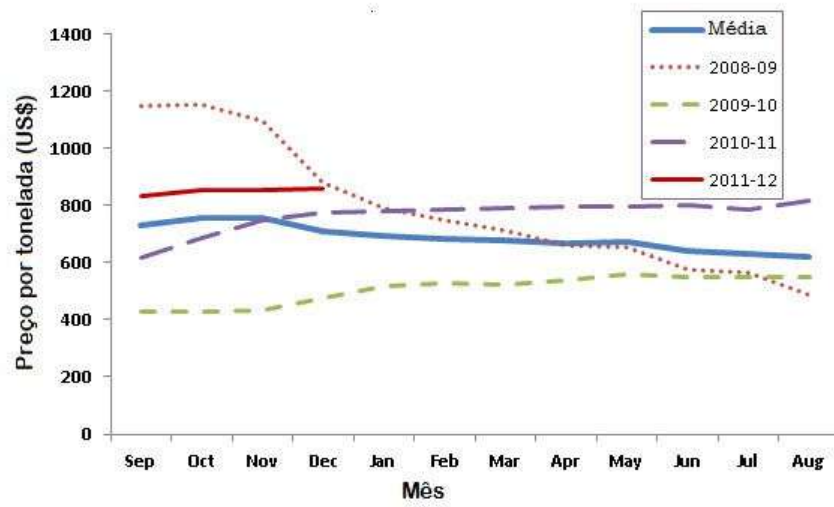


Figura 45 - Flutuação anual preço da Amônia no mercado interno norte-americano.

Fonte: Agricultural Marketing Service – adaptado pelos autores.

## 5. CONCLUSÃO E SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

Este trabalho abordou o sequestro biológico do CO<sub>2</sub> para a redução de emissões desse gás de efeito estufa, provenientes de uma termoelétrica operando com tecnologia NGCC. A partir da fotossíntese propiciada por microalgas, foi possível a fixação do carbono, mitigando o impacto ambiental causado pela liberação dos gases de exaustão na atmosfera, além de gerar de créditos de carbono, que poderão ser negociados futuramente em bolsa de valores.

Como alternativa de uso da biomassa, foi selecionado o processamento da biomassa a gás de síntese para produção de *commodities* químicas, sendo avaliado três situações:

- Produção de matéria prima para uma planta de amônia (reciclo de 0% para combustor);
- Geração de energia elétrica pelo hidrogênio gerado e o uso simultâneo para a produção de amônia (reciclo de 25%, 50% e 75% para o combustor);
- Geração de energia elétrica pelo hidrogênio produzido (reciclo de 100% para o combustor);

A amônia foi escolhida como produto final, por demandar o maior consumo energético industrial. Dessa forma, o processo descrito neste trabalho aplica o princípio da sustentabilidade a uma manufatura altamente poluidora.

No presente trabalho, a metodologia de avaliação quantitativa foi realizada através do simulador de processos UNISIM Design, nos quais as composições, condições das correntes e separações desejadas foram especificadas e os fluxogramas para cada processo foram gerados, respeitando os balanços de massa e de energia. Uma análise de desempenho (técnico, envolvendo dimensionamento dos principais equipamentos de processo) dos processos precedeu a análise econômica.

Dada a baixa conversão por passe na síntese da amônia, buscaram-se os parâmetros ótimos, como comprimento e diâmetro do reator de forma a maximizar a produção. Os valores encontrados foram: 0,7m de diâmetro e 3,3m de comprimento para o primeiro reator; e 0,9m e 5m de diâmetro e comprimento, respectivamente, para o segundo reator.

Foi avaliada a viabilidade econômica de cinco configurações diferentes de processo, 0%, 25%, 50%, 75% e 100% de reciclo do gás de síntese para a queima conjunta no



combustor, a partir da estimativa de custos de investimento e operação, durante um horizonte de tempo de 12 anos. Os custos referentes aos equipamentos foram calculados, bem como o custo de utilidades, e utilizou-se como referência para a discriminação de cada processo. Empregou-se nesta etapa o software CAPCOST desenvolvido em EXCEL por Turton *et al.* (2009).

