

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**Avaliação Termoeconômica da Produção de Hidrogênio a
partir do Gás Natural**

Flávio Eduardo da Cruz

Orientador: Prof. Dr. Sílvio de Oliveira Jr.



São Paulo

2004

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**Avaliação Termoeconômica da Produção de Hidrogênio a
partir do Gás Natural**

Trabalho de formatura apresentado à Escola
Politécnica da Universidade de São Paulo para
obtenção do título de Graduação em Engenharia

Flávio Eduardo da Cruz

Orientador: Prof. Dr. Sílvio de Oliveira Jr.

São Paulo

2004

“O que faz andar o barco não é a
vela enfunada, mas o vento que
não se vê. (Platão)”

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, por me dar paciência, sabedoria nas horas mais difíceis e por estar sempre ao meu lado apesar das minhas falhas e, em muitos casos, da minha falta de fé. Agradeço também à minha família, em especial aos meus pais, Sérgio e Piedade, que sempre me ensinaram o valor da humildade e que sempre lutaram para garantir, senão as melhores condições para meu desenvolvimento e de meus irmãos, ao menos as melhores que eles tinham condições de nos dar. Agradeço também aos meus irmãos Renata e Tony pelas brigas que nos fazem crescer para a vida, pela amizade e amor que fortalecem nossos laços, pela paciência e força em sustentar a casa enquanto esperavam pelo momento de minha formatura. Agradeço em especial à minha tia Helena e ao meu tio Alberto pela ajuda financeira nas horas mais difíceis.

Agradeço a todos os meus professores e em especial ao Prof. Silvio de Oliveira Jr. pelo apoio dado na elaboração deste trabalho de formatura e pela motivação dada nos últimos meses de trabalho. Também agradeço aos profissionais da Promon Engenharia que contribuíram de maneira decisiva para a realização deste trabalho.

Agradeço à minha namorada Tatiana pelo amor incondicional, pelos momentos de alegria, apreensão e ansiedade vividos neste último ano. Agradeço também a todos os meus amigos da Escola Politécnica e da minha classe, em especial à Kátia R. Hamada, Luciana T. Araki e Alexandre Liu pelos quatro anos de apoio, amizade, empenho e companheirismo. Não posso deixar de agradecer ao aluno de pós-graduação Eng. Luiz Felipe Pellegrini pela ajuda na elaboração deste trabalho. Agradeço também à Rateria que propiciou um canal sempre aberto para aliviar todo o stress gerado nesses anos e a todos os grandes amigos feitos nela e por ela.

Por fim, agradeço à toda Escola Politécnica, seus funcionários, alunos, politécnicos, politrecos, politípicos e todas as outras espécies encontradas neste universo tão diferente. Dizem que “Melhor do que ser politécnico é ser ex-politécnico!”, então chegou a hora de tirar a prova.

RESUMO

O hidrogênio puro (H_2) é um gás de ampla utilização na indústria química e petroquímica devido à sua grande facilidade de reagir com outros elementos., servindo muitas vezes de insumo em diversos processos produtivos. Apesar de abundante na natureza, o hidrogênio é normalmente encontrado em moléculas associadas a outros elementos químicos, como por exemplo a água (H_2O) ou os combustíveis fósseis (Hidrocarbonetos), sendo necessária a aplicação de processos específicos para a obtenção do hidrogênio puro. Uma das formas mais comuns de produção de hidrogênio puro é através do processo de reforma do gás natural, onde o combustível fóssil (essencialmente metano) se combina com o vapor d'água. Além do hidrogênio, outros produtos de difícil avaliação econômica são obtidos através deste processo. Neste trabalho foi estudado o caso de uma Unidade de Geração de Hidrogênio que está sendo instalada em uma refinaria, sendo que o custo de produção do hidrogênio e dos outros produtos do processo de reforma do gás natural foram determinados através do método da análise termoeconômica, demonstrando de forma clara a aplicabilidade deste método em um caso real.

ABSTRACT

Pure hydrogen is an useful gas in chemical and oil industries because it reacts easily whit several other elements. In spite of its abundance, hydrogen is normally found associated with other chemichal components like water (H_2O) or hidrocarbons like methane or butane. Same especific process are required to obtain pure hydrogen, and the most usual process is the natural gas reforming, where natural gas reacts whit superheated steam water. It is shown that thermoeconomic analisys provides a rational method to evaluate the cost of several products of a real Hydrogen Generation Unit that was built in a refinery.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. O Hidrogênio	1
1.2. Formas de produção	2
1.3. O processo de reforma	3
2. EXERGIA E TERMOECONOMIA	6
3. CARACTERIZAÇÃO DO SISTEMA	8
3.1. Levantamento das informações do processo.....	8
3.2. Desenvolvimento de uma planta síntese	9
3.3. Balanço de massa, energia e exergia de cada equipamento	11
3.4. Balanço exergético da planta como um todo	67
4. ANÁLISE TERMOECONÔMICA	69
4.1. Custo dos equipamentos do processo	69
4.2. Custo dos insumos do processo (C _{in}).....	70
4.3. Custo de operação e manutenção	71
4.4. Fator de carga.....	72
4.5. Tempo de operação anual	72
4.6. Outras variáveis econômicas.....	73
4.7. Custo anual dos equipamentos.....	73
4.8. Custo dos produtos.....	74
5. CONCLUSÃO	81
6. BIBLIOGRAFIA	82
7. ANEXOS	84

LISTA DE FIGURAS

Fig. 2.1 – Forno Reformador	4
Fig. 2.2 – Sistema de purificação (PSA).....	5
Fig. 3.1 – Planta Síntese do sistema de geração de hidrogênio	10
Fig. 3.2 – Desenho esquemático do Compressor de Carga.....	12
Fig. 3.3 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-01.....	14
Fig. 3.3 – Desenho esquemático do Misturador - 01	19
Fig. 3.4 – Desenho esquemático do Pré-Aquecedor-01.....	21
Fig. 3.5 – Desenho esquemático do Dessulfurizador.....	22
Fig. 3.6 – Desenho esquemático do Misturador-02	23
Fig. 3.7 – Desenho esquemático do Pré-Aquecedor-02.....	26
Fig. 3.8 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-02.....	27
Fig. 3.9 – Desenho esquemático do Reator de Shift.....	31
Fig. 3.10 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-03.....	33
Fig. 3.11 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-04.....	37
Fig. 3.12 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-05.....	39
Fig. 3.13 – Desenho esquemático do Purgador de Vapor.....	43
Fig. 3.14 – Desenho esquemático do Sistema de PSA	45
Fig. 3.15 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-01	47
Fig. 3.16 – Desenho esquemático do Tanque de Vapor	50
Fig. 3.17 – Desenho esquemático do Economizador.....	53
Fig. 3.18 – Desenho esquemático do Superaquecedor	54
Fig. 3.19 – Desenho esquemático do Separador (Derivações da Tubulação).56	
Fig. 3.20 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-02	58
Fig. 3.21 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-03	60
Fig. 3.22 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-04	61
Fig. 3.23 – Desenho esquemático do Forno Reformador	64

SÍMBOLOS

n :	Vazão Molar;
y :	Fração Molar;
R :	Constante universal dos gases;
h_i :	Entalpia de um produto, mistura de gases ou insumo;
s_i :	Entropia de um produto, mistura de gases ou insumo;
h_0 :	Entalpia de um produto, mistura de gases ou insumo no ambiente idealizado;
s_0 :	Entropia de um produto, mistura de gases ou insumo no ambiente idealizado;
T_0 :	Temperatura do ambiente idealizado;
B_i :	Taxa de Exergia de uma mistura de gases;
c_i :	Custo exergético de um insumo ou produto;
C_i :	Custo por unidade de tempo de um insumo ou produto;

1. INTRODUÇÃO

1.1. O Hidrogênio

O hidrogênio é um composto com grande capacidade de armazenar energia, e por este motivo seu uso como fonte renovável de energia elétrica e combustível vem sendo amplamente pesquisado.

Desde o início do século XIX, os cientistas identificaram o hidrogênio como uma fonte potencial de combustível. Os usos atuais do hidrogênio incluem processos industriais, combustível para foguetes e cápsulas espaciais. Com o desenvolvimento das células combustíveis, este elemento em breve poderá ser utilizado como uma fonte alternativa de energia para aquecimento, iluminação de residências e como combustível de automóveis.

O hidrogênio é o mais simples e mais comum elemento do universo e possui a maior quantidade de energia por unidade de massa que qualquer outro combustível conhecido. Além disso, quando resfriado ao estado líquido, este combustível de baixo peso molecular ocupa um espaço equivalente a 1/700 daquele que ocuparia no estado gasoso. Esta é uma das razões pelas quais o hidrogênio é utilizado como combustível para propulsão de foguetes e cápsulas espaciais, que requerem combustíveis de baixo peso, compactos e com grande capacidade de armazenamento de energia.

Apesar de ser um elemento abundante na natureza, o hidrogênio é raramente encontrado em sua forma molecular (H_2), sendo normalmente encontrado combinado com outros elementos, como o oxigênio na água, o carbono nos hidrocarboneto e na maioria dos compostos orgânicos. No estado molecular e sob condições normais de pressão e temperatura, o hidrogênio é um gás incolor, inodoro e insípido.

Quando queimado com oxigênio puro, os únicos produtos são calor e água. Quando queimado com ar, constituído por cerca de 68% de nitrogênio, alguns óxidos de nitrogênio (NO_x) são formados. Ainda assim, a queima de hidrogênio produz menos poluentes atmosféricos que os combustíveis fósseis.

Devido à sua grande atividade química e conseqüente facilidade de reação, o hidrogênio puro (H_2) é utilizado em processos industriais e em refinarias de petróleo para purificação de produtos diversos e de combustíveis como o óleo diesel.

A unidade de geração de hidrogênio objeto de estudo neste trabalho tem como finalidade o fornecimento de 500.000 Nm³/dia de hidrogênio para purificação de óleo diesel.

1.2. Formas de produção

Cerca de 70% do hidrogênio encontrado na terra está ligado a outros elementos na forma de compostos orgânicos, hidrocarbonetos ou água. Assim, a forma mais comum de obtenção de hidrogênio puro consiste na quebra das ligações desses elementos. A seguir estão descritos alguns métodos para a produção de hidrogênio e que ou estão atualmente em uso ou sob pesquisa e desenvolvimento.

Um dos modos de produzir hidrogênio é por eletrólise, onde os elementos da água são separados pela passagem de uma corrente elétrica. A adição de um eletrólito como um sal aumenta a condutividade da água e melhora a eficiência do processo. A carga elétrica quebra a ligação química entre os átomos de hidrogênio e o de oxigênio e separa os componentes atômicos, criando partículas carregadas (íons). Os íons se formam em dois pólos: o anodo, polarizado positivamente, e o cátodo, polarizado negativamente. O hidrogênio se concentra no cátodo e o anodo atrai o oxigênio. Uma voltagem de 1,24V é necessária para separar os átomos de oxigênio e de hidrogênio em água pura a uma temperatura de 25°C e uma pressão de 1,03kg/cm². Esta tensão varia conforme a pressão ou a temperatura são alteradas.

A menor quantidade de eletricidade necessária para eletrolisar um mol de água é de 65,3Watts-hora (a 25°C).

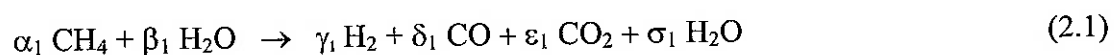
A eletrólise de vapor é uma variação do processo convencional de eletrólise. Uma parte da energia necessária para decompor a água é adicionada na forma de calor ao invés de eletricidade, tornando o processo mais eficiente que a eletrólise convencional. A 2500°C a água se decompõe em hidrogênio e oxigênio. O problema neste processo é impedir a recombinação do hidrogênio e do oxigênio sob as altas temperaturas utilizadas no processo.

Além da eletrólise, existem alguns processos fotoeletroquímicos e biológicos capazes de produzir hidrogênio, porém tais processos ainda não são comercialmente viáveis devido a sua reduzida capacidade de produção.

Devido ao custo de energia ligado ao processo de eletrólise e à inviabilidade técnica de outros processos, a maior parte do hidrogênio produzido em escala industrial é obtido através do processo de reforma. O processo de reforma utiliza energia térmica para separar o hidrogênio do carbono no metano ou metanol, e envolve a reação destes combustíveis com vapor em superfícies catalíticas. Este processo será explicado em detalhes no item seguinte.

1.3. O processo de reforma

A reforma a vapor (Steam Reformer), utilizada na planta objeto de estudo deste trabalho, é uma reação química entre o vapor de água (H_2O) e o gás natural (composto essencialmente de metano - CH_4) que forma uma mistura de hidrogênio, monóxido e dióxido de carbono:



Onde os coeficientes estequiométricos da eq. 2.1 dependem essencialmente das condições de equilíbrio e da vazão molar dos insumos.

Antes de entrar no forno reformador (fig. 2.1) o gás natural passa por um processo de dessulfurização e pré-aquecimento. Vapor d'água é então misturado ao gás natural formando a carga do forno reformador.

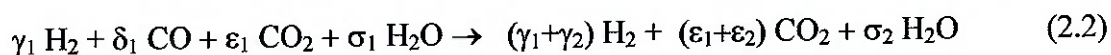


Fig. 2.1 – Forno Reformador

A mistura de vapor e gás natural é novamente pré-aquecida na secção de convecção lateral ao forno, ingressando no mesmo a uma pressão de 2,88 MPa e temperatura de 485° C. Os catalisadores convertem esta mistura de gases em um produto de reforma, consistindo de hidrogênio, óxidos de carbono e metano residual. A reação é endotérmica, alcançando na saída dos tubos uma temperatura de 840° C a uma pressão de 2,58 MPa, sendo o calor fornecido pelos queimadores localizados no teto do forno (Top Fired). Este calor é transferido por radiação e convecção para a mistura de reforma nos tubos com catalisadores.

O produto da reação deixa o reformador a uma temperatura elevada sendo que este potencial térmico é utilizado para a geração de vapor. A partir daí o produto segue para um outro reator de deslocamento (Reator de Shift) onde o monóxido de

carbono e o excesso de água resultante da primeira reação (ver eq. 2.1) são convertidos cataliticamente em dióxido de carbono e mais hidrogênio:



Onde σ_2 é a quantidade de água residual, γ_2 e ε_2 são as quantidades de hidrogênio molecular e dióxido de carbono formados na segunda reação (Reator de Shift).

Este gás é então resfriado e separado, sendo a sua fase gasosa enviada a um sistema de vasos com catalisadores, PSA - Pressure Swing Adsorption (Fig. 2.2), que tem a função de purificar o hidrogênio a 99,9%. Durante a purificação do hidrogênio é gerada uma corrente de purga, onde se concentram todos os contaminantes indesejáveis e também uma quantidade apreciável de hidrogênio, em função da qual operam as peneiras moleculares características deste equipamento. Essa corrente de gás residual é utilizada como combustível para os queimadores do forno reformador.



Fig. 2.2 – Sistema de purificação (PSA)

O projeto, instalação e operação desses equipamentos, além de toda a matéria-prima utilizada (essencialmente gás natural e vapor a diversas pressões), causam um impacto direto e de difícil avaliação no custo final do hidrogênio, sendo que erros na determinação deste custo de produção podem reduzir a competitividade do produtor, fundamental nos dias de hoje.

2. EXERGIA E TERMOECONOMIA

Neste ponto cabe uma breve explicação sobre análise exérgica de equipamentos e processos, bem como sua importância na análise econômica de sistemas térmicos.

Uma oportunidade de realizar trabalho existe toda vez que dois sistemas em estados diferentes são conectados. Este trabalho pode ser realizado até que os dois sistemas entrem em equilíbrio. Quando um desses sistemas é definido como um ambiente idealizado (“*environment*”), pode-se definir exergia física como o trabalho teórico máximo que seria obtido ao levar um sistema ao equilíbrio com o ambiente.

Sabe-se que o trabalho é máximo quando um sistema muda de estado através de um processo reversível. Sendo assim é possível modelar a exergia física conforme mostrado na eq. 2.1:

$$B_F = n_{tot} \cdot \left[(\bar{h}_1 - \bar{h}_0) - T_0 \cdot (\bar{s}_1 - \bar{s}_0) \right] \quad (2.1)$$

Onde o subscrito “1” indica as propriedades molares do ponto de interesse e o subscrito “0” indica as propriedades molares do ambiente idealizado.

Ao atingir o equilíbrio com o ambiente, o sistema não tem como realizar trabalho, porém no caso de mistura de gases a concentração dos elementos desse sistema pode ser diferente das concentrações típicas do ambiente idealizado definido anteriormente. Assim, a exergia química pode ser definida como o trabalho teórico mínimo para formar uma quantidade de matéria a partir das substâncias presentes no ambiente idealizado e levar essa quantidade de matéria para um estado específico. Utilizando a hipótese de que os gases presentes neste trabalho tem o comportamento de gás perfeito, pode-se definir a exergia química de uma mistura de gases perfeitos como mostrado na eq. 2.2:

$$B_Q = n_{tot} \cdot \left[\sum y_i \cdot \varepsilon_i + \bar{R} \cdot T_0 \sum y_i \ln(y_i) \right] \quad (2.2)$$

Onde o y_i é a fração molar de cada componente da mistura e ε_i é a exergia química padrão de cada componente nas condições do ambiente especificado.

Outros componentes da exergia, como por exemplo a cinética e a potencial, não foram avaliados neste trabalho por não possuírem valores significantes quando comparados com a exergia física e química. Sendo assim a exergia total do fluxo no

caso estudado será sempre composta pela soma da exergia física com a exergia química.

A análise exérgica introduz a eficiência exérgica como um novo parâmetro de avaliação de performance termodinâmica. Neste trabalho a eficiência exérgica foi definida como a razão entre a variação de exergia do que é produzido e a exergia consumida no processo para atingir essa variação. Quando existe apenas uma entrada e uma saída no sistema a eficiência exérgica pode ser definida como a razão entre saída e entrada.

Sabe-se que o fluxo de energia se conserva num sistema térmico. Isto é um conceito da primeira lei da termodinâmica (energia não pode ser destruída). Porém, quando tratamos de exergia, a lei de conservação não é aplicada e podemos ter exergia destruída num sistema. Isto é um conceito que leva em conta a segunda lei da termodinâmica. Sendo assim, é o conceito de exergia que nos dá a real idéia de “qualidade” da substância estudada, isso é, enquanto o conceito de energia não diferencia 1 kJ de eletricidade gerada por uma planta de 1 kJ de energia transferida de uma caldeira, o conceito de exergia nos mostra claramente que a eletricidade é uma energia de melhor qualidade e consequentemente de maior valor econômico que a mesma quantidade de energia transferida por uma caldeira.

Portanto, os dados obtidos na análise exérgica de um equipamento ou de um processo pode ser combinados com princípios econômicos, obtendo-se o custo efetivo do sistema estudado. Essa conjugação entre a análise exérgica e princípios econômicos é o que chamamos de Termoeconomia.

A partir deste ponto faremos uma síntese da planta estudada, bem como a análise exérgica de cada equipamento da planta síntese e da planta como um todo. Após isso usaremos os conceitos de termo-economia para avaliar o custo de produção do hidrogênio molecular.

3. CARACTERIZAÇÃO DO SISTEMA

3.1. Levantamento das informações do processo

Para iniciar a análise do sistema foi preciso primeiramente levantar as informações do processo, tais como equipamentos envolvidos, fluidos, temperaturas, pressões e vazões. Essas informações foram obtidas principalmente através do estudo do fluxograma de processo da planta, porém algumas informações foram obtidas através de pesquisa em literatura especializada e entrevistas com profissionais experientes.

Essas informações foram compiladas em uma extensa tabela, sendo que uma parte dela é apresentada abaixo apenas com o intuito de ilustrar este trabalho.