Os resultados indicaram que somente as configurações de 0% e 25% de reciclo apresentam viabilidade econômica. Os valores dos parâmetros de análise de investimento ficaram muito próximos, sendo que o processo com 0% de reciclo demanda um maior volume de investimento devido aos valores superiores de CAPEX e OPEX. Essa demanda financeira superior é explicada pelo aumento da capacidade e gasto energético dos compressores do trem de compressão de shift e de alimentação da planta de amônia.

A inviabilidade econômica dos processos com mais de 50% de reciclo demonstrou a superioridade da receita alcançada com a produção de amônia frente à comercialização de energia elétrica. Pode-se apontar, como uma das causas da inviabilização desses processos, o baixo poder calorífico do gás de síntese que não favorece a geração de energia elétrica. Além disso, o aumento da corrente gasosa gera uma sobrecarga aos compressores da corrente de alimentação do combustor, e por conseguinte, uma sobrecarga nas colunas de absorção e esgotamento devido à maior produção de gases. Dessa forma, os custos operacionais do processo com 100% de reciclo são superiores aos custos fixos.

Por intermédio da análise de sensibilidade, foi possível ver quão forte é o sucesso do investimento frente ao preço da amônia. Uma redução de 30% no preço de venda fez o VPL do processo recuar 150%. A alta no preço do gás natural também inviabilizou o projeto, porém de forma mais tímida.

Portanto, de acordo com o discorrido no presente trabalho, conclui-se que a biofixação do dióxido de carbono propiciada pelas microalgas foi capaz de reduzir as emissões de gases do efeito estufa, além de prover matéria prima para a síntese de amônia, através de uma tecnologia limpa, sustentável e lucrativa.

Como sugestão para trabalhos futuros recomenda-se:

- 1) Uma análise técnico-econômica deste processo descrito com a supressão de etapa de captura por absorção química de CO<sub>2</sub>. Desta forma, os gases efluentes da usina

termoelétrica seriam enviados diretamente para a biofixação de CO<sub>2</sub> nos fotobiorreatores.

- 2) Recomenda-se avaliar o desempenho de misturas de etanolaminas e outros solventes especiais no processo de absorção química.
- 3) O dimensionamento de um filtro prensa ou rotativo a vácuo através de parâmetros experimentais determinados em escala piloto, utilizando uma suspensão de *Isochrysis galbana* com a mesma concentração do processo industrial. Com isso, haverá resultado mais fiel para os custos de instalação e operação da planta.
- 4) Outras espécies de microalgas podem ser selecionadas visando à obtenção de bioprodutos que possuem alto valor agregado.
- 5) Ao invés da amônia, outro produto com bom valor de mercado pode ser produzido, como DMC, metanol, diesel e gasolina. Por intermédio da análise econômica, poderíamos avaliar qual processo apresenta maior rentabilidade.
- 6) Poder-se-ia testar na planta de amônia um maior número de reatores multitubulares com menores dimensões em série. Os parâmetros de cada um seriam otimizados de forma a obter uma configuração para o reator que permita uma maior produção de amônia, sem a ocorrência da reação inversa, de formação de hidrogênio e nitrogênio.
- 7) Deve-se testar a divisão da corrente para queima no combustor após o processo de purificação por *water-gas-shift*. Isto geraria uma queima ainda mais limpa (pois seria injetado basicamente hidrogênio puro), e a quantidade de energia produzida seria maior.
- 8) Efetuar a análise econômica com o tempo de operação em regime de despacho (50 a 60%), bem como alterar o tempo de vida de operação para 30 anos.
- 9) Para auxiliar uma possível tomada de decisão de investimento, realizar a análise econômica por unidade.

- 10) O desenvolvimento de um estudo comparativo de Avaliação do Ciclo de Vida para avaliar o balanço energético e os potenciais impactos ambientais de toda cadeia do processo, desde a geração de eletricidade a partir da queima do gás natural até a distribuição da amônia.

## 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**Agricultural Marketing Service.** Disponível em <http://www.ams.usda.gov>. Acesso em 10/03/2012.

**Alcântara, A. F..** *Modelagem, Simulação e Otimização de um sistema de conversão de monóxido de carbono e produção de hidrogênio.* Tese de Mestrado, Universidade Salvador, 2006.