Tab. 3.1 – Exemplo da forma de compilação de dados utilizada

DADOS DOS PONTOS DO SISTEMA		100	110	141	145	150
HIDROGÊNIO (H ₂)	kmol/h				14,6	14,6
OXIGÊNIO (O ₂)	kmol/h					
NITROGÊNIO (N ₂)	kmol/h	3,05			0,01	3,06
MONOXIDO DE C (CO)	kmol/h					
DIOXIDO DE C (CO ₂)	kmol/h	1,33				1,33
METANO (CH ₄)	kmol/h	371,52				371,52
ETANO (C ₂ H ₆)	kmol/h	37,34				37,34
PROPANO (C ₃ H ₈)	kmol/h	3,63				3,63
BUTANO (C ₄ H ₁₀)	kmol/h	0,29				0,29
C ₅ +	kmol/h					
ÁGUA (H ₂ O)	kmol/h					
TOTAL	kmol/h	417,16			14,61	431,77
VAZÃO EM MASSA TOTAL	kg/h	7404			30	7434
TEMPERATURA (T)	oC	40	70	188	40	173
PRESSÃO (P)	kg/cm ² g	24	34,4	30,3	30,3	30,3
PRESSÃO (P) Absoluta	kPa	2465,325	3489,725	3085,875	3085,875	3085,875
PESO MOLECULAR (M)	kg/kmol	17,7			2	17,2
DENSIDADE	kg/m ³	17,45			2,533	15,47
VISCOSIDADE	cP	0,0114			0,009	0,015
CALOR ESPECÍFICO (CP)	kcal/kg.oC	0,556			3,374	0,654
COEF. DE PELÍCULA (h)	kcal/h.m.oC	0,031			0,155	0,051
TENSÃO SUPERFICIAL	dyn/cm					
FATOR DE COMPRESSÃO (Z)		0,958			1,018	0,995
FASE		V			V	V

3.2. Desenvolvimento de uma planta síntese

O projeto e construção de uma planta de produção de hidrogênio é algo extremamente complexo. Uma infinidade de equipamentos, válvulas, tubulações e conexões são necessárias para que a planta funcione corretamente. Esse grande número de informações e variáveis torna inviável a análise do processo com todos os equipamentos. Por isso torna-se necessário desenvolver uma planta síntese que consiga descrever de forma mais próxima do real os principais equipamentos e processos envolvidos.

Com as informações do processo em mãos, foi possível desenvolver uma planta que caracteriza o sistema estudado de forma simples porém bastante próxima do seu funcionamento real. Essa planta síntese é apresentada na fig. 3.1 e de forma ampliada nos anexos.

3.3. Balanço de massa, energia e exergia de cada equipamento

Com o desenvolvimento da planta síntese e contando também com as características termodinâmicas e químicas do fluido em cada seção, é possível iniciar os cálculos de balanço de massa, energia e exergia de cada equipamento, bem como o seu respectivo rendimento exergético.

Para a determinação da exergia todos os pontos do sistema, foram utilizados os valores de 101,3 kPa para pressão ambiente e 25 °C para temperatura ambiente, sendo esses valores invariantes no tempo. Essa hipótese é utilizada frequentemente nas diversas referências estudadas e consideramos que a mesma representa de forma bastante razoável os valores médios de pressão e temperatura do ambiente no qual será instalado a unidade de produção de hidrogênio estudada.

Após um estudo sobre o fator de compressão em todos os pontos do sistema verificou-se que este diferia pouco do valor unitário. Essas pequenas variações não induziriam a grandes erros caso os gases estudados fossem modelados como gás perfeito. Sendo assim, a hipótese de que todos os gases presentes neste trabalho se comportam como gás perfeito continua sendo válida.

Os valores da exergia química de cada componente foram retirados do livro “Thermal Design & Optimization” (Bejan et al., 1996) enquanto os valores de entropia e entalpia foram obtidos através do aplicativo EES [7].

Nos itens subsequentes serão mostrados os resultados obtidos para cada equipamento.

3.3.1. Compressor de Carga

Logo na entrada do sistema, o gás natural é comprimido por um conjunto de compressores com a finalidade de vencer as resistências do sistema (como a perda de carga nas tubulações) e principalmente para atingir a pressão necessária para que o processo de reforma ocorra de forma eficiente.

Tab. 3.3 – Condições do gás natural no ponto 110

	Unidade	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	417,16
Fração Molar	-	0,0073	0,0032	0,8906	0,0895	0,0087	0,0007	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	895317
Temp. 110	oC	70	70	70	70	70	70	70
Pressão 110	kPa	25,51	11,13	3107,90	312,36	30,37	2,43	3489,7
Entalpia 110	kJ/kmol	1314	-391809	-73211	-82152	-100315	-121411	-74752
Entropia 110	kJ/kmol.K	207	237,3	162,9	228	290,9	355,9	170,53
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	0,74	0,32	90,22	9,07	0,88	0,07	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-76503
Entropia 0	kJ/kmol.K	232,3	261,4	187,1	249,6	309,4	370,6	194,45
Taxa de Exergia Física 110	kW	-	-	-	-	-	-	1029,4
Taxa de Exergia Química 110	kW	-	-	-	-	-	-	103626,8
Taxa de Exergia Total 110	kW	-	-	-	-	-	-	104656,1

Balanco de massa no compressor:

$$\sum (n_i)_{100} = \sum (n_i)_{110} \quad (3.1)$$

Balanco de energia no compressor:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{100} = \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{110} + \dot{W} \quad (3.2)$$

Aqui faremos a hipótese de compressão adiabática, ou seja, sem troca de calor com o ambiente. Essa hipótese é justificada pela presença do isolamento térmico dos compressores de carga que, apesar de não bloquear todo o fluxo de calor do equipamento para o ambiente, reduz significativamente as perdas de calor. Assim:

$$\dot{W} = \sum \dot{n}_i \cdot (\bar{h}_{i100} - \bar{h}_{i110}) \quad (3.3)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{100} = B_{110} + \dot{W} + E_d \quad (3.4)$$

Eficiência Exergética do compressor:

$$\varepsilon = \frac{B_{110} - B_{100}}{\dot{W}} \quad (3.5)$$

Assim, aplicando as equações acima, temos os seguintes resultados:

Tab.3.4 – Resultados da análise energética e exergética para o Compressor de Carga.

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0	Compressor Adiabático
Trabalho de compressão (W)	kW	-136,52	
Exergia Destruída (Ed)	kW	20,55	
Eficiência Exergética (e)	%	84,95	

Como podemos observar, o conjunto de compressores sintetizado pelo Compressor de Carga requer uma potência de aproximadamente 140 kW para fazer com que o gás natural atinja a pressão necessária para o processamento.

3.3.2. Trocador de Calor-01

Após a compressão o gás natural é aquecido num trocador de calor, onde o fluido quente é vapor d'água retirado do superaquecedor presente no Forno Reformador. A fig. 3.3 mostra esquematicamente esse trocador de calor.

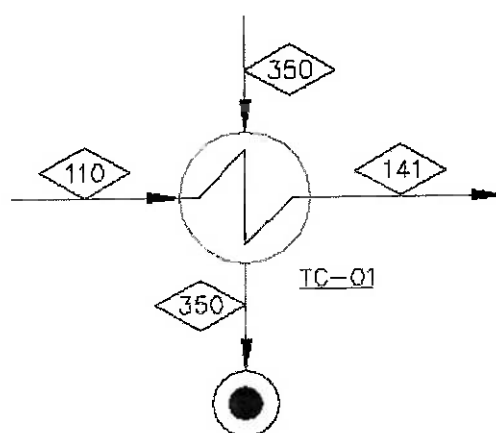


Fig. 3.3 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-01

Os estados de entrada e saída do gás natural são representados pelos pontos “110” (tab. 3.3) e “141” (tab. 3.5), enquanto os estados de entrada e saída do vapor d’água saturado são representados pelos pontos “350” (tab. 3.6) e “360” (tab. 3.7), respectivamente.

Tab. 3.5 – Condições do gás natural no ponto 141

	Unidade	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	417,16
Fração Molar	-	0,0073	0,0032	0,8906	0,0895	0,0087	0,0007	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	895317
Temp. 141	oC	188	188	188	188	188	188	188
Pressão 141	kPa	22,56	9,84	2748,28	276,22	26,85	2,15	3085,9
Entalpia 141	kJ/kmol	4761	-386933	-68399	-74321	-89108	-106579	-69616
Entropia 141	kJ/kmol.K	216,619	250,486	175,893	248,507	319,872	393,891	184,333
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	0,74	0,32	90,22	9,07	0,88	0,07	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-76503
Entropia 0	kJ/kmol.K	232,287	261,371	187,112	249,56	309,357	370,576	194,460
Taxa de Exergia Física 141	kW	-	-	-	-	-	-	1147,9
Taxa de Exergia Química 141	kW	-	-	-	-	-	-	103626,8
Taxa de Exergia Total 141	kW	-	-	-	-	-	-	104774,7

Balanço de massa no Trocador de Calor-01:

$$\sum (n_i)_{110} = \sum (n_i)_{141} \quad (3.6)$$

$$\sum (n_i)_{350} = \sum (n_i)_{360} \quad (3.7)$$

Balanço de energia no Trocador de Calor-01:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{110} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{350} = \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{141} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{360} + \dot{W} \quad (3.8)$$

Com a hipótese de que o trocador de calor é adiabático, devido ao isolamento térmico presente, foi possível determinar o fluxo de vapor necessário para aquecer o gás natural na temperatura requerida. Assim:

$$\dot{n}_{\text{vapor}} = \frac{\sum \dot{n}_i \cdot (\bar{h}_{i141} - \bar{h}_{i110})}{(\bar{h}_{350} - \bar{h}_{360})} \quad (3.9)$$

Com isso foi possível avaliar as condições de cada ponto do sistema, bem como os fluxos de exergia na entrada e saída e a exergia destruída no processo. As tabelas que apresentam os estados “350” e “360” são mostradas logo abaixo (tab. 3.6 e tab.3.7, respectivamente) já com o valor encontrado para o fluxo de vapor:

Tab. 3.6 – Condições da água no ponto 350

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	47,73
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 350	oC	424
Pressão 350	kPa	1322,70
Entalpia 350	kJ/kmol	-228082
Entropia 350	kJ/kmol.K	196,75
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 350	kW	264,4
Taxa de Exergia Química 350	kW	11,9
Taxa de Exergia Total 350	kW	276,3

Tab. 3.7 – Condições da água no ponto 360

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	47,73
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 360	oC	<i>T sat</i>
Pressão 360	kPa	1322,70
Entalpia 360	kJ/kmol	-272974
Entropia 360	kJ/kmol.K	104,03
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 360	kW	35,7
Taxa de Exergia Química 360	kW	11,9
Taxa de Exergia Total 360	kW	47,6

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{110} + B_{350} = B_{141} + B_{360} + \dot{W} + E_d \quad (3.10)$$

Como no caso do trocador de calor não existe trabalho atravessando a fronteira do sistema e desprezando a troca de calor entre o equipamento e o ambiente (hipótese de trocador de calor adiabático) temos que a equação de balanço de exergia (Eq. 3.10) pode ser simplificada conforme apresentada abaixo:

$$B_{110} + B_{350} = B_{141} + B_{360} + E_d \quad (3.11)$$

Enquanto a eficiência exergética do trocador de calor pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{141} - B_{110}}{B_{350} - B_{360}} \quad (3.12)$$

Com isso temos os resultados obtidos apresentados abaixo:

Tab.3.8 – Resultados da análise energética e exergética para o Trocador de Calor-01.

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho de compressão (W)	kW	0,00	
Exergia Destruida (Ed)	kW	110,10	
Eficiência Exergética (e)	%	51,85	

Cabe ressaltar que este é o fluxo de vapor mínimo necessário para se obter o aquecimento desejado do gás natural. Isto porque em condições reais é improvável que não haja perdas de calor para o ambiente, o que acarretaria num fluxo de vapor maior do que o encontrado através da eq. 3.9. Num estudo comparativo, tomando-se o valor do fluxo de vapor apresentado nos dados do processo (1078 kg vapor/h) e os valor limite para temperatura na fronteira do sistema (igual à temperatura de entrada do fluido mais quente), tem-se os seguintes resultados:

Tab. 3.9 – Resultados da análise comparativa

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	-30,71	
Trabalho de compressão (W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	119,11	Tb = 240 oC
Eficiência Exergética (e)	%	55,09	

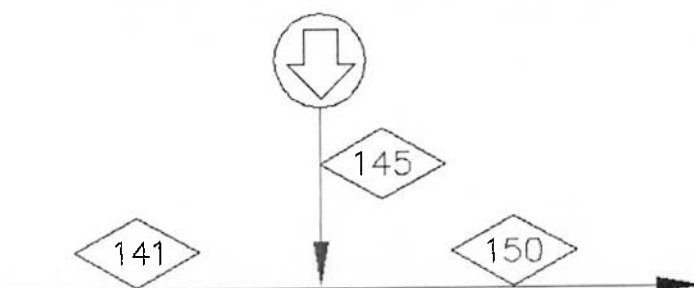
Com isso podemos ver que a diferença entre os dois casos extremos é de aproximadamente 9% na exergia destruída e de apenas 3 pontos percentuais na avaliação da eficiência exergética. A diferença na exergia destruída se deve principalmente à mudança no fluxo de massa de vapor entre os dois casos, já que variações da exergia destruída relacionadas à mudanças na temperatura da fronteira do sistema para um mesmo fluxo mássico são de no máximo 4%.

Apesar da considerável diferença na exergia destruída, o caso do trocador de calor adiabático é mais próximo do que acontece na realidade, devido principalmente à ação do isolamento térmico. Além disso, a dificuldade em determinar a temperatura da fronteira do sistema certamente levaria a elaboração de um grande número de hipóteses e consequentemente aumentaria a incerteza na determinação da exergia destruída.

Devido principalmente a esses dois fatores (incertezas relacionadas à temperatura da fronteira do sistema e isolamento térmico presente) optou-se por continuar a análise do sistema como um todo considerando este trocador de calor e todos os subseqüentes como adiabáticos.

3.3.3. Misturador - 01

Após o aquecimento do gás natural, uma pequena quantidade de hidrogênio molecular é adicionado à mistura com a finalidade principal de prover o início do processo químico de reforma, servindo também como catalizador enquanto o processo ocorre. A fig. 3.4 mostra esquematicamente a inclusão do hidrogênio, representado pelo ponto “145” (tab. 3.10), no fluxo de gás natural existente.



MISTURADOR-01

Fig. 3.3 – Desenho esquemático do Misturador - 01

A entrada e a saída do gás natural são representados pelos pontos “141” (tab.3.5) e “150” (tab. 3.11) respectivamente.

Tab. 3.10 – Condições do hidrogênio no ponto 145

	Unidade	H2
Vazão	kmol/h	14,70
Fração Molar	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	236100
Temp. 145	oC	40
Pressão 145	kPa	3085,90
Entalpia 145	kJ/kmol	431
Entropia 145	kJ/kmol.K	103,581
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0
Entropia 0	kJ/kmol.K	130,577
Taxa de Exergia Física 145	kW	34,6
Taxa de Exergia Química 145	kW	964,1
Taxa de Exergia Total 145	kW	998,7

Tab. 3.11 – Condições do gás natural no ponto 150

	Unidade	H2	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	14,7	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	431,86
Fração Molar	-	0,0340	0,0071	0,0031	0,8603	0,0865	0,0084	0,0007	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	236100	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	872878
Temp. 150	oC	185	185	185	185	185	185	185	185
Pressão 150	kPa	105,04	21,79	9,50	2654,73	266,82	25,94	2,07	3085,9
Entalpia 150	kJ/kmol	4653	4669	-387069	-68537	-74551	-89440	-107015	-67231
Entropia 150	kJ/kmol.K	142,8	216,7	250,5	175,9	248,3	319,4	393,2	182,903
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	3,45	0,72	0,31	87,15	8,76	0,85	0,07	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-73899
Entropia 0	kJ/kmol.K	158,681	232,575	261,659	187,4	249,848	309,645	370,864	193,520
Taxa de Exergia Física 150	KW	-	-	-	-	-	-	-	1179,6
Taxa de Exergia Química 150	KW	-	-	-	-	-	-	-	104546,7
Taxa de Exergia Total 150	KW	-	-	-	-	-	-	-	105726,3

Balanco de massa no Misturador - 01:

$$(n_{H_2})_{145} + \sum (n_i)_{141} = \sum (n_{i+H_2})_{150} \quad (3.13)$$

Balanco de energia no Misturador - 01:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{141} + (\dot{n}_{H_2} \cdot \bar{h}_{H_2})_{145} = \sum (\dot{n}_{i+H_2} \cdot \bar{h}_{i+H_2})_{150} + \dot{W} \quad (3.14)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b}\right) \cdot \dot{Q}_j + B_{141} + B_{145} = B_{150} + \dot{W} + E_d \quad (3.15)$$

Este misturador consiste em uma derivação da tubulação principal de gás natural. Pode-se portanto admitir que não existe troca de calor com o ambiente (processo adiabático). Como não existe trabalho relacionado ao sistema, a equação de balanço de exergia (Eq. 3.10) pode ser simplificada conforme apresentada abaixo:

$$B_{141} + B_{145} = B_{150} + E_d \quad (3.16)$$

Enquanto a eficiência exergética do misturador pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{150}}{B_{141} + B_{145}} \quad (3.17)$$

Assim, aplicando a formulação apresentada:

Tab. 3.12 – Resultados da análise energética e exergética do Misturador – 01

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	47,07	
Eficiência Exergética (e)	%	99,96	

3.3.4. Pré-Aquecedor de Carga - 01

Após a adição de hidrogênio ao fluxo de gás natural, a carga sofre um pré-aquecimento na seção lateral do Forno Reformador a fim de aproveitar a temperatura dos gases de combustão.

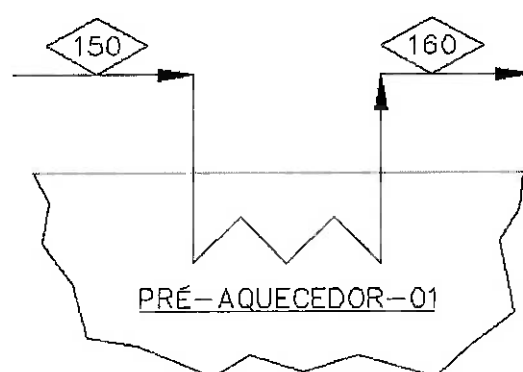


Fig. 3.4 – Desenho esquemático do Pré-Aquecedor-01

A análise energética e exergética deste sistema será feita em conjunto com a análise do Forno Reformador.

3.3.5. Dessulfurizador

O uso de um sistema de eliminação de enxofre é primordial quando tratamos de combustíveis fósseis de qualquer natureza. A existência de enxofre no combustível acarreta na formação de óxido de enxofre durante a queima que posteriormente, quando combinados com a água formada durante a combustão a altas temperaturas podem formar ácidos altamente prejudiciais ao sistema no qual o combustível é utilizado e principalmente ao meio ambiente se liberados para a atmosfera. Sendo assim, após o pré-aquecimento, a carga é levada para um Dessulfurizador.

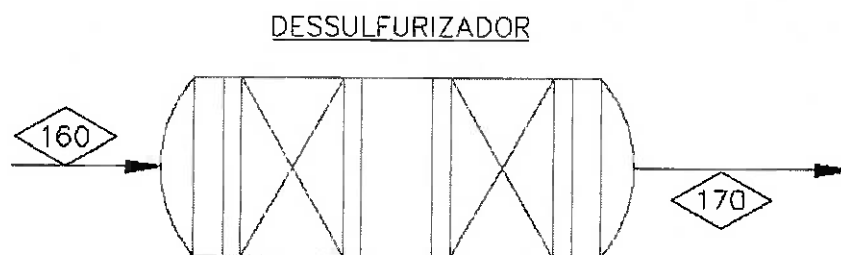


Fig. 3.5 – Desenho esquemático do Dessulfurizador

Apesar dos efeitos devastadores da queima do enxofre contido nos combustíveis, este se apresenta em quantidades reduzidas dentro do gás natural quando comparado com outros elementos. Isso significa que a quantidade de enxofre retirado não altera de forma significativa o fluxo de massa de gás natural, sendo que podemos considerá-lo constante neste caso.

Não existe também qualquer tipo de aquecimento durante o processo ou trabalho sendo realizado pelo ou sobre o mesmo. Existe apenas uma pequena diferença de pressão entre os pontos de entrada e saída do sistema, com a finalidade de vencer a resistência imposta pelos filtros utilizados e pelas perdas de carga presentes.

Sendo assim, após uma análise criteriosa dos valores obtidos devido a essa diferença de pressão, observou-se uma alteração mínima nos resultados da análise

energética e exergetica. Por tudo isso optou-se por considerar as condições obtidas no ponto “160” e “170” como sendo iguais.

3.3.6. Misturador-02

Com a eliminação do enxofre pode-se finalmente concluir a preparação da carga que será enviada ao forno reformador. Até este ponto, a carga é constituída de gás natural e hidrogênio e se apresenta livre de impurezas. Para que o processo de reforma ocorra é necessário agora adicionar vapor d’água ao sistema. Essa adição ocorre através de um ramal ligado à tubulação principal, isolado termicamente para reduzir as perdas de calor para o ambiente. Este processo de adição é sintetizado pelo Misturador-02 (fig. 3.6).

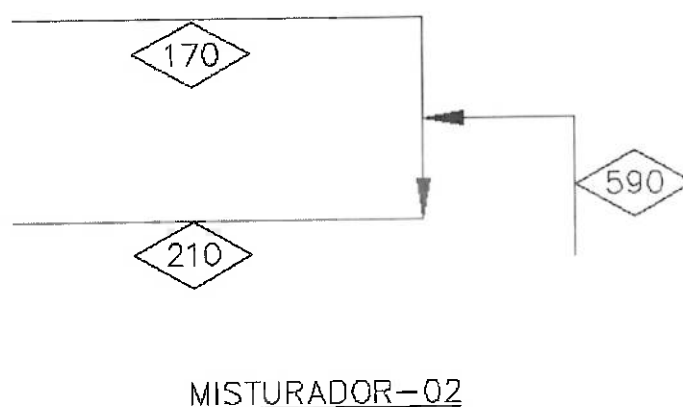


Fig. 3.6 – Desenho esquemático do Misturador-02

Tab. 3.13 – Condições da carga no ponto 170

	Unidade	H2	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	14,7	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	431,86
Fração Molar	-	0,0340	0,0071	0,0031	0,8603	0,0865	0,0084	0,0007	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	236100	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	872878
Temp. 170	oC	400	400	400	400	400	400	400	400
Pressão 170	kPa	103,03	21,38	9,32	2603,89	261,71	25,44	2,03	3026,8
Entalpia 170	kJ/kmol	10937	11115	-377101	-57740	-56232	-62910	-72354	-55822
Entropia 170	kJ/kmol.K	154,2	228,4	268,4	195,2	281	366,7	454,9	203,3
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	3,45	0,72	0,31	87,15	8,76	0,85	0,07	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-73899
Entropia 0	kJ/kmol.K	232,6	232,6	261,7	187,4	249,8	309,6	370,9	196,0
Taxa de Exergia Física 170	kW	-	-	-	-	-	-	-	1908,6
Taxa de Exergia Química 170	kW	-	-	-	-	-	-	-	104546,7
Taxa de Exergia Total 170	kW	-	-	-	-	-	-	-	106455,3

O ponto “170” (tab. 3.13) representa a carga antes da mistura, o ponto “590” (tab. 3.14) trás as informações do vapor d’água adicionado ao processo e o ponto “210” (tab. 3.15) representa o ponto de saída do misturador, ou seja, trás os valores da carga mais o vapor d’água adicionado.

Tab. 3.14 – Condições da água no ponto 590

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	1373,93
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 590	oC	436
Pressão 590	kPa	2928,30
Entalpia 590	kJ/kmol	-228024
Entropia 590	kJ/kmol.K	190,40
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 590	kW	8355,3
Taxa de Exergia Química 590	kW	343,5
Taxa de Exergia Total 590	kW	8698,8

Tab. 3.15 – Condições da carga no ponto 210

	Unidade	H2O	H2	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	1373,93	14,7	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	1805,79
Fração Molar	-	0,7608	0,0081	0,0017	0,0007	0,2057	0,0207	0,0020	0,0002	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	209436
Temp. 210	oC	421	421	421	421	421	421	421	421	421
Pressão 210	kPa	2227,99	23,84	4,95	2,16	602,46	60,55	5,89	0,47	2928,3
Entalpia 210	kJ/kmol	-228430	11562	11770	-376054	-56528	-54159	-59908	-68451	-186845
Entropia 210	kJ/kmol.K	192	167,254	241,515	282,113	209,154	296,161	383,226	472,782	198,1
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	77,07	0,82	0,17	0,07	20,84	2,09	0,20	0,02	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-235145
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	170,576	244,47	273,554	199,295	261,743	321,54	382,759	102,3
Taxa de Exergia Física 210	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	9913,6
Taxa de Exergia Química 210	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	104206,2
Taxa de Exergia Total 210	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	114119,8

Balanco de massa no Misturador - 02:

$$(n_{H_2O})_{590} + \sum (n_{i+H_2})_{170} = \sum (n_{i+H_2+H_2O})_{210} \quad (3.18)$$

Balanco de energia no Misturador - 02:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{590} + \sum (\dot{n}_{i+H_2} \cdot \bar{h}_{i+H_2})_{170} = \\ = \sum (\dot{n}_{i+H_2+H_2O} \cdot \bar{h}_{i+H_2+H_2O})_{210} + \dot{W} \end{aligned} \quad (3.19)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{170} + B_{590} = B_{210} + \dot{W} + E_d \quad (3.20)$$

Este misturador consiste em uma derivação da tubulação principal de gás natural. Como este é um sistema isolado termicamente pode-se admitir que não existe troca de calor com o ambiente (processo adiabático). Assim, aplicando a formulação apresentada:

$$B_{170} + B_{510} = B_{210} + E_d \quad (3.21)$$

Enquanto a eficiência exergética do misturador pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{210}}{B_{170} + B_{510}} \quad (3.22)$$

Assim, os resultados obtidos são apresentados na tabela abaixo:

Tab. 3.15 – Resultados obtidos na análise do Misturador-02

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema (W)	kW	0,00	
Exergia Destruida (Ed)	kW	1024,07	
Eficiência Exergética (e)	%	99,11	

3.3.7. Pré-Aquecedor de Carga - 02

Com a adição de vapor d'água a carga está pronta para ingressar no Forno Reformador. Porém antes que o processo de reforma ocorra a carga é novamente pré-aquecida na seção lateral do forno, aproveitando para isso a temperatura dos gases de combustão.

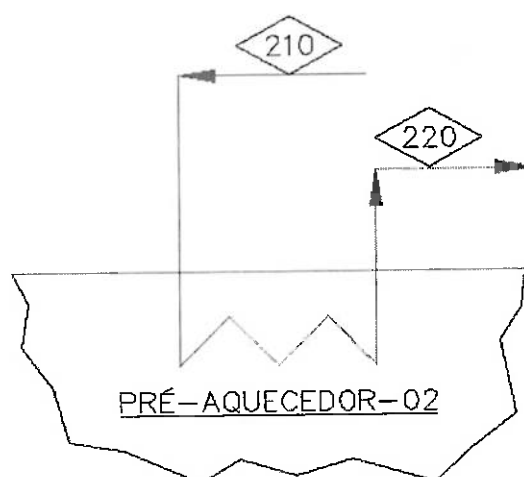


Fig. 3.7 – Desenho esquemático do Pré-Aquecedor-02

Após o pré-aquecimento, a carga entra no forno reformador e finalmente passa pelo processo de reforma. A análise energética e exergética do sistema de pré-aquecimento será feita em conjunto com a análise do Forno Reformador.

3.3.8. Trocador de calor-02

Os gases resultantes do processo de reforma são essencialmente vapor d'água, hidrogênio, nitrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono e uma quantidade residual de metano. O fluxo desses gases será chamado de “produto” deste ponto em diante, por se tratar do resultado obtido com o processo de reforma.

Na seção de saída do Forno Reformador estes gases estão com temperaturas da ordem de 800 °C e devem ser resfriados para o aproveitamento devido nas etapas posteriores. Por outro lado, diversos processos dentro da refinaria necessitam de vapor d'água, dentre eles o próprio processo de reforma conforme explicado anteriormente. Sendo assim, o potencial térmico dos gases de saída do Forno Reformador é aproveitado para produção de vapor d'água por um conjunto de trocadores de calor, representado esquematicamente pela fig. 3.8.

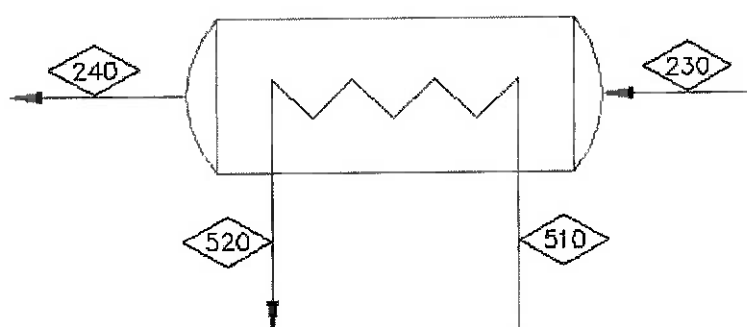


Fig. 3.8 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-02

O estado de entrada do produto no Trocador de Calor-02 (estado de saída do Forno Reformador) é representados pelo pontos “230” (tab. 3.16) enquanto a saída

do trocador é representada pelo ponto “240” (tab. 3.17). Do lado da água, temos líquido saturado entrando no ponto “510” e vapor saturado saindo no ponto “520”.

Tab. 3.16 – Condições do produto no ponto 230

	Unidade	H ₂ O	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	CH ₄	MISTURA
Vazão	kmol/h	909,24	1089,29	3,05	190,77	138,29	130,5	2461,14
Fração Molar	-	0,3694	0,4426	0,0012	0,0775	0,0562	0,0530	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	275100	19870	831650	171368
Temp. 230	oC	840	840	840	840	840	840	840
Pressão 230	kPa	954,44	1143,45	3,20	200,25	145,17	136,99	2583,5
Entalpia 230	kJ/kmol	-211146	24117	25236	-85033	-353962	-28342	-95283
Entropia 230	kJ/kmol.K	218,4	149,2	260,3	232,3	271,9	252,9	193,7
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	37,42	44,83	0,13	7,85	5,69	5,37	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-140245
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	137,4	247	218,7	237,5	210,6	128,4
Taxa de Exergia Física 230	kW	-	-	-	-	-	-	17425,9
Taxa de Exergia Química 230	kW	-	-	-	-	-	-	115033,0
Taxa de Exergia Total 230	kW	-	-	-	-	-	-	132458,9

Tab. 3.17 – Condições do produto no ponto 240

	Unidade	H ₂ O	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	CH ₄	MISTURA
Vazão	kmol/h	909,24	1089,29	3,05	190,77	138,29	130,5	2461,14
Fração Molar	-	0,3694	0,4426	0,0012	0,0775	0,0562	0,0530	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	275100	19870	831650	171368
Temp. 240	oC	371	371	371	371	371	371	371
Pressão 240	kPa	936,27	1121,67	3,14	196,44	142,40	134,38	2534,3
Entalpia 240	kJ/kmol	-230012	10088	10228	-100228	-378512	-59350	-112682
Entropia 240	kJ/kmol.K	196,7	133	243	214,8	243,6	217,4	173,7
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	37,42	44,83	0,13	7,85	5,69	5,37	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-140245
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	137,4	247	218,7	237,5	210,6	128,4
Taxa de Exergia Física 240	kW	-	-	-	-	-	-	9615,2
Taxa de Exergia Química 240	kW	-	-	-	-	-	-	115033,0
Taxa de Exergia Total 240	kW	-	-	-	-	-	-	124648,2

Balanço de massa no Trocador de Calor-02:

$$\sum (n_i)_{230} = \sum (n_i)_{240} \quad (3.23)$$

$$(n_{H_2O})_{510} = (n_{H_2O})_{520} \quad (3.24)$$

Balanço de energia no Trocador de Calor-02:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{510} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{230} = \\ = (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{520} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{240} + \dot{W} \end{aligned} \quad (3.25)$$

Com a hipótese de que o trocador de calor é adiabático, devido ao isolamento térmico presente, foi possível determinar o fluxo mássico de água que passa pelo Trocador de Calor-02. Assim:

$$\dot{n}_{H_2O} = \frac{\sum \dot{n}_i \cdot (\bar{h}_{i240} - \bar{h}_{i230})}{(\bar{h}_{510} - \bar{h}_{520})} \quad (3.26)$$

Com isso foi possível avaliar as condições de cada ponto do sistema, bem como os fluxos de exergia na entrada e saída e a exergia destruída no processo. As tabelas que apresentam os estados “510” e “520” são mostradas logo abaixo (tab. 3.18 e tab.3.19, respectivamente) já com o valor encontrado para o fluxo de água:

Tab. 3.18 – Condições do vapor d’água no ponto 510

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	1331,63
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 510	oC	236
Pressão 510	kPa	p sat
Entalpia 510	kJ/kmol	-269374
Entropia 510	kJ/kmol.K	111,30
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 510	kW	1526,4
Taxa de Exergia Química 510	kW	332,9
Taxa de Exergia Total 510	kW	1859,3

Tab. 3.19 – Condições do vapor d'água no ponto 520

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	1331,63
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 520	oC	236
Pressão 520	kPa	<i>p sat</i>
Entalpia 520	kJ/kmol	-237217
Entropia 520	kJ/kmol.K	174,50
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 520	kW	6451,2
Taxa de Exergia Química 520	kW	332,9
Taxa de Exergia Total 520	kW	6784,1

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b}\right) \cdot \dot{Q}_j + B_{230} + B_{510} = B_{240} + B_{520} + \dot{W} + E_d \quad (3.27)$$

Como no caso do trocador de calor não existe trabalho atravessando a fronteira do sistema e desprezando a troca de calor entre o equipamento e o ambiente (hipótese de trocador de calor adiabático) temos que a equação de balanço de exergia (Eq. 3.27) pode ser simplificada conforme apresentada abaixo:

$$B_{230} + B_{510} = B_{240} + B_{520} + E_d \quad (3.28)$$

Enquando a eficiência exergética do trocador de calor pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{520} - B_{510}}{B_{230} - B_{240}} \quad (3.29)$$

Com isso temos os seguintes resultados obtidos:

Tab.3.20 – Resultados da análise energética e exergética do Trocador de Calor-02

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	2885,86	
Eficiência Exergética (e)	%	63,05	

3.3.9. Reator de Shift

Nesta etapa do processo, o produto resfriado proveniente do forno reformar passa por um reator onde o monóxido de carbono residual reage com o vapor d'água presente no produto formando assim dióxido de carbono e mais hidrogênio molecular. O Reator de Shift é representado esquematicamente pela fig. 3.9.

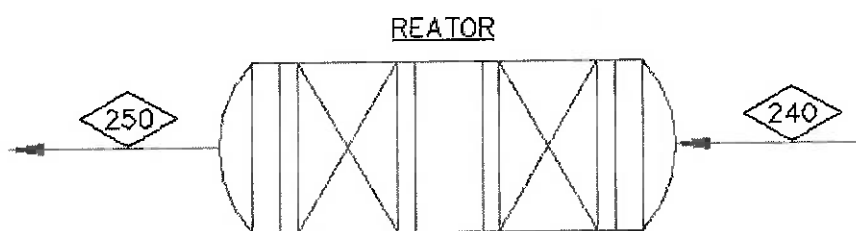


Fig. 3.9 – Desenho esquemático do Reator de Shift

A entrada no reator é representada pelo ponto “240”(tab. 3.17) e a saída é representada pelo ponto “250”(tab. 3.21).

Tab. 3.21 – Condições do produto no ponto 250

	Unidade	H2O	H2	N2	CO	CO2	CH4	MISTURA
Vazão	kmol/h	777,69	1220,84	3,05	59,22	269,84	130,5	2461,14
Fração Molar	-	0,3160	0,4960	0,0012	0,0241	0,1096	0,0530	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	275100	19870	831650	170297
Temp. 250	oC	428	428	428	428	428	428	428
Pressão 250	kPa	775,91	1218,04	3,04	59,08	269,22	130,20	2455,5
Entalpia 250	kJ/kmol	-227786	11759	11977	-98455	-375723	-56142	-112670
Entropia 250	kJ/kmol.K	201,6	134,8	245,9	227,4	242,5	222,4	174,7
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	32,01	50,25	0,13	2,44	11,11	5,37	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-140094
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	136,4	247	228,4	232	210,6	132,2
Taxa de Exergia Física 1	kW	-	-	-	-	-	-	10073,6
Taxa de Exergia Química 1	kW	-	-	-	-	-	-	114376,9
Taxa de Exergia Total 1	kW	-	-	-	-	-	-	124450,5

Balanco de massa no Reator de Shift:

$$\sum (n_i)_{240} = \sum (n_i)_{250} \quad (3.30)$$

Balanco de energia no Reator de Shift:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{240} = \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{250} + \dot{W} \quad (3.31)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{240} = B_{250} + \dot{W} + E_d \quad (3.32)$$

A reação de oxidação do monóxido de carbono ~~resulta na liberação de calor, aquecendo assim~~ o produto presente no Reator. Para que fosse analisado este processo foi considerado que o reator não troca calor com o meio ambiente. A presença de isolamento térmico, apesar de não conseguir acabar com o fluxo de calor, reduz sensivelmente as perdas para o ambiente, validando a hipótese utilizada. Assim a equação de balanço de exergia (Eq. 3.32) pode ser simplificada:

$$B_{240} = B_{250} + E_d \quad (3.33)$$

Enquanto a eficiência exergética do Reator de Shift pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{240}}{B_{250}} \quad (3.34)$$

Com isso temos os resultados obtidos apresentados abaixo:

Tab.3.22 – Resultados da análise energética e exergética para o Reator de Shift

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	197,68	
Eficiência Exergética (e)	%	99,84	

3.3.10. Trocador de Calor-03

O produto resultante do Reator de Shift deve ser resfriado para o aproveitamento devido nas etapas seguintes do processo. O potencial térmico do fluxo proveniente do reator é aproveitado em um trocador de calor para aquecer água líquida comprimida que posteriormente será utilizada para produção de vapor. Este trocador de calor é representado esquematicamente pela fig. 3.10.

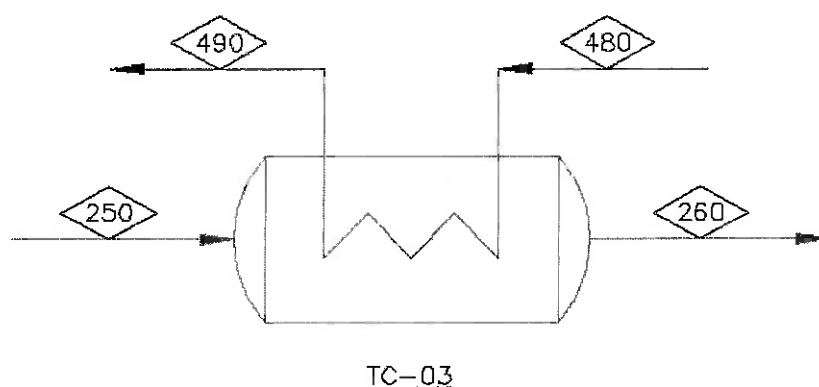


Fig. 3.10 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-03

O estado de entrada e saída do fluxo de produto são representados pelo pontos “250” (tab. 3.21) e “260” (tab. 3.23) respectivamente. Do lado da água, temos líquido saturado entrando no ponto “480” e vapor saturado saindo no ponto “490”.

Tab. 3.23 – Condições do produto no ponto 260

	Unidade	H ₂ O	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	CH ₄	MISTURA
Vazão	kmol/h	777,69	1220,84	3,05	59,22	269,84	130,5	2461,14
Fração Molar	-	0,3160	0,4960	0,0012	0,0241	0,1096	0,0530	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	275100	19870	831650	170297
Temp. 260	oC	184	184	184	184	184	184	184
Pressão 260	kPa	754,10	1183,82	2,96	57,42	261,66	126,54	2386,5
Entalpia 260	kJ/kmol	-237192	4627	4644	-105881	-387107	-68575	-121275
Entropia 260	kJ/kmol.K	185,3	122,6	233,3	214,6	222,8	201,1	159,9
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	32,01	50,25	0,13	2,44	11,11	5,37	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-140094
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	136,4	247	228,4	232	210,6	132,2
Taxa de Exergia Física 260	kW	-	-	-	-	-	-	7210,5
Taxa de Exergia Química 260	kW	-	-	-	-	-	-	114376,9
Taxa de Exergia Total 260	kW	-	-	-	-	-	-	121587,4

Balanco de massa no Trocador de Calor-03:

$$\sum (n_i)_{250} = \sum (n_i)_{260} \quad (3.35)$$

$$(n_{H_2O})_{490} = (n_{H_2O})_{480} \quad (3.36)$$

Balanco de energia no Trocador de Calor-03:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{480} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{250} = \\ = (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{490} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{260} + \dot{W} \end{aligned} \quad (3.37)$$

Com a hipótese de que o trocador de calor é adiabático, devido ao isolamento térmico presente, determinou-se o fluxo mássico de água que passa pelo Trocador de Calor-03. Assim:

$$\dot{n}_{H_2O} = \frac{\sum \dot{n}_i \cdot (\bar{h}_{i260} - \bar{h}_{i250})}{(\bar{h}_{480} - \bar{h}_{490})} \quad (3.38)$$

As condições de cada ponto do sistema foram portanto determinadas e os estados “480” e “490” são apresentados na tab. 3.24 e tab.3.25, respectivamente:

Tab. 3.24 – Condições do fluxo de água no ponto 480

	Unidade	H2O (Liq.)
Vazão	kmol/h	2422,37
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 480	oC	145
Pressão 480	kPa	8473,80
Entalpia 480	kJ/kmol	-276623
Entropia 480	kJ/kmol.K	95,45
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 480	kW	1078,7
Taxa de Exergia Química 480	kW	605,6
Taxa de Exergia Total 480	kW	1684,3

Tab. 3.25 – Condições do fluxo de água no ponto 490

	Unidade	H2O (Liq.)
Vazão	kmol/h	2422,37
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 490	oC	251
Pressão 490	kPa	8424,50
Entalpia 490	kJ/kmol	-268079
Entropia 490	kJ/kmol.K	113,62
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 490	kW	3182,6
Taxa de Exergia Química 490	kW	605,6
Taxa de Exergia Total 490	kW	3788,2

Balço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{250} + B_{480} = B_{260} + B_{490} + \dot{W} + E_d \quad (3.39)$$

Desprezando a troca de calor entre o equipamento e o ambiente (devido à ação do isolamento térmico) temos que a equação de balanço de exergia (Eq. 3.39) pode ser simplificada:

$$B_{250} + B_{480} = B_{260} + B_{490} + E_d \quad (3.40)$$

A eficiência exergética do trocador de calor pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{480} - B_{490}}{B_{260} - B_{250}} \quad (3.41)$$

Com isso temos os resultados obtidos apresentados abaixo:

Tab.3.26 – Resultados da análise energética e exergética para o Trocador de Calor-03

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	759,27	
Eficiência Exergética (e)	%	73,48	

3.3.11. Trocador de Calor-04

Apesar de neste ponto o produto apresentar uma temperatura bem menor que em etapas anteriores verificou-se que o excesso de água presente no fluxo ainda se apresenta na forma de vapor. Como o resultado final é a obtenção de hidrogênio puro, essa água residual deve ser condensada e eliminada do processo nas etapas seguintes. Essa condensação ocorre num trocador de calor de fluxo cruzado, similar aos condensadores utilizados em sistemas de refrigeração, porém com um porte muito maior. Este trocador de calor é representado esquematicamente pela fig. 3.11.