**Bolland, O., Undrum, H..** *A novel methodology for Comparing CO<sub>2</sub> capture options for natural gas-fired combined cycle plants.* Advances in Environmental Research, 7, 2003, 901-911.

**Brennan, L., Owende, P..** *Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products.* Renewable and Sustainable Energy Reviews, 14, 2010, 557–577.

**Campbell, J.M.** *Gas Conditioning and Processing.* Pennwell Corp, 2001.

**CAPCOST, R. Turton.** *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (CD-ROM incluído). Boston: Prentice Hall, 2009.

**Carlsson, A. S., van Beilen, J. B., Möller, R., Clayton, D..** *Micro and Macro-algae: utility for industrial applications.* EPOBIO Project, University of York, 2007.

**CDIAC - Carbon Dioxide Information Analysis Center.** *Global, Regional, and National Fossil-Fuel CO<sub>2</sub> Emissions.* 2011. Disponível em: [http://cdiac.ornl.gov/trends/emis/tre\\_bra.html](http://cdiac.ornl.gov/trends/emis/tre_bra.html). Acesso em: 28/10/2011.

**CENBIO.** *Comparação entre Tecnologias de Gaseificação de Biomassa Existentes no Brasil e no Exterior e Formação de Recursos Humanos na Região Norte.* Estado da Arte da Gaseificação. 2002.

**Chemsystems.** *Ammonia and Urea – Strategic Business Analysis.* Disponível em [www.chemsystems.com](http://www.chemsystems.com). Acesso em 03 de fevereiro de 2012.

- Ciferno, J. P., Marano, J. J.** *Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels, Chemicals and Hydrogen Production*. Departamento de Energia dos Estados Unidos, 2002.
- Chisti, Y.** *Biodiesel from microalgae*. *Biotechnology Advances*, 25, 2007, 294–306.
- Chisti, Y., Yan, J.**, *Energy from algae: Current Status and future trends Algal biofuel – A status report*. *Applied Energy*, 88, 2011, 3277-3279
- Corrêa Neto, V.** *Análise de Viabilidade da Cogeração de Energia Elétrica em Ciclo Combinado com Gaseificação de Biomassa de Cana-de-açúcar e Gás Natural*. Tese de Mestrado, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2001.
- Crookes, R. J.** *Comparative bio-fuel performance in internal combustion engines*. *Biomass and Bioenergy*, 30, 2006, 461-468.
- Damen, Kay et al.** *A comparison of electricity and hydrogen production systems with CO2 capture and storage. Part A: Review and selection of promising conversion and capture technologies*. *Progress in Energy and Combustion Science*, 32, 2006, 215-246.
- Davis, R., Aden, A., Pienkos, P. T.** *Techno-economic analysis of autotrophic microalgae for fuel production*. *Applied Energy*, 88, 2011, 3524-3531.
- Erik Oi, L.** *Aspen HYSYS Simulation of CO2 Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant*. SIMS2007 Conference, Goteborg, 2007.
- EIA.** *The International Energy Outlook*. 2011.
- EIA.** *Short-term Energy Outlook*. Disponível em <http://www.eia.gov/forecasts/steo>. Acesso em 09 de março de 2012.
- Fidalgo, J. P., Cid, A., Torres, E., Sukenik, A. Herrero, C.** *Effects of nitrogen source and growth phase on proximate biochemical composition, lipid classes and fatty acid profile of the marine microalga Isochrysis galbana*. *Aquaculture*, 166, 1998, 105-116.
- Gibbins, J., Chalmers, H.** *Carbon Capture and Storage*. *Energy Policy*, 36, 2008, 4317-4322.
- Ho, Shih-Hsin et al.** *Perspectives on microalgal CO2 emission mitigation systems – A review*. *Biotechnologies Advances*, 29, 2011, 189-198.

**Huber**, G.W., Iborra, S., Corma, A.. *Synthesis of Transportation Fuels from Biomass: Chemistry, Catalysts and Engineering*. Chemical Reviews, 106, 2006, 4044-4098.