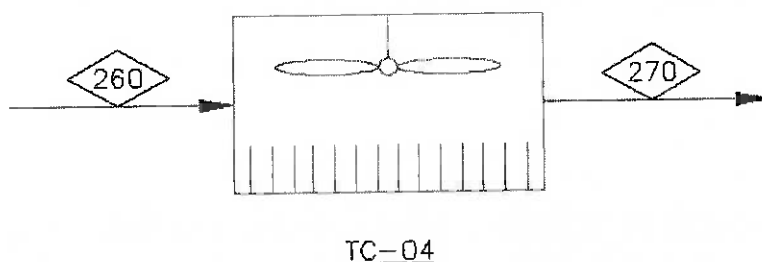


Fig. 3.11 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-04

O estado de entrada e saída do fluxo de produto são representados pelo pontos “260” (tab. 3.23) e “270” (tab. 3.27) respectivamente.

Tab. 3.27 – Condições do produto no ponto 270

	Unidade	H2O (L)	H2O (G)	H2	N2	CO	CO2	CH4	MISTURA
Vazão	kmol/h	744,86	32,83	1220,84	3,05	59,22	269,84	130,5	1716,28
Fração Molar	-	1,0000	0,0191	0,7113	0,0018	0,0345	0,1572	0,0760	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	900	236100	720	275100	19870	831650	243815
Temp. 270	oC	70	70	70	70	70	70	70	70
Pressão 270	kPa	2337,30	44,71	1662,59	4,15	80,65	367,48	177,72	2337,3
Entalpia 270	kJ/kmol	-282405	-240408	1300	1314	-109220	-391809	-73211	-74609
Entropia 270	kJ/kmol.K	80,52	203	111,4	222,1	203,4	208,2	186,7	137,5
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	101,30	1,94	72,06	0,18	3,50	15,93	7,70	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-76845
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	221,6	133,4	244	225,4	229	207,6	159,1
Taxa de Exergia Física 270	kW	56,4	-	-	-	-	-	-	4145,3
Taxa de Exergia Química 270	kW	186,2	-	-	-	-	-	-	115136,0
Taxa de Exergia Total 270	kW	242,6	-	-	-	-	-	-	119281,3

Podemos observar que na saída do trocador de calor a maior parte da água presente no produto se condensa. A água condensada é considerada de forma separada nos cálculos de exergia, já que neste estado não existe interação com os outros elementos presentes no fluxo.

Balanço de massa no Trocador de Calor-04:

$$\sum (n_i)_{260} = \sum (n_i)_{270} \quad (3.42)$$

Balanço de energia no Trocador de Calor-04:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{260} = (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{270} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{270} + \dot{W} \quad (3.43)$$

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{260} = B_{270} + \dot{W} + E_d \quad (3.44)$$

Com a eq. 3.41 é possível determinar o fluxo de calor trocado entre o ambiente e o equipamento. Porém, pela eq. 3.42, para aplicar o balanço exergético neste equipamento é necessário determinar a temperatura na qual ocorre a transferência de calor para o ambiente (T_b).

A temperatura da fronteira do sistema (T_b) varia ao longo do escoamento do fluido, mesmo apresentando mudança de fase. Isso porque o único elemento que muda de fase é a água presente no escoamento. Além disso, existe uma assimetria de temperaturas na direção transversal do tubo, já que a água condensada se acumula na parte inferior enquanto os gases permanecem na parte superior da tubulação.

Apesar do estudo desta complexa interação não estar dentro do que foi proposto para este trabalho, a determinação de um valor para T_b se faz necessária. Sabe-se que, neste tipo de trocador de calor, o material dos tubos têm um alto coeficiente de condutividade térmica. Sendo assim, admitiu-se por hipótese a temperatura da fronteira (temperatura da parede externa dos tubos) pode ser modelada como sendo a média das temperaturas de entrada e saída do equipamento (eq. 3.45).

$$T_b = \frac{T_{260} + T_{270}}{2} \quad (3.45)$$

Considerando a eficiência exergética como a relação entre a exergia admitida e a exergia obtida pelo sistema, tem-se:

$$\varepsilon = \frac{B_{270}}{B_{260}} \quad (3.46)$$

Com isso foram obtidos os seguintes resultados:

Tab.3.28 – Resultados da análise energética e exergética para o Trocador de Calor-04

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	-11090,65	
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	4890,60	Tb = 127 oC
Eficiência Exergética (e)	%	98,30	

3.3.12. Trocador de Calor-05

Após a condensação da água existente, o produto passa por mais um trocador de calor a fim de reduzir sua temperatura para aproximadamente 40°C. Este trocador utiliza um fluxo de condensado para rejeição do calor, sendo que este não apresenta valor econômico significativo na saída. Este trocador de calor é representado esquematicamente pela fig. 3.12.

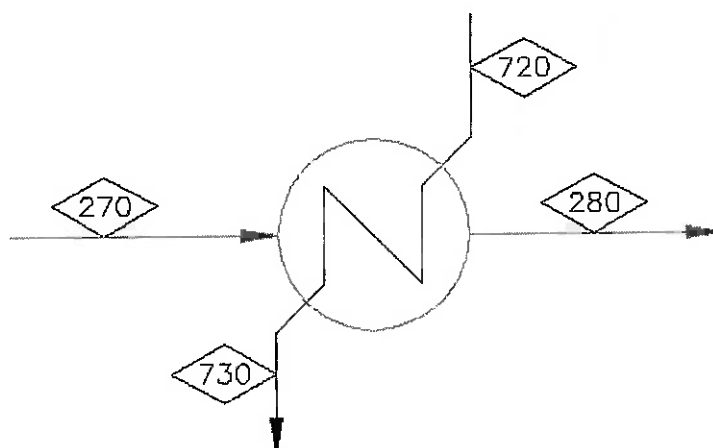


Fig. 3.12 – Desenho esquemático do Trocador de Calor-05

O estado de entrada e saída do fluxo de produto são representados pelo pontos “270” (tab. 3.27) e “280” (tab. 3.29) respectivamente. Do lado da água, temos líquido comprimido entrando no ponto “720” e saindo no ponto “730”.

Tab. 3.29 – Condições do produto no ponto 280

	Unidade	H2O (L)	H2O (G)	H2	N2	CO	CO2	CH4	MISTURA
Vazão	kmol/h	772,0	5,69	1220,84	3,05	59,22	269,84	130,5	1689,14
Fração Molar	-	1,0000	0,0034	0,7228	0,0018	0,0351	0,1597	0,0773	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	900	236100	720	275100	19870	831650	247718
Temp. 280	oC	40	40	40	40	40	40	40	40
Pressão 280	kPa	2189,50	7,38	1582,48	3,95	76,76	349,77	169,16	2189,5
Entalpia 280	kJ/kmol	-284666	-241358	430,9	437,8	-110093	-392960	-74325	-72878
Entropia 280	kJ/kmol.K	73,63	212,1	109,1	219,8	201,2	205,1	183,7	134,0
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	101,30	0,34	73,22	0,18	3,55	16,18	7,83	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-73487
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	236	133,3	243,9	225,3	228,8	207,4	158,1
Taxa de Exergia Física 280	kW	14,1	-	-	-	-	-	-	3653,9
Taxa de Exergia Química 280	kW	193,0	-	-	-	-	-	-	115214,9
Taxa de Exergia Total 280	kW	207,1	-	-	-	-	-	-	118868,8

Balanco de massa no Trocador de Calor-05:

$$\sum (n_i)_{270} = \sum (n_i)_{280} \quad (3.47)$$

$$(n_{H_2O})_{720} = (n_{H_2O})_{730} \quad (3.48)$$

Balanco de energia no Trocador de Calor-05:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{720} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{270} = \\ = (\dot{n}_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{730} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{280} + \dot{W} \end{aligned} \quad (3.49)$$

Com a hipótese de que o trocador de calor é adiabático, devido ao isolamento térmico presente, determinou-se o fluxo mássico de água que passa pelo Trocador de Calor-05. Assim:

$$\dot{n}_{H_2O} = \frac{\sum \dot{n}_i \cdot (\bar{h}_{i,280} - \bar{h}_{i,270})}{(\bar{h}_{720} - \bar{h}_{730})} \quad (3.50)$$

As condições de cada ponto do sistema foram portanto determinadas e os estados “720” e “730” são apresentados na tab. 3.30 e tab.3.31, respectivamente.

Tab. 3.30 – Condições do fluxo de água no ponto 720

	Unidade	H2O (Liq.)
Vazão	kmol/h	2966,79
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 720	oC	25
Pressão 720	kPa	465,77
Entalpia 720	kJ/kmol	-285823
Entropia 720	kJ/kmol.K	69,95
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 720	kW	4,9
Taxa de Exergia Química 720	kW	741,7
Taxa de Exergia Total 720	kW	746,6

Tab. 3.31 – Condições do fluxo de água no ponto 730

	Unidade	H2O (Liq.)
Vazão	kmol/h	2966,79
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 730	oC	45
Pressão 730	kPa	288,47
Entalpia 730	kJ/kmol	-284319
Entropia 730	kJ/kmol.K	74,84
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 730	kW	42,9
Taxa de Exergia Química 730	kW	741,7
Taxa de Exergia Total 730	kW	784,6

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{270} + B_{720} = B_{280} + B_{730} + \dot{W} + E_d \quad (3.51)$$

Desprezando a troca de calor entre o equipamento e o ambiente (devido à ação do isolamento térmico) temos que a equação de balanço de exergia (Eq. 3.51) pode ser simplificada:

$$B_{270} + B_{720} = B_{280} + B_{730} + E_d \quad (3.52)$$

A eficiência exergética do trocador de calor pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{720} - B_{730}}{B_{280} - B_{270}} \quad (3.53)$$

Com isso temos os resultados obtidos apresentados abaixo:

Tab.3.32 – Resultados da análise energética e exergética para o Trocador de Calor-05

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	410,08	
Eficiência Exergética (e)	%	8,47	

3.3.13. Purgador de Vapor

Os purgadores de vapor são dispositivos automáticos que separam e eliminam o condensado formado em tubulações sem deixar escapar os outros gases contidos no fluxo. Por essa razão, esses aparelhos deveriam ser chamados, com mais propriedade, de “purgadores de condensado” (TELLES, P. S. – 1982). Neste ponto do processo deve-se eliminar a água condensada nas tubulações, permitindo que apenas o fluxo gasoso siga para a etapa de separação do hidrogênio. Este trocador de calor é representado esquematicamente pela fig. 3.13.

Tab. 3.34 – Condições do fluxo de água no ponto 400

	Unidade	H ₂ O (Liq.)
Vazão	kmol/h	772,00
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 400	oC	40
Pressão 400	kPa	2189,50
Entalpia 400	kJ/kmol	-284666
Entropia 400	kJ/kmol.K	73,63
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 400	kW	14,1
Taxa de Exergia Química 400	kW	193,0
Taxa de Exergia Total 400	kW	207,1

Comparando os valores das tabelas é possível observar que a separação do fluxo (retirada do condensado) ocorre sem que haja destruição de exergia. Portanto a eficiência exergética desse equipamento/processo é de 100%.

3.3.14. Sistema de PSA

Após a retirada do condensado, o produto resultante é enviado a um sistema de vasos com catalisadores chamado de sistema de PSA (Pressure Swing Adsorption), que tem a função de purificar o hidrogênio a 99,9% (ponto “300”).

Durante a purificação do hidrogênio é gerada uma corrente de purga (ponto “900”), onde se concentram todos os contaminantes indesejáveis e também uma quantidade apreciável de hidrogênio, em função da qual operam as peneiras moleculares características deste equipamento. Essa corrente de gás residual é utilizada como combustível para os queimadores do forno reformador. O sistema de PSA é representado esquematicamente pela fig. 3.14.

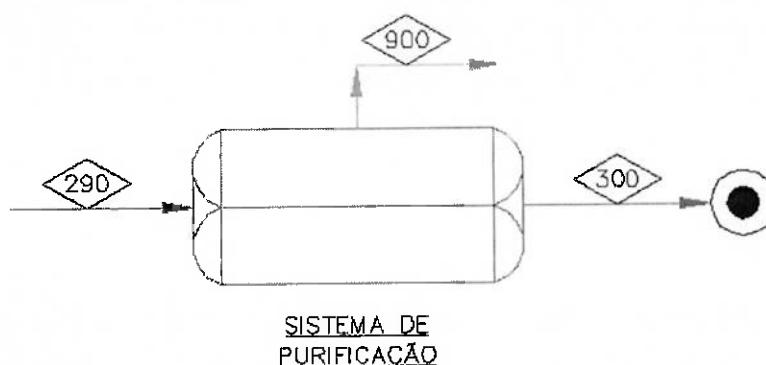


Fig. 3.14 – Desenho esquemático do Sistema de PSA

O estado de entrada do produto é representado pelo ponto “290” (tab. 3.33), enquanto o produto final (hidrogênio com 99,9% de pureza) é representado pelo ponto “300” (tab. 3.35). Os gases rejeitados nesta etapa (gases de purga) são encaminhados ao forno reformador e são representados pelo ponto “400” (tab. 3.36).

Tab. 3.35 – Condições do produto no ponto 300

	Unidade	H ₂	N ₂	MISTURA
Vazão	kmol/h	1037,7	1,04	1038,74
Fração Molar	-	0,9990	0,0010	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	236100	720	235864
Temp. 300	oC	44	44	44
Pressão 300	kPa	2088,93	2,09	2091,02
Entalpia 300	kJ/kmol	537,6	545,8	538
Entropia 300	kJ/kmol.K	107,2	225,4	107,3
Temp. 0	oC	25	25	25
Pressão 0	kPa	101,20	0,10	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	0	0
Entropia 0	kJ/kmol.K	130,6	248,8	130,7
Taxa de Exergia Física 300	kW	-	-	2168,2
Taxa de Exergia Química 300	kW	-	-	68050,4
Taxa de Exergia Total 300	kW	-	-	70218,5

Tab. 3.36 – Condições do fluxo de gases no ponto 900

	Unidade	H2O (G)	H2	N2	CO	CO2	CH4	MISTURA
Vazão	kmol/h	5,69	183,14	2,01	59,22	269,84	130,5	650,4
Fração Molar	-	0,0087	0,2816	0,0031	0,0911	0,4149	0,2006	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	275100	19870	831650	266650
Temp. 900	oC	35	35	35	35	35	35	35
Pressão 900	kPa	1,19	38,24	0,42	12,36	56,34	27,25	135,8
Entalpia 900	kJ/kmol	-241494	286,9	291,8	-110238	-393148	-74508	-190129
Entropia 900	kJ/kmol.K	229,2	139,6	238	215,9	219,7	198,3	192,6
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	0,89	28,52	0,31	9,22	42,03	20,33	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-110530	-393520	-74870	-190852
Entropia 0	kJ/kmol.K	228,1	141,1	239,4	217,4	220,9	199,5	193,9
Taxa de Exergia Física 900	kW	-	-	-	-	-	-	200,3
Taxa de Exergia Química 900	kW	-	-	-	-	-	-	47582,9
Taxa de Exergia Total 900	kW	-	-	-	-	-	-	47783,2

Balanco de massa no Sistema de PSA:

$$\sum (n_i)_{290} = \sum (n_i)_{300} + \sum (n_i)_{900} \quad (3.54)$$

Balanco de energia no Sistema de PSA:

$$\dot{Q} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{290} = \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{900} + \sum (\dot{n}_i \cdot \bar{h}_i)_{300} + \dot{W} \quad (3.55)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{270} + B_{720} = B_{280} + B_{730} + \dot{W} + E_d \quad (3.56)$$

Com a hipótese de que o sistema é adiabático e não existe trabalho atravessando a fronteira do sistema, temos:

$$B_{290} = B_{300} + B_{900} + E_d \quad (3.57)$$

A eficiência exergética do Sistema de PSA pode ser definida como:

$$\varepsilon = \frac{B_{900} + B_{300}}{B_{290}} \quad (3.58)$$

Com isso tem-se os resultados:

Tab. 3.36 – Resultados da análise energética e exergética do Sistema de PSA

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	867,01	
Eficiência Exergética (e)	%	99,27	

3.3.15. Válvula de Expansão-01

Neste item inicia-se de forma mais direta o tratamento das linhas de água e vapor da planta. A água líquida comprimida proveniente do Trocador de Calor-03 (ponto “490”) será enviada para o Tanque de Vapor a fim de suprir a água consumida no processo bem como produzir vapor d’água superaquecido para outros processos ou equipamentos. No entanto, essa água líquida comprimida deve ter sua pressão reduzida ao mesmo nível de pressão existente no Tanque de Vapor (ponto “500”). Além disso, parte da água vaporiza durante o processo de expansão na válvula (fig. 3.15), tendo o título encontrado no ponto “500” igual a 4,02%.



Fig. 3.15 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-01

As condições de entrada na válvula são descritas no ponto “490” (tab. 3.25) enquanto as condições de saída estão relacionadas ao ponto “500” (tab. 3.37).

Tab. 3.37 – Condições do fluxo de água no ponto 500

	Unidade	H2O (Liq.)	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	2324,82	97,55
Fração Molar	-	1	1
Título	-	0,00	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	900
Temp. 500	oC	236	236
Pressão 500	kPa	<i>p sat</i>	<i>p sat</i>
Entalpia 500	kJ/kmol	-269374	-237217
Entropia 500	kJ/kmol.K	111,30	174,50
Temp. 0	oC	25	25
Pressão 0	kPa	101,30	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	69,95
Taxa de Exergia Física 500	kW	2664,8	472,6
Taxa de Exergia Química 500	kW	581,2	24,4
Taxa de Exergia Total 500	kW	3246	497,0

Balanço de massa:

$$(n_{H_2O})_{490} = (n_{H_2O})_{500} \quad (3.59)$$

Balanço de energia na válvula:

$$\dot{Q} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{490} = (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{500} + \dot{W} \quad (3.60)$$

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{490} = B_{500} + \dot{W} + E_d \quad (3.61)$$

A válvula será considerada adiabática (não troca de calor com o ambiente) devido ao isolamento térmico presente. Assim:

$$(\bar{h}_{H_2O})_{490} = (\bar{h}_{H_2O})_{500} \quad (3.62)$$

$$B_{490} = B_{500} + E_d \quad (3.63)$$

Eficiência Exergética da válvula:

$$\varepsilon = \frac{B_{500}}{B_{490}} \quad (3.64)$$

Porém, no caso de uma válvula, pode-se utilizar apenas a exergia física para obter a eficiência exergética, pois a exergia química não varia durante o processo. Utilizando este método é possível obter dados comparativos e assim evitar possíveis distorções nos valores encontrados. Assim, aplicando as equações e considerações acima, tem-se os seguintes resultados:

Tab.3.38 – Resultados da análise energética e exergética para a Válvula-01

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruida (Ed)	kW	45,17	
Eficiência Exergética (e)	%	98,58	Consiterando apenas a Exergia Física
Eficiência Exergética (e)	%	98,81	Consiterando Exergia Total

3.3.16. Tanque de Vapor

O Tanque de Vapor não usa combustíveis de forma direta para produzir vapor. Esse tanque possui uma série de interligações com outros equipamentos de forma a aproveitar o rejeito de calor desses sistemas. Na parte superior deste tanque existe vapor d'água saturado e na parte inferior encontra-se o líquido saturado. Este líquido é levado naturalmente ao Trocador de Calor-02 e ao Forno Reformador pelos pontos “510” e “540”, retornando ao Tanque de Vapor na forma de vapor saturado pelos pontos “520” e “550” respectivamente. Um desenho esquemático do Tanque de Vapor está apresentado na fig.3.16.