**ICIS Pricing**. Disponível em [www.icispricing.com](http://www.icispricing.com). Acesso em 09 de março de 2012.

**IFA**. *International Fertilizer Industry Association*. Disponível em: [www.fertilizer.org](http://www.fertilizer.org). Acesso em 28 de novembro de 2011.

**Incropera**, F. P. DeWitt, D. P.. *Fundamentos da Transferência de Calor e Massa*. , LTC, 5ª ed, 2003.

**IPCC**. Summary for Policymakers. In: *Climate Change 2007: The Physical Science Basis*. Contribution of Working Group I to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Solomon, S., D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K.B. Averyt, M.Tignor and H.L. Miller (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

**Kamm**, B., Gruber, P., Kamm, M.. *Biorefineries-Industrial Process and Products: Status Quo and Future Directions*. Ed. Wiley-VCH, Vol. 1, 1ª ed., 2008.

**Kumar**, Kanhaiya *et al.*. *Development of suitable photobioreactors for CO<sub>2</sub> sequestration addressing global warming using green algae and cyanobacteria*. Bioresource Technology, 102, 2011, 4945-4953.

**Mata**, T. M., Martins, A. A., Caetano, N. S.. *Microalgae for biodiesel production and other applications: A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 14, 2010, 217-232.

**Molina Grima**, E., Belarbi, E-H., Acien Fernandez, F.G., Robels Medina, A., Chisti, Y.. *Recovery of microbial biomass and metabolites: process options and economics*. Biotechnologies Advances, 20, 2003, 491-515.

**Olajire**, A. A.. CO<sub>2</sub> Capture and Separation Technologies for end-of-pipe applications – A review. Energy, 35, 2010, 2610-2628.

**Packer**, M.. *Algal Capture of Carbon Dioxide; Biomass Generation as a tool for Greenhouse Gas Mitigation with reference to New Zealand energy strategy and policy*. Energy Policy, 37, 2009, 3428-3437.

**Phatarpekar**, P.V., Sreepada R.A., Pednekar C., Achuthankutty C.T.. *A comparative study on growth performance and biochemical composition of mixed culture of Isochrysis galbana and Chaetoceros calcitrans with monocultures*. Aquaculture, 181, 2000, 141-155.

**Perlingeiro**, C. A. G., *Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos*. Editora Edgard Blücher, 2005.

**Pires**, J.C.M., Martins, F.G., Alvim-Ferraz, M.C.M., Simões, M.. *Recent developments on carbon capture and storage: An overview*. Chemical Engineering Research and Design, 89, 2011, 1446-1460.

**Portal Marítimo**. Disponível em [www.portalmaritimo.com/2011/12/23/ogx-consegue-lp-para-explorar-gas-na-bacia-do-parnaiba](http://www.portalmaritimo.com/2011/12/23/ogx-consegue-lp-para-explorar-gas-na-bacia-do-parnaiba). Acesso em: 18 de janeiro de 2012.

**Pulz**, O.. *Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms*. Appl Microbiol Biotechnol, 57, 2001,287-293.

**Rahaman**, M.S.A., Chen, L.-H., Xu, X.-H., Zhang,L., Chen, H.-L.. *A review of carbon dioxide capture and utilization by membrane integrated microalgal cultivation processes*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 15, 2011, 4002-4012.

**Roque**, M. J.. *Produção de Amoníaco e sua Otimização*. Tese de Mestrado. Universidade de Aveiro, 2008.

**Skjanes**, K., Lindblad, P., Muller, J.. *BioCO<sub>2</sub> – A multidisciplinary, biological approach using solar energy to capture CO<sub>2</sub> while producing H<sub>2</sub> and high value products*. Biomolecular Engineering, 24, 2007, 405–413.

**Šulc**, J., Štojdl, J., Richter, M, Popelka, J., Svoboda, K., Smetana, Vacek, J., Skoblja, S., Buryan, P.. *Biomass waste gasification – Can be two stages process suitable for tar reduction and power generation?* Waste Management, 32, 2012, 692-700.

**Turton, R.;** Bailie, R. C.; Whiting, W. B.; Shaeiwitz, J. A.. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process*, Prentice Hall, 2<sup>a</sup> ed., 2002.

**Tsukahara, K.,** Sawayama, S.. *Liquid Fuel Production using Microalgae*. Journal of the Japan Petroleum Institute, 48, 2005, 251-259.

**Uduman, N.,** Qi, Y., Danquah, M. K., Forde, G. M., Hoadley, A.. *Dewatering of microbial cultures: A major bottleneck to algal-based fuels*. Renewable Sustainable Energy, 2, 2010, 012701.

**Walas, S. M.,** *Chemical Process Equipment – Selection and Design*. Elsevier, 2<sup>a</sup> ed., 2010.

**Wang, B.,** Li, Y., Wu, N., Lan, C.Q.. *CO<sub>2</sub> bio-mitigation using microalgae*. Appl Microbiol Biotechnol, 79, 2008, 707-718.

**Yang, Hongqun et al.,** *Progress in carbon dioxide separation and capture: A review*. Journal of Environmental Sciences, 20, 2008, 14–27.

**Zamfirescu, C.,** Dincer, I.. *Using ammonia as a sustainable fuel*. Journal of Power Sources 185, 2008, 459–465.



## APÊNDICE 1 – Legenda dos TAGs utilizados

Tabela 31 - Correspondência dos TAGs dos compressores.

Compressores	Nome	Tipo	Entrada	Saída
C-101	K-106	compressor	3° compressor inlet	3° compressor output
C-102	K-101	compressor	LP AIR-	HP O2 Rich Air-
C-103	K-105	compressor	2° compressor inlet	2° compressor output
C-104	K-102	compressor	Fuel	1st stage HP HT Fuel
C-105	K-100	compressor	2° Stage Comp Feed	2° Comp output
C-106	K-107	compressor	3° Comp feed	3° Comp output
C-107	K-103-2	compressor	SG + Lean Gas	HP SG to Chemicals
C-108	K-103-2-2	compressor	Dried SG	HP SG to Chemicals 2
C-109	K-103	compressor	Dried SG 2	HP SG to Chemicals 3
C-110	K-103-3	compressor	Dried SG 3	HP SG to Chemicals 4
C-111	K-104-2	compressor	Comp inlet	Comp output
C-112	K-104-2-2	compressor	Comp inlet 2	Comp output 2
C-113	K-100	compressor	Refrigerant to Compressor	2
C-114	K-100-2	compressor	Refrigerant to Compressor-2	2--2

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 32 - Correspondência dos TAGs das turbinas.

Turbinas	Nome	Tipo	Entrada	Saída
J-101	GAS TURBINE	expandop	Combustion Gas-	LP Combustion gas
J-102	STEAM TURBINE	expandop	STEAM CG+	COND CG

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 33 - Correspondência dos TAGs das bombas.

Bombas	Nome	Tipo	Entrada	Saída
P-101	LEAN MEA PUMP	Pumpop	MEA to Pump	MEA
P-102	STEAM LOOP PUMP	Pumpop	COND CG Cool	WATER CG HP

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 34 - Correspondência dos TAGs dos vasos.

Vasos	Nome	Tipo
D-101	SEPARATOR	flashtank
D-102	FLASH TK	flashtank
D-103	COMBUSTOR	conversionreactorop
D-104	V-101	flashtank
D-105	V-102	flashtank
D-106	HTShifter	equilibriumreactorop
D-107	LT-I-Shifter	equilibriumreactorop
D-108	LT-II-Shifter	equilibriumreactorop
D-109	Gas Water Separator 1	flashtank
D-110	Methanator	conversionreactorop
D-111	HUMID GASIFICATION	gibbsreactorop
D-112	V-103	flashtank
D-113	V-104	flashtank
D-114	V-100	flashtank
D-115	Separation Vessel	flashtank
D-116	Separation Vessel 2	flashtank
D-117	Separation Vessel 3	flashtank
D-118	SG - Water Separator 2	flashtank
D-119	SG - Water Separator 3	flashtank
D-120	SG - Water Separator	flashtank
D-121	V-101	flashtank
D-122	PFR-100	Reator PFR
D-123	PFR-102	Reator PFR

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 35 - Correspondência dos TAGs dos trocadores de calor.