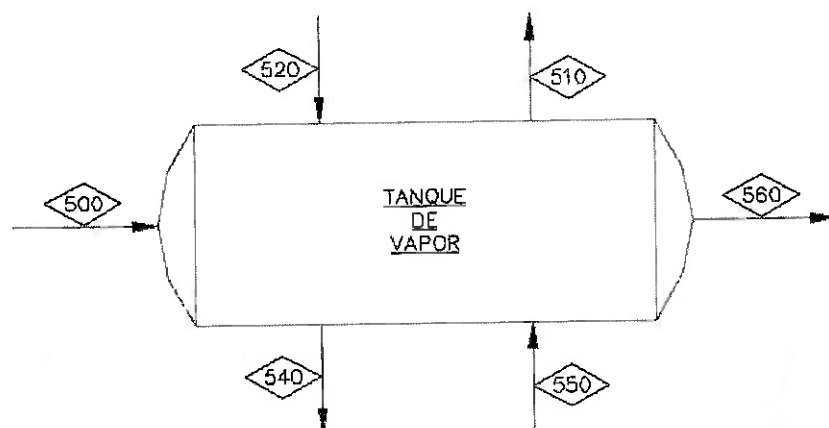


Fig. 3.16 – Desenho esquemático do Tanque de Vapor

Os dados relativos aos pontos “500”, “510”, “520”, “540”, “550” e “560” encontram-se nas tab. 3.37, tab. 3.18, tab. 3.19, tab. 3.39, tab. 3.40 e tab. 3.41 respectivamente.

Tab. 3.39 – Condições do fluxo de água no ponto 540

	Unidade	H ₂ O (Liq. Sat.)
Vazão	kmol/h	993,18
Fração Molar	-	1
Título	-	0
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 540	oC	236
Pressão 540	kPa	p_{sat}
Entalpia 540	kJ/kmol	-269374
Entropia 540	kJ/kmol.K	111,34
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 540	kW	1134,9
Taxa de Exergia Química 540	kW	248,3
Taxa de Exergia Total 540	kW	1383,2

Tab. 3.40 – Condições do fluxo de água no ponto 550

	Unidade	H2O (Vapor Sat.)
Vazão	kmol/h	993,18
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 550	oC	236
Pressão 550	kPa	p_{sat}
Entalpia 550	kJ/kmol	-237217
Entropia 550	kJ/kmol.K	174,50
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,30
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 550	kW	4811,4
Taxa de Exergia Química 550	kW	248,3
Taxa de Exergia Total 550	kW	5059,7

Tab. 3.41 – Condições do fluxo de água no ponto 560

	Unidade	H2O (Vapor)
Vazão	kmol/h	2422,37
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 560	oC	236
Pressão 560	kPa	p_{sat}
Entalpia 560	kJ/kmol	-237217
Entropia 560	kJ/kmol.K	174,50
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 560	kW	11735,1
Taxa de Exergia Química 560	kW	605,6
Taxa de Exergia Total 560	kW	12340,7

Balanço de massa:

$$(n_{H_2O})_{500} + (n_{H_2O})_{520} + (n_{H_2O})_{550} = (n_{H_2O})_{510} + (n_{H_2O})_{540} + (n_{H_2O})_{560} \quad (3.65)$$

$$(n_{H_2O})_{510} = (n_{H_2O})_{520} \quad (3.66)$$

$$(n_{H_2O})_{540} = (n_{H_2O})_{550} \quad (3.67)$$

Balanco de energia:

$$\begin{aligned} \dot{Q} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{500} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{520} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{550} = \\ = (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{510} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{540} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{560} + \dot{W} \end{aligned} \quad (3.68)$$

Balanco de exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{500} + B_{520} + B_{550} = B_{510} + B_{540} + B_{560} + \dot{W} + E_d \quad (3.69)$$

Considerou-se por hipótese que o Tanque de Vapor está isolado termicamente e portanto não existe fluxo de calor para o ambiente. Como não existe trabalho atravessando a fronteira do sistema, tem-se:

$$B_{500} + B_{520} + B_{550} = B_{560} + B_{510} + B_{540} + E_d \quad (3.70)$$

Eficiência Exergética do Tanque:

$$\varepsilon = \frac{(B_{560} - B_{500})}{(B_{520} - B_{510}) + (B_{550} - B_{540})} \quad (3.71)$$

Assim, aplicando as equações acima, temos os seguintes resultados:

Tab.3.42 – Resultados da análise energética e exergética para o Tanque de Vapor

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema (W)	kW	0,00	
Exergia Destruida (Ed)	kW	3,62	
Eficiência Exergética (e)	%	99,96	

Os resultados obtidos são considerados normais já que o Tanque de Vapor tem o papel de um distribuidor de vapor, sendo essa distribuição feita por potenciais gravitacionais ou de pressão. Desconsiderando as perdas de carga e outras envolvidas no processo o resultado é uma eficiência de 100% (não obtida no caso devido aos arredondamentos utilizados).

3.3.17. Economizador

O Economizador tem como função aquecer o ar atmosférico para facilitar o processo de combustão nos queimadores. Este aquecimento ocorre com o aproveitamento dos gases resultantes do próprio processo de combustão no Forno Reformador. Considerou-se para efeito dos cálculos que ar ingressa seco nos queimadores. Um desenho esquemático do Economizador está apresentado na fig.3.17.

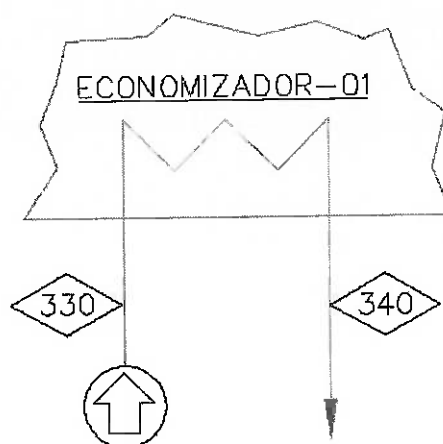


Fig. 3.17 – Desenho esquemático do Economizador

Os dados relativos aos pontos de entrada (ponto “330”) e saída (ponto “340”) do Economizador são mostrados nas tab. 3.43 e tab. 3.44 respectivamente.

Tab. 3.43 – Condições do ar (seco) no ponto 330

	Unidade	O ₂	N ₂	MISTURA
Vazão	kmol/h	520,91	1960,34	2481,25
Fração Molar	-	0,2099	0,7901	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	3970	720	1402
Temp. 330	oC	25	25	25
Pressão 330	kPa	21,27	80,03	101,3
Entalpia 330	kJ/kmol	0	0	0
Entropia 330	kJ/kmol.K	217,9	193,4	198,5
Temp. 0	oC	25	25	25
Pressão 0	kPa	21,27	80,03	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	0	0
Entropia 0	kJ/kmol.K	217,9	193,4	198,5
Taxa de Exergia Física 330	kW	-	-	0,0
Taxa de Exergia Química 330	kW	-	-	88,6
Taxa de Exergia Total 330	kW	-	-	88,6

Tab. 3.44 – Condições do ar (seco) no ponto 340

	Unidade	O ₂	N ₂	MISTURA
Vazão	kmol/h	520,91	1960,34	2481,25
Fração Molar	-	0,2099	0,7901	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	3970	720	1402
Temp. 340	oC	180	180	180
Pressão 340	kPa	21,39	80,51	101,9
Entalpia 340	kJ/kmol	4636	4527	4550
Entropia 340	kJ/kmol.K	230,4	205,5	210,7
Temp. 0	oC	25	25	25
Pressão 0	kPa	21,27	80,03	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	0	0
Entropia 0	kJ/kmol.K	217,9	193,4	198,5
Taxa de Exergia Física 340	kW	-	-	632,2
Taxa de Exergia Química 340	kW	-	-	88,6
Taxa de Exergia Total 340	kW	-	-	720,8

A análise energética e exergética deste sistema (Economizador) será feita em conjunto com a análise do Forno Reformador.

3.3.18. Superaquecedor

Nesta etapa, o vapor d'água saturado proveniente do Tanque de Vapor será superaquecido para utilização no processo de reforma e em outros processos da refinaria. O superaquecimento do vapor acontece na seção lateral do forno reformador e é representado esquematicamente pela fig. 3.18.

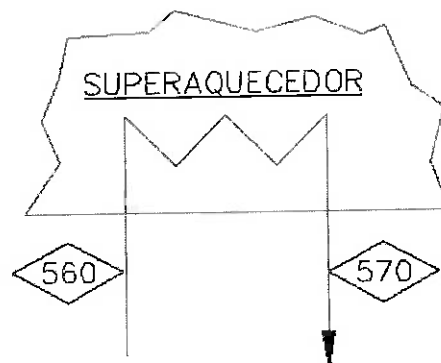


Fig. 3.18 – Desenho esquemático do Superaquecedor

Os dados relativos aos pontos de entrada (ponto “560”) e saída (ponto “570”) do Superaquecedor são mostrados nas tab. 3.41 e tab. 3.45 respectivamente.

Tab. 3.45 – Condições do vapor d’água no ponto 570

	Unidade	H ₂ O (Vapor)
Vazão	kmol/h	2422,37
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 570	oC	436
Pressão 570	kPa	3056,32
Entalpia 570	kJ/kmol	-228057
Entropia 570	kJ/kmol.K	189,98
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 570	kW	14793,3
Taxa de Exergia Química 570	kW	605,6
Taxa de Exergia Total 570	kW	15398,9

A análise energética e exergética do Superaquecedor será feita em conjunto com a análise do Forno Reformador.

3.3.19. Separador

Após superaquecido, parte do vapor d’água é enviada para o próprio processo enquanto outra parte é exportada para ser utilizado em outros processos dentro da refinaria. Este separador não se trata de um equipamento, mas sim de derivações da tubulação principal de vapor. Estas derivações são representadas esquematicamente pela fig. 3.19.

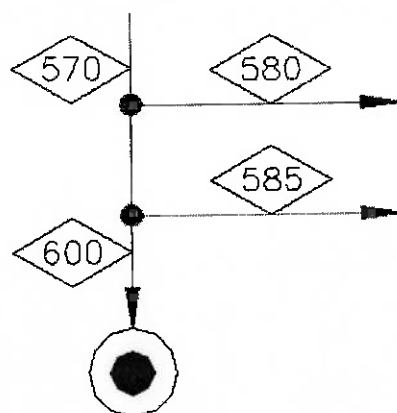


Fig. 3.19 – Desenho esquemático do Separador (Derivações da Tubulação)

Os dados relativos aos pontos de entrada (ponto “570”), saída para o processo com destino à formação da carga do Forno Reformador (ponto “580”), saída com destino ao Trocador de Calor-01 (ponto “585”) e saída para exportação (ponto “600”) são mostrados nas tab. 3.45, tab. 3.46, tab. 3.47 e tab. 3.48 respectivamente.

Tab. 3.46 – Condições do vapor d’água no ponto 580

	Unidade	H ₂ O (Vapor)
Vazão	kmol/h	1373,93
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 580	oC	436
Pressão 580	kPa	3056,32
Entalpia 580	kJ/kmol	-228057
Entropia 580	kJ/kmol.K	189,98
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 580	kW	8390,5
Taxa de Exergia Química 580	kW	343,5
Taxa de Exergia Total 580	kW	8734,0

Tab. 3.47 – Condições do vapor d'água no ponto 585

	Unidade	H ₂ O (Vapor)
Vazão	kmol/h	47,73
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 585	oC	436
Pressão 585	kPa	3056,32
Entalpia 585	kJ/kmol	-228057
Entropia 585	kJ/kmol.K	189,98
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 585	kW	291,5
Taxa de Exergia Química 585	kW	11,9
Taxa de Exergia Total 585	kW	303,4

Tab. 3.48 – Condições do vapor d'água no ponto 600

	Unidade	H ₂ O (Vapor)
Vazão	kmol/h	1000,71
Fração Molar	-	1
Título	-	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900
Temp. 600	oC	436
Pressão 600	kPa	3056,32
Entalpia 600	kJ/kmol	-228057
Entropia 600	kJ/kmol.K	189,98
Temp. 0	oC	25
Pressão 0	kPa	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95
Taxa de Exergia Física 1	kW	6111,3
Taxa de Exergia Química 1	kW	250,2
Taxa de Exergia Total 1	kW	6361,5

Por se tratar de um sistema isolado termicamente e sabendo-se ainda que se trata apenas da separação de um fluxo, não existe exergia destruída associada a este sistema.

3.3.20. Válvula de Expansão-02

O vapor superaquecido proveniente do separador será destinado ao processo de reforma como insumo na preparação da carga para o Forno Reformador, ou seja, será misturada ao fluxo de gás natural pelo Misturador-02. No entanto o vapor deve ter sua pressão reduzida ao mesmo nível de pressão existente no misturador. Essa expansão é realizada pela Válvula de Expansão-02 (fig.3.20).

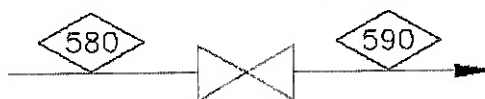


Fig. 3.20 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-02

As condições de entrada na válvula são descritas pelo ponto “580” (tab. 3.46) enquanto as condições de saída estão relacionadas ao ponto “590” (tab. 3.14).

Balanço de massa:

$$(n_{H_2O})_{580} = (n_{H_2O})_{590} \quad (3.72)$$

Balanço de energia na válvula:

$$\dot{Q} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{580} = (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{590} + \dot{W} \quad (3.73)$$

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{580} = B_{590} + \dot{W} + E_d \quad (3.74)$$

A válvula será considerada adiabática (não troca de calor com o ambiente) devido ao isolamento térmico presente. Assim:

$$(\bar{h}_{H_2O})_{580} = (\bar{h}_{H_2O})_{590} \quad (3.75)$$

$$B_{580} = B_{590} + E_d \quad (3.76)$$

Eficiência Exergética da válvula:

$$\varepsilon = \frac{B_{590}}{B_{580}} \quad (3.77)$$

Porém, no caso de uma válvula, pode-se utilizar apenas a exergia física para obter a eficiência exergética já que a exergia química não varia durante o processo. Assim é possível obter dados comparativos e evitar possíveis distorções nos resultados. Assim, aplicando as equações e considerações acima, tem-se:

Assim, aplicando as equações acima, temos os seguintes resultados:

Tab.3.49 – Resultados da análise energética e exergética para a Válvula-02

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	35,20	
Eficiência Exergética (e)	%	99,58	Considerando apenas a Exergia Física
Eficiência Exergética (e)	%	99,60	Considerando Exergia Total

3.3.21. Válvula de Expansão-03

Uma parte do vapor superaquecido proveniente do separador será destinado ao Trocador de Calor-01, que é o equipamento responsável pelo aquecimento primário do gás natural que entra no processo. No entanto o vapor deve ter sua pressão reduzida a um nível de pressão condizente com o equipamento utilizado. Essa expansão é realizada pela Válvula de Expansão-03 (fig.3.21).



Fig. 3.21 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-03

As condições de entrada na válvula são descritas pelo ponto “585” (tab. 3.47) enquanto as condições de saída estão relacionadas ao ponto “350” (tab. 3.6).

Balanço de massa:

$$(n_{H_2O})_{585} = (n_{H_2O})_{350} \quad (3.78)$$

Balanço de energia na válvula:

$$\dot{Q} + (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{585} = (n_{H_2O} \cdot \bar{h}_{H_2O})_{350} + \dot{W} \quad (3.79)$$

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{585} = B_{350} + \dot{W} + E_d \quad (3.80)$$

A válvula será considerada adiabática (não troca de calor com o ambiente) devido ao isolamento térmico presente. Assim:

$$(\bar{h}_{H_2O})_{585} = (\bar{h}_{H_2O})_{350} \quad (3.81)$$

$$B_{585} = B_{350} + E_d \quad (3.82)$$

Eficiência Exergética da válvula:

$$\mathcal{E} = \frac{B_{350}}{B_{585}} \quad (3.83)$$

Conforme apresentado anteriormente, pode-se utilizar apenas a exergia física para obter a eficiência exergética já que a exergia química não varia durante o processo. Assim é possível evitar distorções nos resultados obtidos. Assim, aplicando as equações e considerações acima, tem-se:

Tab.3.50 – Resultados da análise energética e exergética para a Válvula-03

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema (W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	27,11	
Eficiência Exergética (e)	%	90,70	Considerando apenas a Exergia Física
Eficiência Exergética (e)	%	91,06	Considerando Exergia Total

3.3.22. Válvula de Expansão-04

O fluxo de gás natural fornecido aos queimadores deve também ter a sua pressão reduzida antes de ser efetivamente queimado. Essa expansão é realizada pela Válvula de Expansão-04 (fig.3.22).

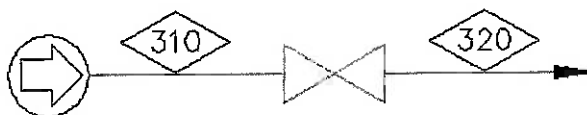


Fig. 3.22 – Desenho esquemático da Válvula de Expansão-04

As condições de entrada na válvula são descritas pelo ponto “310” (tab. 3.50) enquanto as condições de saída estão relacionadas ao ponto “320” (tab. 3.51).

Tab.3.50 – Condições do gás natural no ponto 310

	Unidade	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	0,25	0,11	30,21	3,03	0,3	0,02	33,92
Fração Molar	-	0,0074	0,0032	0,8906	0,0893	0,0088	0,0006	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	895083
Temp. 310	oC	40	40	40	40	40	40	40
Pressão 310	kPa	18,17	7,99	2195,68	220,22	21,80	1,45	2465,32
Entalpia 310	kJ/kmol	437,8	-392960	-74325	-83859	-102718	-124629	-75940
Entropia 310	kJ/kmol.K	207,114	236,522	162,355	225,682	286,377	350,377	169,79
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	0,75	0,33	90,22	9,05	0,90	0,06	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-76513
Entropia 0	kJ/kmol.K	232,221	261,229	187,112	249,577	309,222	371,945	194,45
Taxa de Exergia Física 310	kW	-	-	-	-	-	-	74,7
Taxa de Exergia Química 310	kW	-	-	-	-	-	-	8423,9
Taxa de Exergia Total 310	kW	-	-	-	-	-	-	8498,6

Tab.3.51 – Condições do gás natural no ponto 320

	Unidade	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	0,25	0,11	30,21	3,03	0,3	0,02	33,92
Fração Molar	-	0,0074	0,0032	0,8906	0,0893	0,0088	0,0006	1
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	895083
Temp. 320	oC	40	40	40	40	40	40	40
Pressão 320	kPa	4,01	1,77	485,01	48,65	4,82	0,32	544,57
Entalpia 320	kJ/kmol	437,8	-392960	-74325	-83859	-102718	-124629	-75940
Entropia 320	kJ/kmol.K	219,669	249,077	174,911	238,238	298,932	362,932	182,35
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	0,75	0,33	90,22	9,05	0,90	0,06	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-76513
Entropia 0	kJ/kmol.K	232,221	261,229	187,112	249,577	309,222	371,945	194,45
Taxa de Exergia Física 320	kW	-	-	-	-	-	-	39,4
Taxa de Exergia Química 320	kW	-	-	-	-	-	-	8423,9
Taxa de Exergia Total 320	kW	-	-	-	-	-	-	8463,3

Balanco de massa:

$$(n_{H_2O})_{310} = (n_{H_2O})_{320} \quad (3.84)$$

Balanço de energia na válvula:

$$\dot{Q} + (n_i \cdot \bar{h}_i)_{310} = (n_i \cdot \bar{h}_i)_{320} + \dot{W} \quad (3.85)$$

Balanço de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + B_{310} = B_{320} + \dot{W} + E_d \quad (3.86)$$

A válvula foi considerada adiabática (não troca de calor com o ambiente) devido ao isolamento térmico presente. Assim:

$$(\bar{h}_{H_2O})_{310} = (\bar{h}_{H_2O})_{320} \quad (3.87)$$

$$B_{310} = B_{320} + E_d \quad (3.88)$$

Eficiência Exergética da válvula:

$$\varepsilon = \frac{B_{320}}{B_{310}} \quad (3.89)$$

Aplica-se então a exergia física para obter a eficiência exergética, conforme discutido anteriormente, tendo em vista que a exergia química não varia durante o processo. Assim é possível evitar distorções nos resultados obtidos. Sendo assim tem-se:

Tab.3.52 – Resultados da análise energética e exergética para a Válvula-04

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	35,27	
Eficiência Exergética (e)	%	52,77	Consiterando apenas a Exergia Física
Eficiência Exergética (e)	%	99,58	Consiterando Exergia Total

3.3.23. Forno Reformador

O forno reformador é o equipamento principal do processo estudado, pois além de propiciar condições para obtenção do hidrogênio a partir do gás natural ele também é responsável por suprir a demanda de calor de diversos processos já vistos anteriormente. Excluindo-se os sistemas de aproveitamento de calor associados ao forno, têm-se duas entradas e duas saídas principais. Uma dessas entradas recebe a carga de gás natural mais vapor d'água enquanto a outra leva o combustível, os gases de purga e o ar seco pré-aquecido para os queimadores. O fluxo dos gases de combustão que saem pela chaminé e o produto da reforma são as duas saídas principais do sistema. Um desenho esquemático do Forno Reformador com todas as interações presentes no caso estudado é apresentado pela fig. 3.23.