Trocadores	Nome	Fluxograma
E-101	HEAT EXCHANGER	Principal
E-102	HRSB-HP	Principal
E-103	Integration 1	Principal
E-104	Integration 2	Principal
E-105	Integration 3	Principal
E-106	Integration 4	Principal
E-107	Integration 5	Principal
E-108	E-103	Principal
E-109	E-102	Principal
E-110	E-106	Principal
E-111	E-100	Principal
E-112	E-104	Principal
E-113	Integration 6	Principal
E-114	Integration 7	Principal
E-115	E-101	Principal
E-116	E-100	Air Compression Train
E-117	E-101	Air Compression Train
E-118	E-100	Fuel Train
E-119	E-101	Fuel Train
E-120	E-101	HRSB Cycle
E-121	E-100	Shift Train
E-122	E-101	Shift Train
E-123	E-102	Shift Train
E-124	E-100	Ammonia Feed Train
E-125	E-101	Ammonia Feed Train
E-126	REGENERATOR	Condensador da coluna de Regeneração
E-127	E-102	Planta de Produção de Amônia
E-128	E-105	Planta de Produção de Amônia
E-129	E-100	Planta de Produção de Amônia
E-130	E-100-2	Planta de Produção de Amônia
E-131	E-101	Planta de Produção de Amônia

Fonte: confeccionado pelos autores.

## APÊNDICE 2 – Resultados da Análise Econômica

Tabela 36 - Resultados CAPEX para compressores.

Compressor	Custos (US\$) dos Equipamentos para o processo com reciclo de:				
	0%	25%	50%	75%	100%
C-101	104.200.000	178.500.000	211.400.000	228.800.000	17.700.000
C-102	94.600.000	161.300.000	192.100.000	206.900.000	15.800.000
C-103	106.500.000	182.000.000	217.000.000	233.800.000	17.900.000
C-104	10.200.000	38.100.000	51.000.000	56.800.000	15.700.000
C-105	9.010.000	35.000.000	45.500.000	51.600.000	15.100.000
C-106	8.700.000	38.700.000	55.800.000	63.700.000	10.600.000
C-107	378.500.000	96.600.000	47.000.000	18.000.000	-
C-108	405.900.000	103.800.000	51.000.000	16.800.000	-
C-109	336.000.000	85.900.000	42.200.000	19.800.000	-
C-110	370.200.000	94.800.000	46.600.000	17.900.000	-
C-111	208.300.000	53.600.000	26.700.000	10.600.000	-
C-112	212.600.000	54.300.000	27.100.000	10.700.000	-
C-113	749.900.000	205.700.000	101.900.000	40.000.000	-
C-114	622.500.000	70.300.000	85.100.000	33.200.000	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 37 - Resultados CAPEX para motores.

Motores	Custos (US\$) dos Equipamentos para o processo com reciclo de:				
	0%	25%	50%	75%	100%
D-101	15.500.000	26.600.000	31.600.000	33.900.000	2.630.000
D-102	14.000.000	24.000.000	28.600.000	30.700.000	2.340.000
D-103	15.800.000	27.200.000	32.200.000	34.800.000	2.880.000
D-104	1.460.000	5.810.000	7.590.000	8.480.000	2.340.000
D-105	1.440.000	5.240.000	6.980.000	7.610.000	2.310.000
D-106	1.430.000	5.830.000	8.440.000	9.620.000	1.710.000
D-107	56.200.000	14.300.000	7.010.000	2.880.000	-
D-108	60.300.000	15.500.000	7.590.000	2.590.000	-
D-109	50.000.000	12.800.000	6.400.000	2.920.000	-
D-110	55.000.000	14.000.000	6.990.000	2.630.000	-
D-111	31.000.000	7.900.000	4.070.000	1.710.000	-
D-112	31.600.000	8.170.000	4.080.000	1.720.000	-
D-113	111.500.000	30.400.000	15.200.000	6.100.000	-
D-114	92.400.000	25.400.000	12.600.000	4.960.000	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 38 - Resultados CAPEX para bombas.

Bomba (com motor)	Custos (US\$) dos Equipamentos para o processo com reciclo de:				
	0%	25%	50%	75%	100%
P-101	33.600.000	14.500.000	14.500.000	14.500.000	7.800.000
P-102	17.500.000	30.600.000	37.600.000	42.500.000	6.140.000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 39 - Resultados CAPEX para colunas.

Reciclo	Custos (US\$) dos Equipamentos para o processo			
	Coluna	Qtde	Custo Unitário	Custo Total
0%	Absorvedora (2bar)	17	2.830.000	48.110.000
	Regeneradora (2bar)	35	830.000	29.050.000
	Absorvedora (32bar)	5	15.700.000	78.500.000
25%	Absorvedora (2bar)	30	2.840.000	85.200.000
	Regeneradora (2bar)	9	787.000	7.083.000
	Absorvedora (32bar)	2	9.220.000	18.440.000
50%	Absorvedora (2bar)	36	2.800.000	100.800.000
	Regeneradora (2bar)	6	820.000	4.920.000
	Absorvedora (32bar)	1	8.730.000	8.730.000
75%	Absorvedora (2bar)	38	2.830.000	107.540.000
	Regeneradora (2bar)	7	758.000	5.306.000
	Absorvedora (32bar)	1	2.730.000	2.730.000
100%	Absorvedora (2bar)	3	2.980.000	8.940.000
	Regeneradora (2bar)	1	1.480.000	1.480.000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 40 - Resultados CAPEX para turbinas.

Turbina	Custos (US\$) dos Equipamentos para o processo com reciclo de:				
	0%	25%	50%	75%	100%
J-101	329.600.000	593.700.000	711.900.000	773.500.000	87.800.000
J-102	28.000.000	48.600.000	59.800.000	67.300.000	10.900.000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 41 - Resultados CAPEX para vasos.

Vaso					
	0%	25%	50%	75%	100%
V-101	18.400	25.100	56.200	29.200	9.040
V-102	15.000	15.000	15.000	15.000	15.000
V-103	26.600	26.600	26.600	26.600	26.600
V-104	174.000	82.700	67.500	57.700	17.700
V-105	40.800	23.600	20.400	18.200	15.000
V-106	27.500	27.500	27.500	27.500	22.700
V-107	27.100	27.100	27.100	27.100	15.000
V-108	27.000	27.000	27.000	27.000	16.200
V-109	36.300	26.600	26.300	26.600	148.000
V-110	25.200	25.200	25.200	25.200	-
V-111	286.000	122.000	97.400	81.900	-
V-112	15.000	21.600	25.200	26.900	-
V-113	28.800	15.000	15.000	15.400	-
V-114	148.000	148.000	148.000	148.000	-
V-115	113.000	48.300	32.700	20.700	-
V-116	56.800	25.700	18.600	15.000	-
V-117	38.100	17.500	16.600	16.600	-
V-118	43.700	43.700	43.700	43.700	-
V-119	92.200	92.100	92.200	92.200	-
V-120	17.100	15.000	15.000	15.000	-
V-121	174.000	91.400	91.400	91.400	-
V-122	110.000	110.000	110.000	110.000	-
V-123	1.430.000	1.430.000	1.430.000	1.430.000	-

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 42 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 0% de reciclo.

Reciclo de 0%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Custo (US\$)
E-101	2	2	38100000
E-102	140	140	36700000
E-103	30	34.1	6200000
E-104	140	140	3440000
E-105	140	140	19900000
E-106	140	140	4130000
E-107	2.5	4	2640000
E-108	1.06	4	55600000
E-109	0.513	4	25100000
E-110	4	32.9	35800000
E-111	4	29.4	15000000
E-112	1.01	2	7300000
E-113	2	33.4	11000000
E-114	34.3	38.2	5560000
E-115	4	10	10200000
E-116	3.3	4	9610000
E-117	4	6.93	491000
E-118	4	38	350000
E-119	2	4	10400000
E-120	4	4	19600000
E-121	4	11	16700000
E-122	1.1	4	26600000
E-123	4	69	6430000
E-124	140	140	6890000
E-125	2.17	4	29300000
E-126	140	140	34600000
E-127	140	140	93000000
E-128	4.5	8	34100000
E-129	4	13.9	51400000
E-130	140	140	348800000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 43 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 25% de reciclo.