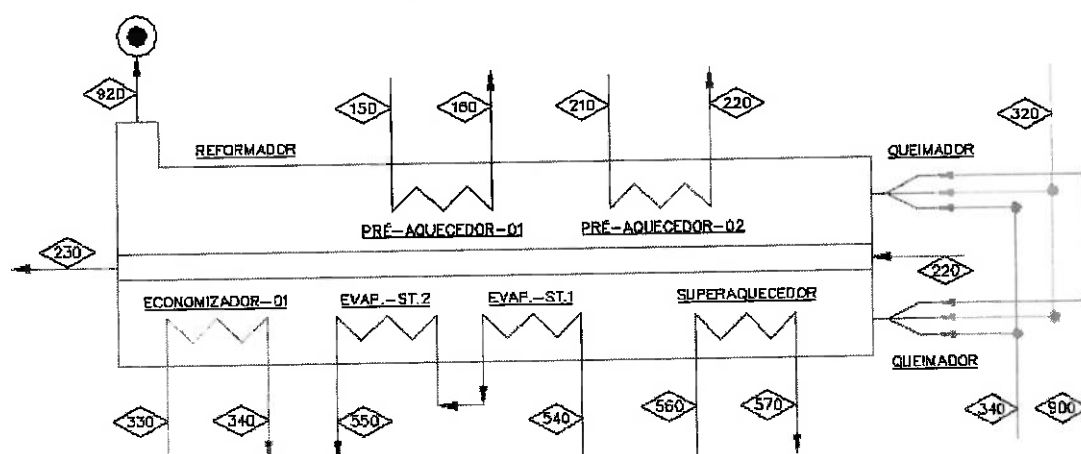


Fig. 3.23 – Desenho esquemático do Forno Reformador

As condições de entrada no Forno Reformador são descritas pelos pontos “150” (tab. 3.11), “210” (tab. 3.15), “220” (tab. 3.53), “320” (tab. 3.51), “340” (tab. 3.44), “900” (tab. 3.36), “560” (tab. 3.41), “540” (tab. 3.39) e “330” (tab. 3.43) enquanto as condições de saída estão relacionadas aos pontos “160” (tab. 3.13), “220” (tab. 3.53), “230” (tab. 3.16), “570” (tab. 3.45), “550” (tab. 3.40), “340” (tab. 3.44) e 920 (tab. 3.54).

Tab.3.53 – Condições da carga no ponto 220

	Unidade	H2O	H2	N2	CO2	CH4	C2H6	C3H8	C4H10	MISTURA
Vazão	kmol/h	1373,93	14,7	3,05	1,33	371,52	37,34	3,63	0,29	1805,79
Fração Molar	-	0,7608	0,0081	0,0017	0,0007	0,2057	0,0207	0,0020	0,0002	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	236100	720	19870	831650	1495840	2154000	2805800	209436
Temp. 220	oC	485	485	485	485	485	485	485	485	485
Pressão 220	kPa	2198,01	23,52	4,88	2,13	594,36	59,74	5,81	0,46	2888,9
Entalpia 220	kJ/kmol	-225885	13436	13748	-372869	-52761	-47709	-50580	-56333	-183958
Entropia 220	kJ/kmol.K	195,6	169,9	244,4	286,6	214,5	305,2	396,2	489,6	202,1
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	77,07	0,82	0,17	0,07	20,84	2,09	0,20	0,02	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285829	0	0	-393520	-74870	-84667	-103847	-126148	-235145
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	232,6	232,6	261,7	187,4	249,8	309,6	370,9	100,1
Taxa de Exergia Física 220	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	10415,0
Taxa de Exergia Química 220	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	104206,2
Taxa de Exergia Total 220	kW	-	-	-	-	-	-	-	-	114621,2

Balanco de massa no Forno Reformador:

$$\sum (n_i \cdot M_i)_{Entrada} = \sum (n_i \cdot M_i)_{Saída} \quad (3.90)$$

Balanco de energia:

$$\dot{Q} + \sum (n_i \cdot \bar{h}_i)_{Entrada} = \sum (n_i \cdot \bar{h}_i)_{Saída} + \dot{W} \quad (3.91)$$

Balanco de Exergia:

$$\sum \left(1 - \frac{T_0}{T_b} \right) \cdot \dot{Q}_j + \sum B_{Entrada} = \sum B_{Saída} + \dot{W} + E_d \quad (3.92)$$

Para determinar as condições de saída dos gases pela chaminé (ponto “920”) considerou-se por hipótese que o Forno Reformador não troca de calor com o ambiente (adiabático). Isto na realidade não ocorre, porém o uso de materiais isolantes e refratários reduzem sensivelmente o fluxo de calor para o meio. Assim:

Tab.3.54 – Condições da carga no ponto 920

	Unidade	H2O	O2	N2	CO2	MISTURA
Vazão	kmol/h	520,64	67,69	1962,6	496,92	3047,85
Fração Molar	-	0,1708	0,0222	0,6439	0,1630	1,0000
Exergia Química Padrão	kJ/kmol	900	3970	720	19870	3945
Temp. 920	oC	359	359	359	359	359
Pressão 920	kPa	16,96	2,20	63,92	16,18	99,26
Entalpia 920	kJ/kmol	-230170	10277	9851	-379109	-94556
Entropia 920	kJ/kmol.K	229,7	259,7	217,3	260,7	227,44
Temp. 0	oC	25	25	25	25	25
Pressão 0	kPa	17,30	2,25	65,23	16,52	101,3
Entalpia 0	kJ/kmol	-285831	0	0	-393520	-112986
Entropia 0	kJ/kmol.K	69,95	236,6	195,1	228,7	180,12
Taxa de Exergia Física 920	kW	-	-	-	-	3659,5
Taxa de Exergia Química 920	kW	-	-	-	-	1313,7
Taxa de Exergia Total 920	kW	-	-	-	-	4973,2

Definindo a Eficiência Exergética do forno conforme apresentado abaixo:

$$\varepsilon = \frac{\left[(B_{160} - B_{150}) + (B_{220} - B_{210}) + (B_{570} - B_{560}) + (B_{550} - B_{540}) + (B_{340} - B_{330}) + (B_{230} - B_{220}) \right]}{(B_{900} + B_{340} + B_{320} - B_{920})} \quad (3.93)$$

Assim, aplicando as equações acima, temos os seguintes resultados:

Tab.3.55 – Resultados da análise energética e exergética para o Forno Reformador

	Unidade	Resultados	Observações
Calor Transferido (Q)	kW	0,00	Adiabático
Trabalho sobre o sistema(W)	kW	0,00	
Exergia Destruída (Ed)	kW	25559,05	
Eficiência Exergética (e)	%	50,84	

3.4. Balanço exergético da planta como um todo

Cabe aqui fazer uma análise da exergia total destruída no processo. Isto facilita a compreensão dos processos que ocorrem na planta, permitindo identificar e localizar as ineficiências do sistema. Os dados da exergia destruída em cada um dos equipamentos e seu impacto no processo são apresentados na tab. 3.56.

Tab.3.56 – Exergia destruída na planta como um todo

Equipamento	Exergia Destruída (kW)	Porcentagem (%)
Compressor de Carga	20,55	0,06
Trocador de Calor-01	110,10	0,30
Misturador-01	47,07	0,13
Dessulfurizador	0,00	0,00
Misturador-02	1024,07	2,77
Trocador de Calor-02	2885,86	7,82
Reator de Shift	197,68	0,54
Trocador de Calor-03	759,27	2,06
Trocador de Calor-04	4890,60	13,25
Trocador de Calor-05	410,08	1,11
Purgador de Vapor	0,00	0,00
Sistema de PSA	867,01	2,35
Válvula-01	45,17	0,12
Válvula-02	35,20	0,10
Válvula-03	27,11	0,07
Válvula-04	35,27	0,10
Separador-01	0,00	0,00
Tanque de Vapor	3,62	0,01
Forno Reformador	25559,05	69,23
Total da Planta	36917,70	100,00

É possível observar o grande impacto da exergia destruída pelo forno reformador no sistema. As ineficiências inerentes ao processo de combustão e de troca de calor existentes neste equipamento, o porte do forno e o grande número de sistemas acoplados a ele são os principais motivos deste impacto.

Para facilitar o tratamento dos dados do processo no estudo termoeconômico da planta foi feito um resumo (apresentado na tab. 3.57) dos valores de exergia física e química para cada ponto do sistema estudado. Os pontos grifados em vermelho indicam os insumos ou matérias-primas necessárias para o funcionamento da planta, enquanto os pontos grifados em azul indicam os produtos ou resultados obtidos nos diversos processamentos.

Tab.3.57 – Resumo da Exergia Física e Química de cada ponto do sistema

Ponto	Substância	Fluxo de Exergia (MW)		
		Física	Química	Total
100	Gás Natural	0,9134	103,6268	104,5402
110	Gás Natural	1,0294	103,6268	104,6561
141	Gás Natural	1,1479	103,6268	104,7747
145	Hidrogênio (H2)	0,0346	0,9641	0,9987
150	Gás Natural + H2	1,1796	104,5467	105,7263
160	Gás Natural + H2	1,9086	104,5467	106,4553
170	Gás Natural + H2	1,9086	104,5467	106,4553
210	Gás Natural + H2 + H2O	9,9136	104,2062	114,1198
220	Gás Natural + H2 + H2O	10,4150	104,2062	114,6212
230	Produto do Reformador	17,4259	115,0330	132,4589
240	Produto do Reformador	9,6152	115,0330	124,6482
250	H2 + Purga + H2O	10,0736	114,3769	124,4505
260	H2 + Purga + H2O	7,2105	114,3769	121,5874
270	H2 + Purga + H2O	4,2017	115,3222	119,5239
280	H2 + Purga + H2O	3,6680	115,4079	119,0759
290	H2 + Purga	115,2149	115,2149	230,4297
300	Hidrogênio (H2)	2,1682	68,0504	70,2185
310	Gás Natural	0,0747	8,4239	8,4986
320	Gás Natural	0,0394	8,4239	8,4633
330	Ar seco	0,0000	0,0886	0,0886
340	Ar seco	0,6322	0,0886	0,7208
350	Vapor Superaquecido (1,3 MPa)	0,2644	0,0119	0,2763
360	Líquido Saturado (1,3 MPa)	0,0357	0,0119	0,0476
400	Água Líquida (H2O)	0,0141	0,1930	0,2071
480	Líquido Comprimido (8,4 MPa)	1,0787	0,6056	1,6843
490	Líquido Comprimido (8,4 MPa)	3,1826	0,6056	3,7882
500	Líquido + Vapor (3,1 MPa)	3,1374	0,6056	3,7430
510	Líquido Saturado (3,1 MPa)	1,5264	0,3329	1,8593
520	Vapor Saturado (3,1 MPa)	6,4512	0,3329	6,7841
540	Líquido Saturado (3,1 MPa)	1,1349	0,2483	1,3832
550	Vapor Saturado (3,1 MPa)	4,8114	0,2483	5,0597
560	Vapor Saturado (3,1 MPa)	11,7351	0,6056	12,3407
570	Vapor Superaquecido (3,1 MPa)	14,7933	0,6056	15,3989
580	Vapor Superaquecido (3,1 MPa)	8,3905	0,3435	8,7340
585	Vapor Superaquecido (3,1 MPa)	0,2915	0,0119	0,3034
590	Vapor (H2O)	8,3553	0,3435	8,6988
600	Vapor Superaquecido (3,1 MPa)	6,1113	0,2502	6,3615
720	Líquido Comprimido	0,0049	0,7417	0,7466
730	Líquido Comprimido	0,0429	0,7417	0,7846
900	Purga	0,2003	47,5829	47,7832
920	Produtos da Combustão	3,6595	1,3137	4,9732

4. ANÁLISE TERMoeCONômICA

Termoeconomia é uma área da engenharia que combina análise exergética e princípios de análise econômica para prover informações ao projetista do sistema ou a seu operador relativas ao custo efetivo de operação ou dos produtos do sistema.

Para iniciar a análise, além dos dados relativos ao fluxo de exergia em cada ponto da planta, é preciso que se faça também uma análise criteriosa dos dados econômicos do sistema.

Os dados relativos aos valores de equipamentos, custo de engenharia, construção entre outros foram obtidos através de planilhas de custo do projeto, propostas comerciais e entrevistas com profissionais envolvidos na real construção da planta de geração de hidrogênio. Sob este aspecto, apesar da falta de documentos que comprovem a veracidade das informações aqui utilizadas, tem-se uma caracterização de custos muito atual e próxima do que acontece no mercado.

Esses dados de custo e outros parâmetros utilizados para realização da análise termo-econômica são apresentados nos itens a seguir.

4.1. Custo dos equipamentos do processo

O investimento em qualquer projeto de engenharia tem essencialmente dois componentes, os custos diretos e os indiretos. Os custos diretos dizem respeito ao investimento feito em objetos permanentes como equipamentos, terra, tubulação, instrumentação e controle, materiais diversos, equipamentos elétricos e construção ou ligação de facilidades. Os custos indiretos tem caráter provisório, porém são necessários para garantir a integração, construção e o bom funcionamento dos sistemas utilizados. Os custos indiretos são representados essencialmente pelos custos de engenharia e supervisão, construção, montagem e contingências. No caso da planta estudada, os custos indiretos e parte dos custos diretos (tubulações, terra, instrumentação e elétrica) foram distribuídos proporcionalmente aos equipamentos utilizados (tab. 4.1).

Tab.4.1 – Investimento por equipamento (Ieq)

Investimento Realizado (Custos diretos e indiretos)	
Equipamento	US\$
Compressor de Carga	11.200.000,00
Trocador de Calor-01	142.000,00
Misturador-01	5.000,00
Dessulfurizador	3.570.000,00
Misturador-02	5.000,00
Trocador de Calor-02	715.000,00
Reator de Shift	1.785.000,00
Trocador de Calor-03	2.143.000,00
Trocador de Calor-04	1.650.000,00
Trocador de Calor-05	640.000,00
Purgador de Vapor	22.800,00
Sistema de PSA	6.411.000,00
Válvula-01	13.000,00
Válvula-02	13.000,00
Válvula-03	13.000,00
Válvula-04	13.000,00
Separador-01	5.000,00
Tanque de Vapor	85.000,00
Forno Reformador	32.140.000,00
Custo Total da Planta	60.570.800,00

O país de origem dos equipamentos e serviços contratados variou consideravelmente neste projeto. Para fornecimentos estrangeiros não houve problemas de conversão de moeda, já que neste caso os contratos sempre são assinados em Dólar. No entanto, para computar os serviços contratados no Brasil foi necessário aplicar um fator de conversão entre o Real e o Dólar, sendo que para isso foi levada em conta a média dos valores do câmbio mês de novembro de 2004 [11] [12]. Portanto a seguinte relação foi utilizada:

$$1 \text{ US\$} = 2,83 \text{ R\$} \quad (4.1)$$

4.2. Custo dos insumos do processo (Cin)

Gás Natural:

- Custo unitário: 2,20 US\$/GJ
- PCI: 861.965 kJ/kmol
- Massa molecular: 17,75 kg/kmol

Água líquida comprimida (85 bar):

- Custo unitário: 1,10 US\$/t

4.3. Custo de operação e manutenção

Os gastos com energia elétrica estão concentrados principalmente em dois equipamentos: os Compressores de Carga e o Trocador de Calor-04. O primeiro utiliza energia elétrica na compressão do gás natural enquanto o segundo utiliza a energia para movimentar os ventiladores que propiciam a convecção forçada no equipamento. Vale ressaltar que a planta de geração de hidrogênio possui um alto nível de automatização, o qual aumenta o investimento inicial mas reduz o custo de operação com funcionários.

Os custos de operação podem ser divididos em custos fixos e custos variáveis. Os custos fixos independem da quantidade produzida, como por exemplo os custos com energia elétrica nos forçadores de ar do Trocador de Calor-04, que têm uma potência fixa de operação. Os custos variáveis dependem diretamente da quantidade produzida, como por exemplo os custos com energia elétrica nos Compressores de Carga. Quanto maior a vazão do produto, maior será a potência consumida pelo equipamento. O custo variável percentual de operação e manutenção é sempre dado para carga máxima do sistema.

Com base em informações do processo, na análise dos dados e nas entrevistas com os profissionais envolvidos foram considerados os seguintes custos de operação e Manutenção:

Custo Fixo de O&M (fomf):

- 6% do capital investido

Custo Variável de O&M (fomv):

- 2% do capital investido

4.4. Fator de carga

Pelos motivos mais diversos, como por exemplo uma queda na demanda do produto ou para evitar falhas por sobrecarga e para poupar os equipamentos, é comum que uma determinada planta ou processo opere abaixo de sua capacidade máxima ou até mesmo de sua capacidade nominal. Este ponto de operação é também chamado de capacidade nominal. O fator de carga é a relação entre a quantidade produzida efetivamente e a quantidade nominal do sistema. Um sistema pode operar no seu limite máximo (sobrecarga), sendo o valor do fator de carga maior que 1 nestes casos. No entanto quando isso acontece o sistema sofre com problemas de aumento de custos de manutenção e redução na vida útil do equipamento.

A planta de geração de hidrogênio estudada foi projetada para suportar uma sobrecarga de até 40% na capacidade nominal, porém foi considerado que o sistema trabalha à plena carga (capacidade nominal) o que leva ao seguinte fator de carga:

Fator de Carga (fc):

- 1,00

4.5. Tempo de operação anual

O serviço dentro de uma refinaria é contínuo, sendo que poucas paradas são previstas durante o ano para manutenção e verificação dos sistemas. Com isso, considerou-se uma média de 2 semanas de parada por ano, o que leva ao seguinte tempo de operação anual:

Horas Anuais de Operação (To):

- 8400 horas/ano

4.6. Outras variáveis econômicas

A taxa de juros utilizada e o tempo de amortização da planta são outras duas variáveis de extrema importância na análise econômica. A taxa de juros depende de uma série de fatores como as condições da economia local, global, o tipo de cliente entre outros fatores. A taxa de juros anuais utilizada neste trabalho é uma taxa de juros média e representa com bastante proximidade os valores encontrados no mercado atualmente [11]. Para determinar o tempo de amortização da planta também utilizou-se valores típicos de mercado para esse tipo de empreendimento. Assim:

Taxa de Juros Anual (i):

- 15%

Tempo de Amortização (n):

- 20 anos

A partir destes dois valores é possível calcular o fator de amortização do investimento (eq. 4.2):

$$fa = \frac{r}{1 - (1 + r)^{-n}} = \frac{0,15}{1 - (1 + 0,15)^{-20}} = 0,16 \quad (4.2)$$

4.7. Custo anual dos equipamentos

Para determinar o custo anual de cada equipamento (Caeq), bem como o custo médio por segundo (Ceq), utilizou-se as eq. 4.3 e 4.4 respectivamente:

$$Caeq = Ieq \cdot (fa + fomf + fc \cdot fomv) \quad (4.3)$$

$$Ceq = \frac{Caeq}{To \cdot 3600} \quad (4.4)$$

Os resultados dessa análise para cada equipamento estão na tab. 4.2.

Tab.4.2 – Custos anuais e instantâneos (por segundo) de cada equipamento

Custo anual e custo por segundo de cada equipamento		
Equipamento	Caeq (US\$/ano)	Ceq (US\$/s)
Compressor de Carga	2.688.000,00	0,08889
Trocador de Calor-01	34.080,00	0,00113
Misturador-01	1.200,00	0,00004
Dessulfurizador	856.800,00	0,02833
Misturador-02	1.200,00	0,00004
Trocador de Calor-02	171.600,00	0,00567
Reator de Shift	428.400,00	0,01417
Trocador de Calor-03	514.320,00	0,01701
Trocador de Calor-04	396.000,00	0,01310
Trocador de Calor-05	153.600,00	0,00508
Purgador de Vapor	5.472,00	0,00018
Sistema de PSA	1.538.640,00	0,05088
Válvula-01	3.120,00	0,00010
Válvula-02	3.120,00	0,00010
Válvula-03	3.120,00	0,00010
Válvula-04	3.120,00	0,00010
Separador-01	1.200,00	0,00004
Tanque de Vapor	20.400,00	0,00067
Forno Reformador	7.713.600,00	0,25508
Custo Total da Planta	14.536.992,00	0,48072

4.8. Custo dos produtos

Denominando custo de entrada e de saída de um certo fluxo de produto como sendo “ce” e “cs” (em US\$/kJ) respectivamente, tem-se o seguinte balanço de custos para “n” fluxos de produtos em um equipamento:

$$\sum (ce \cdot Be)_n + \frac{Ceq}{fc} = \sum (cs \cdot Bs)_n \quad (4.4)$$

O custo por unidade de tempo (US\$/s) de um certo fluxo (Cx) é definido como:

$$Cx = \frac{cx}{Bx} \quad (4.5)$$

Para os sistemas estudados na planta utilizou-se o critério da igualdade sempre que havia mais de um produto no equipamento, exceto onde indicado em contrário. O termo relativo ao fator de carga (fc) será omitido deste ponto em diante já que o mesmo apresenta valor unitário. Com isso, foi aplicado o balanço de custos

para cada equipamento do sistema, resultando num conjunto de equações que possibilitaram descobrir o custo dos produtos da planta:

Compressor de Carga

$$c_{100} \cdot B_{100} + C_{comp} = c_{110} \cdot B_{110} \quad (4.6)$$

Trocador de Calor-01

$$c_{110} \cdot B_{110} + c_{350} \cdot B_{350} + C_{TC-01} = c_{141} \cdot B_{141} + c_{360} \cdot B_{360} \quad (4.7)$$

Misturador-01

$$c_{141} \cdot B_{141} + c_{145} \cdot B_{145} + C_{Mist-01} = c_{150} \cdot B_{150} \quad (4.8)$$

Dessulfurizador

$$c_{160} \cdot B_{160} + C_{dessulf} = c_{170} \cdot B_{170} \quad (4.9)$$

Misturador-02

$$c_{170} \cdot B_{170} + c_{590} \cdot B_{590} + C_{Mist-02} = c_{210} \cdot B_{210} \quad (4.10)$$

Trocador de Calor-02

$$c_{230} \cdot B_{230} + c_{510} \cdot B_{510} + C_{TC-02} = c_{240} \cdot B_{240} + c_{520} \cdot B_{520} \quad (4.11)$$

Reator de Shift

$$c_{240} \cdot B_{240} + C_{Reat} = c_{250} \cdot B_{250} \quad (4.12)$$

Trocador de Calor-03

$$c_{250} \cdot B_{250} + c_{480} \cdot B_{480} + C_{TC-03} = c_{260} \cdot B_{260} + c_{490} \cdot B_{490} \quad (4.13)$$

Trocador de Calor-04

$$c_{260} \cdot B_{260} + C_{TC-04} = c_{270} \cdot B_{270} \quad (4.14)$$

Trocador de Calor-05

$$c_{270} \cdot B_{270} + c_{720} \cdot B_{720} + C_{TC-05} = c_{280} \cdot B_{280} + c_{730} \cdot B_{730} \quad (4.15)$$

Purgador

$$c_{280} \cdot B_{280} + C_{Purg} = c_{290} \cdot B_{290} + c_{400} \cdot B_{400} \quad (4.16)$$

Sistema de PSA

$$c_{290} \cdot B_{290} + C_{PSA} = c_{300} \cdot B_{300} + c_{900} \cdot B_{900} \quad (4.17)$$

Válvula-01

$$c_{490} \cdot B_{490} + C_{valv-1} = c_{500} \cdot B_{500} \quad (4.18)$$

Separador

$$c_{570} \cdot B_{570} + C_{Separador} = c_{580} \cdot B_{580} + c_{585} \cdot B_{605} + c_{600} \cdot B_{600} \quad (4.19)$$

Válvula-02

$$c_{580} \cdot B_{580} + C_{valv-2} = c_{590} \cdot B_{590} \quad (4.20)$$

Válvula-03

$$c_{585} \cdot B_{585} + C_{valv-3} = c_{350} \cdot B_{350} \quad (4.21)$$

Válvula-04

$$c_{310} \cdot B_{310} + C_{valv-4} = c_{320} \cdot B_{320} \quad (4.22)$$

Tanque de Vapor

$$\begin{aligned} c_{500} \cdot B_{500} + c_{550} \cdot B_{550} + c_{520} \cdot B_{520} + C_{Tanque} = \\ = c_{540} \cdot B_{540} + c_{510} \cdot B_{510} + c_{560} \cdot B_{560} \end{aligned} \quad (4.23)$$

Forno Reformador

$$\begin{aligned} c_{150} \cdot B_{150} + c_{210} \cdot B_{210} + c_{220} \cdot B_{220} + c_{900} \cdot B_{900} + c_{320} \cdot B_{320} + \\ + c_{340} \cdot B_{340} + c_{330} \cdot B_{330} + c_{540} \cdot B_{540} + c_{560} \cdot B_{560} + C_{Forno} = \\ = c_{230} \cdot B_{230} + c_{160} \cdot B_{160} + c_{220} \cdot B_{220} + c_{570} \cdot B_{570} + c_{340} \cdot B_{340} + \\ + c_{550} \cdot B_{550} + c_{920} \cdot B_{920} \end{aligned} \quad (4.24)$$

Como os custos dos equipamentos e os valores da exergia em cada um dos pontos já foram determinadas, temos 19 equações que combinadas resultam na equação abaixo (eq. 4.25):

$$\begin{aligned} c_{100} \cdot B_{100} + c_{145} \cdot B_{145} + c_{310} \cdot B_{310} + \\ + c_{330} \cdot B_{330} + c_{480} \cdot B_{480} + c_{720} \cdot B_{720} + \sum C_{eq} = \\ = c_{300} \cdot B_{300} + c_{360} \cdot B_{360} + c_{400} \cdot B_{400} + \\ + c_{600} \cdot B_{600} + c_{730} \cdot B_{730} + c_{920} \cdot B_{920} \end{aligned} \quad (4.25)$$

Que é exatamente o resultado do balanço de custos para a planta como um todo. Dos valores dos insumos é possível eliminar três incógnitas:

$$c_{100} = 2,20 \cdot 10^{-6} \quad \text{US\$ / kJ} \quad (4.26)$$

$$c_{310} = 2,20 \cdot 10^{-6} \quad \text{US\$ / kJ} \quad (4.27)$$

$$c_{480} = 1,10 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{n_{480} \cdot 18,015}{B_{480} \cdot 3600} = 7,92 \cdot 10^{-6} \quad \text{US\$ / kJ} \quad (4.28)$$

O custo de entrada do ar no sistema é função dos equipamentos utilizados para levar o ar atmosférico até os queimadores. No caso estudado, estes custos estão ligados ao sistema de admissão de ar do Forno Reformador. Sendo assim:

$$c_{330} = 0 \text{ US\$ / kJ} \quad (4.29)$$

O hidrogênio adicionado ao processo provem de um tanque de armazenamento externo, sem ligação ao sistema de geração de hidrogênio existente. No entanto, uma parcela do custo de produção está relacionada a essa entrada de hidrogênio, sendo necessário admitir algum valor para essa incógnita. Optou-se então por admitir o custo deste insumo como sendo o custo do hidrogênio produzido multiplicado por um fator de correção que inclui custos de transporte, armazenamento e compressão. Assim, considerou-se a seguinte hipótese:

$$c_{145} = 1,5 \cdot c_{300} \quad (4.30)$$

Essa hipótese não trará um impacto muito grande na determinação dos custos dos produtos, já que a vazão no ponto “145” é de aproximadamente 1% da vazão total produzida.

A água introduzida no Trocador de Calor-05 tem seu valor associado ao custo de bombeamento, tratamento e à tubulação requerida para o transporte do fluido. Como a temperatura da água captada é igual à temperatura ambiente, não existem custos associados ao aquecimento do fluido. Sendo assim, os custos associados à água no ponto “720” são considerados desprezíveis em relação aos custos do fluxo de produtos, portanto:

$$c_{720} = 0 \quad (4.31)$$

Na planta como um todo tem-se os seguintes rejeitos ou produtos:

- Hidrogênio puro (ponto “300”)
- Vapor d’água superaquecido (ponto “600”)
- Líquido saturado proveniente do Trocador de Calor-01 (ponto “360”)
- Condensado de média pressão proveniente do Purgador (ponto “400”)
- Líquido comprimido proveniente do Trocador de Calor-05 (ponto “730”)
- Gases de combustão do Forno Reformador (ponto “920”)

Utilizando o critério da igualdade dos produtos para a planta como um todo, temos a seguinte equação:

$$c_{300} = c_{360} = c_{400} = c_{600} = c_{730} = c_{920} = c_{PROD} \quad (4.32)$$

Com isso, obtém-se o seguinte resultado para o custo dos produtos (c_{PROD}):

$$c_{PROD} = 9,159 \cdot 10^{-6} \text{ US\$ / kJ}$$

Portanto, o custo de cada um dos produtos da planta estudada são mostrados na tabela abaixo:

Tab.4.3 – Custos por gigajoule e por hora de cada produto da planta

Custo dos Produtos da Planta de Geração de Hidrogênio		
Produto	c (US\$/GJ)	C (US\$/h)
Hidrogênio Puro	9,16	2.315,27
Vapor Superaquecido	9,16	209,75
Líquido Saturado do TC-01	9,16	1,57
Condensado do Purgador	9,16	6,83
Líquido Comprimido do TC-05	9,16	25,87
Gases de Combustão do Forno	9,16	163,98

Como no caso estudado os gases provenientes do Forno Reformador são descartados para a atmosfera. Com o objetivo de se evitar distorções nos custos obtidos, os custos dos gases de combustão foram repassados para os outros produtos do sistema. Utilizou-se como critério para esse repasse a distribuição proporcional dos custos aos outros produtos. Assim:

Tab.4.4 – Custos corrigido de cada produto da planta

Custo dos Produtos da Planta de Geração de Hidrogênio		
Equipamento	c (US\$/GJ)	C (US\$/h)
Hidrogênio Puro	9,75	2.463,61
Vapor Superaquecido	9,75	223,19
Líquido Saturado do TC-01	9,75	1,67
Condensado do Purgador	9,75	7,27
Líquido Comprimido do TC-05	9,75	27,53
Gases de Combustão do Forno	0,00	0,00

Com isso tem-se o custo de cada componente que entra e que sai da planta produtiva resumidos na tab. 4.5, onde a cor vermelha indica que o fluxo entra no sistema (insumos) e a cor azul indica os fluxos que saem da planta (produtos):

Tab.4.5 – Custos dos insumos e produtos da planta de geração de hidrogênio

Ponto do Sistema	Substância	Fluxo de Energia (kW) Total	Custo de cada fluxo do sistema		
			c (US\$/GJ)	C (US\$/h)	Cm (US\$/t)
100	Gás Natural para Processamento	104540,1732	2,20	827,96	112,13
145	Hidrogênio (Catalizador)	998,7007	14,62	52,56	1.787,72
400	Condensado do Purgador	207,1122	9,75	7,27	0,52
300	Hidrogênio Puro (H ₂)	70218,5445	9,75	2463,61	1.185,86
310	Gás Natural para Queima	8498,5554	2,20	67,31	112,11
330	Ar seco para Queima	88,5644	0,00	0,00	0,00
920	Produtos da Combustão	4973,2130	0,00	0,00	0,00
360	Líquido Saturado (1,3 MPa) do TC-01	47,6480	9,75	1,67	1,95
480	Líquido Comprimido (8,4 MPa) para TC-04	1684,3378	7,92	48,02	1,10
600	Vapor Superaquecido (3,1 MPa)	6361,4733	9,75	223,19	12,39
720	Líquido Comprimido para TC-05	746,6422	0,00	0,00	0,00
730	Líquido Comprimido do TC-05	784,5895	9,75	27,53	0,52

5. CONCLUSÃO

Foi possível observar neste trabalho que o custo de obtenção do hidrogênio é obtido através do método da igualdade de custos, onde todos os produtos tem o mesmo custo exergético unitário. A princípio a aplicação deste critério pode ser discutida, já que o objetivo principal é a obtenção de hidrogênio puro, sendo os outros fluxos presentes no processo subprodutos da produção. No entanto, o uso desses subprodutos por outras áreas e processos presentes na refinaria pode caracterizar estes subprodutos como essenciais para outros processos, sendo válida portanto a aplicação do critério.

O rejeito dos gases do Forno Reformador é outro ponto que pode ser discutido. Esses gases apresentam energia térmica suficiente para aquecer outros produtos que necessitam desse potencial térmico. Apesar do projeto estudado não considerar o aproveitamento desses gases, um estudo mais apurado deveria ser feito sobre esse aproveitamento.

O custo de produção do hidrogênio obtido neste trabalho, 9,16 US\$/GJ (1.279,5 US\$/t), se apresenta dentro dos padrões encontrados no mercado. Uma pesquisa realizada pela Internet mostrou valores de 7,0 US\$/GJ no começo de 1994 [8] [10] [13], sendo que se corrigido por índices pertinentes provavelmente estará bem próximo ao valor encontrado. Porém cabe ressaltar que a metodologia para obtenção do valor comparativo (base energética ou exergética) não foi especificada o que pode modificar sensivelmente o valor encontrado.

Por fim, observou-se que estudo termo-econômico de sistemas e processos mostrou-se uma ferramenta importante na obtenção de dados de difícil avaliação. Os custos de produtos provenientes de processos termoquímicos normalmente são calculados com base em critérios de energéticos, sendo que raramente a disponibilidade energética, a variação de exergia ou a exergia destruída são levadas em conta. O estudo termoeconômico trás em sua aplicação não somente os critérios provenientes da 1ª Lei da Termodinâmica, mas também utiliza de forma racional critérios relativos à 2ª Lei e suas implicações na identificação das ineficiências e irreversibilidades de um processo.

6. BIBLIOGRAFIA

- [1] BEJAN, Adrian; TSATSARONIS, George; MORAN, Michael – Thermal Design and Optimization - Wiley-Interscience Publication, 1996.
- [2] VAN WYLEN, Gordon; BORGNAKKE, Claus; SONNTAG, Richard – Fundamentos da Termodinâmica – 5ª Ed. – Editora Edgard Blucher, 1998.
- [3] INCROPERA, Frank P.; DeWITT, David P. – Fundamentos de Transferência de Calor e Massa – 4ª Ed. – LTC Editora, 1998.
- [4] MORAN, Michael; SHAPIRO, Howard N. – Fundamentals of Engineering Thermodynamics – 5th Ed. - Wiley-Interscience Publication, 2004.
- [5] KOTAS, T. J. – The Exergy Method of Thermal Plant Analysis – 1st Ed. – 1985.
- [6] STOECKER, W. F. – Design of Thermal Systems – 3rd Ed. – McGraw-Hill Book Company, 1985.
- [7] KLEIN, S. A. – Engineering Equation Solver – Version 6.866 – F-Chart Software, 1992.

SITES:

- [8] <http://www.gasnet.com.br>
- [9] <http://www.br.com.br>
- [10] <http://www.refap.com.br>
- [11] <http://www.valoreconomico.com.br>

[12] <http://www.bovespa.com.br>

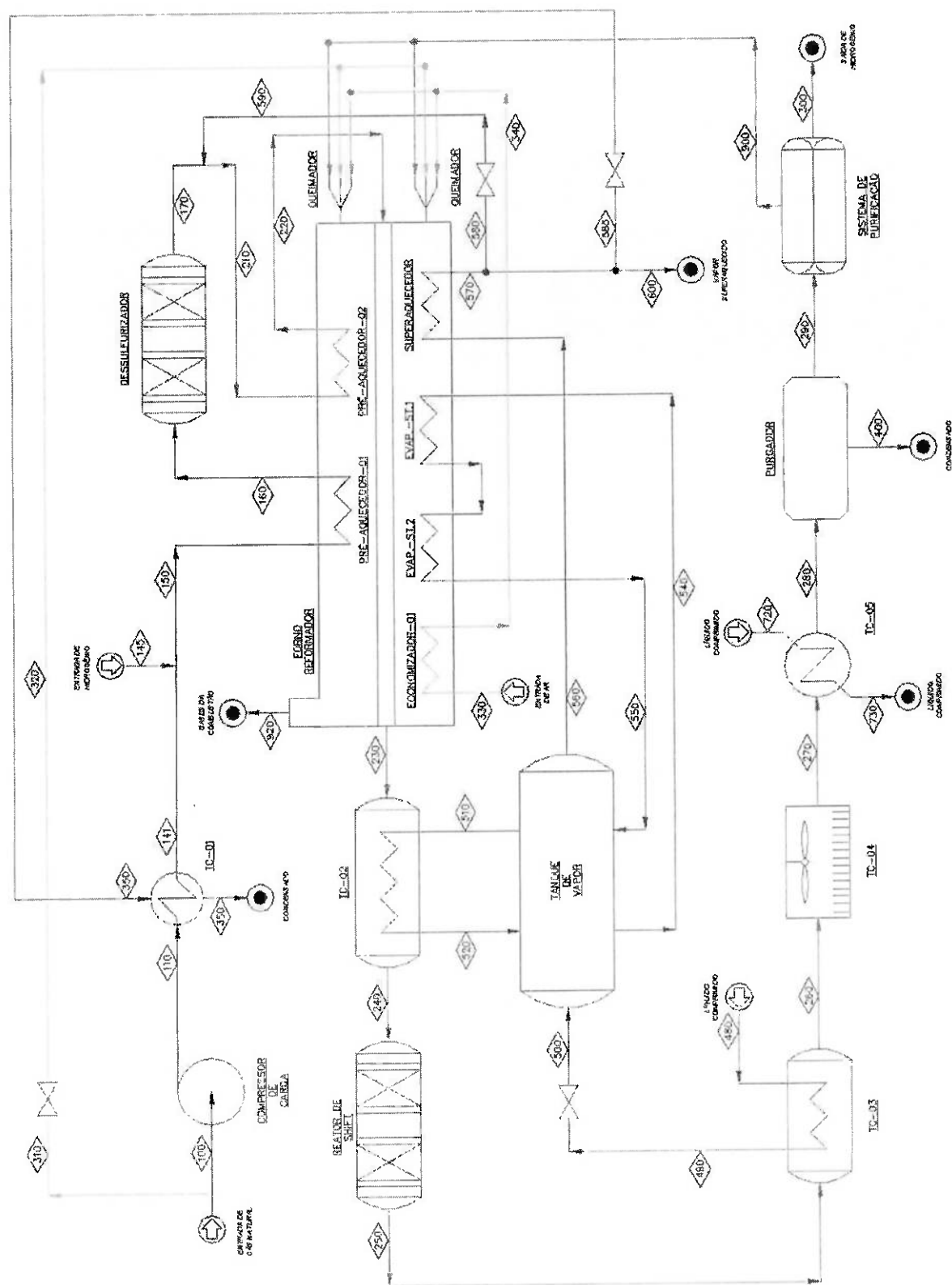
[13] <http://members.tripod.com/alkimia/curiosidades/hidrogenio.htm>

7. ANEXOS

A.1 – Planta Síntese da Unidade de Geração de Hidrogênio.

A.2 – Código fonte utilizado para verificar as propriedades dos fluidos.