Reciclo de 25%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Custo (US\$)
E-101	2	2	20700000
E-102	140	140	39300000
E-103	34.3	38.2	1400000
E-104	30	34.1	1650000
E-105	140	140	1020000
E-106	140	140	5070000
E-107	140	140	223000
E-108	2.5	4	14500000
E-109	1.4	4	22800000
E-110	0.5	4	6960000
E-111	4	32.9	8730000
E-112	4	29.4	3190000
E-113	2	4	13300000
E-114	1	2	2580000
E-115	2	33.4	162000
E-116	4	34.3	16700000
E-117	4	4	17400000
E-118	3.3	4	2670000
E-119	4	4	1950000
E-120	4	4	18100000
E-121	2	4	6790000
E-122	4	11	5110000
E-123	1.1	4	4320000
E-124	4	69	1700000
E-125	140	140	1540000
E-126	2	4	4430000
E-127	140	140	14400000
E-128	140	140	28900000
E-129	4.5	8	9380000
E-130	4	13.9	14100000
E-131	140	140	150500000

Fonte: confeccionado pelos autores.



Tabela 44 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 50% de reciclo.

Reciclo de 50%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Custo (US\$)
E-101	2	2	1570000
E-102	140	140	4400000
E-103	34.3	38.2	709000
E-104	30	34.1	869000
E-105	140	140	418000
E-106	140	140	3220000
E-107	140	140	207000
E-108	2.5	4	74250000
E-109	1.06	4	2350000
E-110	0.513	4	5210000
E-111	4	29.4	1600000
E-112	0.032	2	14700000
E-113	1.01	2	5190000
E-114	2	33.4	4850000
E-115	4	32.9	4110000
E-116	4	34.3	19900000
E-117	4	4	20700000
E-118	3.3	4	3700000
E-119	4	4	2600000
E-120	4	4	22300000
E-121	2	4	3310000
E-122	4	11	2450000
E-123	1.1	4	2070000
E-124	4	69	900000
E-125	140	140	869000
E-126	2.17	4	2260000
E-127	140	140	4980000
E-128	140	140	12900000
E-129	4.5	8	4720000
E-130	4	13.9	7000000
E-131	140	140	45000000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 45 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 75% de reciclo.

Reciclo de 75%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Custo (US\$)
E-101	2	2	1530000
E-102	140	140	12010000
E-103	34.3	38.2	299000
E-104	30	34.1	314000
E-105	140	140	251000
E-106	140	140	875000
E-107	140	140	117000
E-108	4	32.9	1380000
E-109	4	29.4	623000
E-110	2.5	4	1040000
E-111	1.06	4	2340000
E-112	2	4	2380000
E-113	0.513	4	4780000
E-114	1.01	2	1390000
E-115	2	33.4	863000
E-116	4	32.9	2800000
E-117	4	34.3	2140000
E-118	4	4	2230000
E-119	3.3	4	4160000
E-120	4	4	2930000
E-121	4	4	2520000
E-122	2	4	1290000
E-123	4	11	979000
E-124	1.1	4	872000
E-125	4	69	291000
E-126	140	140	366000
E-127	2.17	4	1570000
E-128	140	140	1300000
E-129	140	140	4540000
E-130	4.5	8	1890000
E-131	4	13.9	2740000
E-132	140	140	12100000

Fonte: confeccionado pelos autores.

Tabela 46 - Resultados CAPEX para Trocadores de Calor para 100% de reciclo.

Reciclo de 100%			
Trocador de Calor	Pressão Casco (barg)	Pressão Tubo (barg)	Custo( US\$)
E-101	2	2	136000
E-102	140	140	6480000
E-103	2.5	4	1360000
E-104	1.4	4	516200000
E-105	2	4	266000
E-106	0.513	4	536000
E-107	1.01	2	192000
E-108	2	4	16700000
E-109	2.5	4	1640000
E-110	1.06	4	1720000
E-111	2	4	894000
E-112	0.513	4	852000
E-113	1.01	2	3700000
E-114	2	2	188000

Fonte: confeccionado pelos autores.