A.1 – Planta Síntese da Unidade de Geração de Hidrogênio



A.2 – Código fonte utilizado para verificar as propriedades dos fluidos

"!Balanço de energia no pto 141"

"Condições de saída - (Gás Natural)"

$T_s=188$

$P_s=3085,9$

"Condições padrão (environment)"

$T_o=25$

$P_o=101,3$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$n_{N2}=3,05$

$n_{CO2}=1,33$

$n_{CH4}=371,52$

$n_{C2H6}=37,34$

$n_{C3H8}=3,63$

$n_{C4H10}=0,29$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$ntot=n_{N2}+n_{CO2}+n_{CH4}+n_{C2H6}+n_{C3H8}+n_{C4H10}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{N2}=n_{N2}/ntot$

$y_{CO2}=n_{CO2}/ntot$

$y_{CH4}=n_{CH4}/ntot$

$y_{C2H6}=n_{C2H6}/ntot$

$y_{C3H8}=n_{C3H8}/ntot$

$y_{C4H10}=n_{C4H10}/ntot$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$p_{sN2}=P_s*y_{N2}$

$p_{sCO2}=P_s*y_{CO2}$

$psCH4 = Ps * yCH4$
 $psC2H6 = Ps * yC2H6$
 $psC3H8 = Ps * yC3H8$
 $psC4H10 = Ps * yC4H10$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$poN2 = Po * yN2$
 $poCO2 = Po * yCO2$
 $poCH4 = Po * yCH4$
 $poC2H6 = Po * yC2H6$
 $poC3H8 = Po * yC3H8$
 $poC4H10 = Po * yC4H10$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hsN2 = ENTHALPY(N2; T = Ts)$
 $hsCO2 = ENTHALPY(CO2; T = Ts)$
 $hsCH4 = ENTHALPY(CH4; T = Ts)$
 $hsC2H6 = ENTHALPY(C2H6; T = Ts)$
 $hsC3H8 = ENTHALPY(C3H8; T = Ts)$
 $hsC4H10 = ENTHALPY(C4H10; T = Ts)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$ssN2 = ENTROPY(N2; T = Ts; P = psN2)$
 $ssCO2 = ENTROPY(CO2; T = Ts; P = psCO2)$
 $ssCH4 = ENTROPY(CH4; T = Ts; P = psCH4)$
 $ssC2H6 = ENTROPY(C2H6; T = Ts; P = psC2H6)$
 $ssC3H8 = ENTROPY(C3H8; T = Ts; P = psC3H8)$
 $ssC4H10 = ENTROPY(C4H10; T = Ts; P = psC4H10)$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hoN2 = ENTHALPY(N2; T = To)$
 $hoCO2 = ENTHALPY(CO2; T = To)$
 $hoCH4 = ENTHALPY(CH4; T = To)$
 $hoC2H6 = ENTHALPY(C2H6; T = To)$
 $hoC3H8 = ENTHALPY(C3H8; T = To)$
 $hoC4H10 = ENTHALPY(C4H10; T = To)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$soN2 = ENTROPY(N2; T = To; P = poN2)$

$soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T=To; P=poCO_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T=To; P=poCH_4)$
 $soC_2H_6 = ENTROPY(C_2H_6; T=To; P=poC_2H_6)$
 $soC_3H_8 = ENTROPY(C_3H_8; T=To; P=poC_3H_8)$
 $soC_4H_{10} = ENTROPY(C_4H_{10}; T=To; P=poC_4H_{10})$

"!Balanço de energia no pto 150"

"Condições de saída - (Gás Natural)"

$T_s = 173$
 $P_s = 3085,9$

"Condições padrão (environment)"

$T_o = 25$
 $P_o = 101,3$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$n_{H_2} = 14,7$
 $n_{N_2} = 3,05$
 $n_{CO_2} = 1,33$
 $n_{CH_4} = 371,52$
 $n_{C_2H_6} = 37,34$
 $n_{C_3H_8} = 3,63$
 $n_{C_4H_{10}} = 0,29$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$ntot = n_{H_2} + n_{N_2} + n_{CO_2} + n_{CH_4} + n_{C_2H_6} + n_{C_3H_8} + n_{C_4H_{10}}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{H_2} = n_{H_2} / n_{tot}$
 $y_{N_2} = n_{N_2} / n_{tot}$
 $y_{CO_2} = n_{CO_2} / n_{tot}$
 $y_{CH_4} = n_{CH_4} / n_{tot}$
 $y_{C_2H_6} = n_{C_2H_6} / n_{tot}$
 $y_{C_3H_8} = n_{C_3H_8} / n_{tot}$
 $y_{C_4H_{10}} = n_{C_4H_{10}} / n_{tot}$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$ps_{H2} = Ps * y_{H2}$
 $ps_{N2} = Ps * y_{N2}$
 $ps_{CO2} = Ps * y_{CO2}$
 $ps_{CH4} = Ps * y_{CH4}$
 $ps_{C2H6} = Ps * y_{C2H6}$
 $ps_{C3H8} = Ps * y_{C3H8}$
 $ps_{C4H10} = Ps * y_{C4H10}$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$po_{H2} = Po * y_{H2}$
 $po_{N2} = Po * y_{N2}$
 $po_{CO2} = Po * y_{CO2}$
 $po_{CH4} = Po * y_{CH4}$
 $po_{C2H6} = Po * y_{C2H6}$
 $po_{C3H8} = Po * y_{C3H8}$
 $po_{C4H10} = Po * y_{C4H10}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hs_{H2} = ENTHALPY(H2; T=Ts)$
 $hs_{N2} = ENTHALPY(N2; T=Ts)$
 $hs_{CO2} = ENTHALPY(CO2; T=Ts)$
 $hs_{CH4} = ENTHALPY(CH4; T=Ts)$
 $hs_{C2H6} = ENTHALPY(C2H6; T=Ts)$
 $hs_{C3H8} = ENTHALPY(C3H8; T=Ts)$
 $hs_{C4H10} = ENTHALPY(C4H10; T=Ts)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$ss_{H2} = ENTROPY(H2; T=Ts; P=ps_{H2})$
 $ss_{N2} = ENTROPY(N2; T=Ts; P=ps_{N2})$
 $ss_{CO2} = ENTROPY(CO2; T=Ts; P=ps_{CO2})$
 $ss_{CH4} = ENTROPY(CH4; T=Ts; P=ps_{CH4})$
 $ss_{C2H6} = ENTROPY(C2H6; T=Ts; P=ps_{C2H6})$
 $ss_{C3H8} = ENTROPY(C3H8; T=Ts; P=ps_{C3H8})$
 $ss_{C4H10} = ENTROPY(C4H10; T=Ts; P=ps_{C4H10})$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$ho_{H2} = ENTHALPY(H2; T=To)$
 $ho_{N2} = ENTHALPY(N2; T=To)$
 $ho_{CO2} = ENTHALPY(CO2; T=To)$

$hoCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T=To)$
 $hoC_2H_6 = ENTHALPY(C_2H_6; T=To)$
 $hoC_3H_8 = ENTHALPY(C_3H_8; T=To)$
 $hoC_4H_{10} = ENTHALPY(C_4H_{10}; T=To)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$soH_2 = ENTROPY(H_2; T=To; P=poH_2)$
 $soN_2 = ENTROPY(N_2; T=To; P=poN_2)$
 $soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T=To; P=poCO_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T=To; P=poCH_4)$
 $soC_2H_6 = ENTROPY(C_2H_6; T=To; P=poC_2H_6)$
 $soC_3H_8 = ENTROPY(C_3H_8; T=To; P=poC_3H_8)$
 $soC_4H_{10} = ENTROPY(C_4H_{10}; T=To; P=poC_4H_{10})$

"!Balanço de energia no pto 210"

"Condições de saída - (Gás Natural)"

$T_s = 421,3$
 $P_s = 2928,3$

"Condições padrão (environment)"

$To = 25$
 $Po = 101,3$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$nH_2O = 1373,93$
 $nH_2 = 14,7$
 $nN_2 = 3,05$
 $nCO_2 = 1,33$
 $nCH_4 = 371,52$
 $nC_2H_6 = 37,34$
 $nC_3H_8 = 3,63$
 $nC_4H_{10} = 0,29$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$ntot = nH_2O + nH_2 + nN_2 + nCO_2 + nCH_4 + nC_2H_6 + nC_3H_8 + nC_4H_{10}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{H_2O} = n_{H_2O} / n_{tot}$
 $y_{H_2} = n_{H_2} / n_{tot}$
 $y_{N_2} = n_{N_2} / n_{tot}$
 $y_{CO_2} = n_{CO_2} / n_{tot}$
 $y_{CH_4} = n_{CH_4} / n_{tot}$
 $y_{C_2H_6} = n_{C_2H_6} / n_{tot}$
 $y_{C_3H_8} = n_{C_3H_8} / n_{tot}$
 $y_{C_4H_{10}} = n_{C_4H_{10}} / n_{tot}$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$ps_{H_2O} = P_s * y_{H_2O}$
 $ps_{H_2} = P_s * y_{H_2}$
 $ps_{N_2} = P_s * y_{N_2}$
 $ps_{CO_2} = P_s * y_{CO_2}$
 $ps_{CH_4} = P_s * y_{CH_4}$
 $ps_{C_2H_6} = P_s * y_{C_2H_6}$
 $ps_{C_3H_8} = P_s * y_{C_3H_8}$
 $ps_{C_4H_{10}} = P_s * y_{C_4H_{10}}$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$po_{H_2O} = P_o * y_{H_2O}$
 $po_{H_2} = P_o * y_{H_2}$
 $po_{N_2} = P_o * y_{N_2}$
 $po_{CO_2} = P_o * y_{CO_2}$
 $po_{CH_4} = P_o * y_{CH_4}$
 $po_{C_2H_6} = P_o * y_{C_2H_6}$
 $po_{C_3H_8} = P_o * y_{C_3H_8}$
 $po_{C_4H_{10}} = P_o * y_{C_4H_{10}}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hs_{H_2O} = \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T = T_s; P = ps_{H_2O}) - 287718$
 $hs_{H_2} = \text{ENTHALPY}(H_2; T = T_s)$
 $hs_{N_2} = \text{ENTHALPY}(N_2; T = T_s)$
 $hs_{CO_2} = \text{ENTHALPY}(CO_2; T = T_s)$
 $hs_{CH_4} = \text{ENTHALPY}(CH_4; T = T_s)$
 $hs_{C_2H_6} = \text{ENTHALPY}(C_2H_6; T = T_s)$
 $hs_{C_3H_8} = \text{ENTHALPY}(C_3H_8; T = T_s)$
 $hs_{C_4H_{10}} = \text{ENTHALPY}(C_4H_{10}; T = T_s)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```
ssH2O=ENTROPY(steam;T=Ts;P=psH2O)+63,3365
ssH2=ENTROPY(H2;T=Ts;P=psH2)
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)
ssC2H6=ENTROPY(C2H6;T=Ts;P=psC2H6)
ssC3H8=ENTROPY(C3H8;T=Ts;P=psC3H8)
ssC4H10=ENTROPY(C4H10;T=Ts;P=psC4H10)
```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```
hoH2O=ENTHALPY(steam;T=To;P=PoH2O)-287718
hoH2=ENTHALPY(H2;T=To)
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)
hoC2H6=ENTHALPY(C2H6;T=To)
hoC3H8=ENTHALPY(C3H8;T=To)
hoC4H10=ENTHALPY(C4H10;T=To)
```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```
soH2O=ENTROPY(steam;T=To;P=poH2O)+63,3365
soH2=ENTROPY(H2;T=To;P=poH2)
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)
soC2H6=ENTROPY(C2H6;T=To;P=poC2H6)
soC3H8=ENTROPY(C3H8;T=To;P=poC3H8)
soC4H10=ENTROPY(C4H10;T=To;P=poC4H10)
```

"!Propriedades ponto 220"

"Condições de entrada - fluido 1 (água)"

```
T1e=436
P1e=2928,3
```

"Condições de entrada - fluido 2 (Gás Natural)"

```
T2e=400
```

$$P2e=2928,3$$

"Condições de saída - (Gás Natural + H₂O)"

$$T_s=485$$

$$P_s=2888,9$$

"Condições padrão (environment)"

$$T_o=25$$

$$P_o=101,3$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2}=14,7$$

$$n_{N_2}=3,05$$

$$n_{CO_2}=1,33$$

$$n_{CH_4}=371,52$$

$$n_{C_2H_6}=37,34$$

$$n_{C_3H_8}=3,63$$

$$n_{C_4H_{10}}=0,29$$

$$n_{H_2O}=1373,93$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO_2}+n_{CH_4}+n_{C_2H_6}+n_{C_3H_8}+n_{C_4H_{10}}+n_{H_2O}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2}=n_{H_2}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

$$y_{CH_4}=n_{CH_4}/n_{tot}$$

$$y_{C_2H_6}=n_{C_2H_6}/n_{tot}$$

$$y_{C_3H_8}=n_{C_3H_8}/n_{tot}$$

$$y_{C_4H_{10}}=n_{C_4H_{10}}/n_{tot}$$

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2}=P_s*y_{H_2}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

```

psCO2=Ps*yCO2
psCH4=Ps*yCH4
psC2H6=Ps*yC2H6
psC3H8=Ps*yC3H8
psC4H10=Ps*yC4H10
psH2O=Ps*yH2O

```

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

```

poH2=Po*yH2
poN2=Po*yN2
poCO2=Po*yCO2
poCH4=Po*yCH4
poC2H6=Po*yC2H6
poC3H8=Po*yC3H8
poC4H10=Po*yC4H10
poH2O=Po*yH2O

```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hsH2=ENTHALPY(H2;T=Ts)
hsN2=ENTHALPY(N2;T=Ts)
hsCO2=ENTHALPY(CO2;T=Ts)
hsCH4=ENTHALPY(CH4;T=Ts)
hsC2H6=ENTHALPY(C2H6;T=Ts)
hsC3H8=ENTHALPY(C3H8;T=Ts)
hsC4H10=ENTHALPY(C4H10;T=Ts)
hsH2O=ENTHALPY(steam;T=Ts;P=psH2O)-287718

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

ssH2=ENTROPY(H2;T=Ts;P=psH2)
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)
ssC2H6=ENTROPY(C2H6;T=Ts;P=psC2H6)
ssC3H8=ENTROPY(C3H8;T=Ts;P=psC3H8)
ssC4H10=ENTROPY(C4H10;T=Ts;P=psC4H10)
ssH2O=ENTROPY(steam;T=Ts;P=psH2O)+63,3365

```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hoH2=ENTHALPY(H2;T=To)
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)
hoC2H6=ENTHALPY(C2H6;T=To)
hoC3H8=ENTHALPY(C3H8;T=To)
hoC4H10=ENTHALPY(C4H10;T=To)
hoH2O=ENTHALPY(steam;T=To;P=poH2O)-287718

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

soH2=ENTROPY(H2;T=To;P=poH2)
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)
soC2H6=ENTROPY(C2H6;T=To;P=poC2H6)
soC3H8=ENTROPY(C3H8;T=To;P=poC3H8)
soC4H10=ENTROPY(C4H10;T=To;P=poC4H10)
soH2O=ENTROPY(steam;T=To;P=poH2O)+63,3365

```

"!Balanço de energia no pto 230"

"Condições de saída - (Gás Natural + H2O)"

```

Ts=840
Ps=2583,5

```

"Condições padrão (environment)"

```

To=25
Po=101,3

```

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

```

nH2O=909,24
nH2=1089,29
nN2=3,05
nCO=190,77
nCO2=138,29
nCH4=130,5

```

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{\text{tot}} = n_{\text{H}_2\text{O}} + n_{\text{H}_2} + n_{\text{N}_2} + n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + n_{\text{CH}_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = n_{\text{H}_2\text{O}} / n_{\text{tot}}$$

$$y_{\text{H}_2} = n_{\text{H}_2} / n_{\text{tot}}$$

$$y_{\text{N}_2} = n_{\text{N}_2} / n_{\text{tot}}$$

$$y_{\text{CO}} = n_{\text{CO}} / n_{\text{tot}}$$

$$y_{\text{CO}_2} = n_{\text{CO}_2} / n_{\text{tot}}$$

$$y_{\text{CH}_4} = n_{\text{CH}_4} / n_{\text{tot}}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{\text{sH}_2\text{O}} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$p_{\text{sH}_2} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{H}_2}$$

$$p_{\text{sN}_2} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{N}_2}$$

$$p_{\text{sCO}} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{CO}}$$

$$p_{\text{sCO}_2} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{CO}_2}$$

$$p_{\text{sCH}_4} = P_{\text{s}} \cdot y_{\text{CH}_4}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$p_{\text{oH}_2\text{O}} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$p_{\text{oH}_2} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{H}_2}$$

$$p_{\text{oN}_2} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{N}_2}$$

$$p_{\text{oCO}} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{CO}}$$

$$p_{\text{oCO}_2} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{CO}_2}$$

$$p_{\text{oCH}_4} = P_{\text{o}} \cdot y_{\text{CH}_4}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$h_{\text{sH}_2\text{O}} = \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T = T_{\text{s}}; P = p_{\text{sH}_2\text{O}}) - 287718$$

$$h_{\text{sH}_2} = \text{ENTHALPY}(\text{H}_2; T = T_{\text{s}})$$

$$h_{\text{sN}_2} = \text{ENTHALPY}(\text{N}_2; T = T_{\text{s}})$$

$$h_{\text{sCO}} = \text{ENTHALPY}(\text{CO}; T = T_{\text{s}})$$

$$h_{\text{sCO}_2} = \text{ENTHALPY}(\text{CO}_2; T = T_{\text{s}})$$

$$h_{\text{sCH}_4} = \text{ENTHALPY}(\text{CH}_4; T = T_{\text{s}})$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$ssH_2O = \text{ENTROPY}(\text{steam}; T = T_s; P = psH_2O) + 63,3365$
 $ssH_2 = \text{ENTROPY}(H_2; T = T_s; P = psH_2)$
 $ssN_2 = \text{ENTROPY}(N_2; T = T_s; P = psN_2)$
 $ssCO = \text{ENTROPY}(CO; T = T_s; P = psCO)$
 $ssCO_2 = \text{ENTROPY}(CO_2; T = T_s; P = psCO_2)$
 $ssCH_4 = \text{ENTROPY}(CH_4; T = T_s; P = psCH_4)$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hoH_2O = \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T = T_o; P = poH_2O) - 287718$
 $hoH_2 = \text{ENTHALPY}(H_2; T = T_o)$
 $hoN_2 = \text{ENTHALPY}(N_2; T = T_o)$
 $hoCO = \text{ENTHALPY}(CO; T = T_o)$
 $hoCO_2 = \text{ENTHALPY}(CO_2; T = T_o)$
 $hoCH_4 = \text{ENTHALPY}(CH_4; T = T_o)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$soH_2O = \text{ENTROPY}(\text{steam}; T = T_o; P = poH_2O) + 63,3365$
 $soH_2 = \text{ENTROPY}(H_2; T = T_o; P = poH_2)$
 $soN_2 = \text{ENTROPY}(N_2; T = T_o; P = poN_2)$
 $soCO = \text{ENTROPY}(CO; T = T_o; P = poCO)$
 $soCO_2 = \text{ENTROPY}(CO_2; T = T_o; P = poCO_2)$
 $soCH_4 = \text{ENTROPY}(CH_4; T = T_o; P = poCH_4)$

"!Balanço de energia no pto 240"

"Condições de saída - (Gás Natural + H₂O)"

$T_s = 371$
 $P_s = 2534,3$

"Condições padrão (environment)"

$T_o = 25$
 $P_o = 101,3$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$nH_2O = 909,24$
 $nH_2 = 1089,29$

$$\begin{aligned}n_{N_2} &= 3,05 \\ n_{CO} &= 190,77 \\ n_{CO_2} &= 138,29 \\ n_{CH_4} &= 130,5\end{aligned}$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot} = n_{H_2O} + n_{H_2} + n_{N_2} + n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned}y_{H_2O} &= n_{H_2O} / n_{tot} \\ y_{H_2} &= n_{H_2} / n_{tot} \\ y_{N_2} &= n_{N_2} / n_{tot} \\ y_{CO} &= n_{CO} / n_{tot} \\ y_{CO_2} &= n_{CO_2} / n_{tot} \\ y_{CH_4} &= n_{CH_4} / n_{tot}\end{aligned}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$\begin{aligned}p_{sH_2O} &= P_s * y_{H_2O} \\ p_{sH_2} &= P_s * y_{H_2} \\ p_{sN_2} &= P_s * y_{N_2} \\ p_{sCO} &= P_s * y_{CO} \\ p_{sCO_2} &= P_s * y_{CO_2} \\ p_{sCH_4} &= P_s * y_{CH_4}\end{aligned}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$\begin{aligned}p_{oH_2O} &= P_o * y_{H_2O} \\ p_{oH_2} &= P_o * y_{H_2} \\ p_{oN_2} &= P_o * y_{N_2} \\ p_{oCO} &= P_o * y_{CO} \\ p_{oCO_2} &= P_o * y_{CO_2} \\ p_{oCH_4} &= P_o * y_{CH_4}\end{aligned}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned}h_{sH_2O} &= \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T=T_s; P=p_{sH_2O}) - 287718 \\ h_{sH_2} &= \text{ENTHALPY}(H_2; T=T_s) \\ h_{sN_2} &= \text{ENTHALPY}(N_2; T=T_s) \\ h_{sCO} &= \text{ENTHALPY}(CO; T=T_s) \\ h_{sCO_2} &= \text{ENTHALPY}(CO_2; T=T_s)\end{aligned}$$

$$hsCH4=ENTHALPY(CH4;T=Ts)$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} ssH2O &= ENTROPY(steam; T=Ts; P=psH2O) + 63,3365 \\ ssH2 &= ENTROPY(H2; T=Ts; P=psH2) \\ ssN2 &= ENTROPY(N2; T=Ts; P=psN2) \\ ssCO &= ENTROPY(CO; T=Ts; P=psCO) \\ ssCO2 &= ENTROPY(CO2; T=Ts; P=psCO2) \\ ssCH4 &= ENTROPY(CH4; T=Ts; P=psCH4) \end{aligned}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned} hoH2O &= ENTHALPY(steam; T=To; P=poH2O) - 287718 \\ hoH2 &= ENTHALPY(H2; T=To) \\ hoN2 &= ENTHALPY(N2; T=To) \\ hoCO &= ENTHALPY(CO; T=To) \\ hoCO2 &= ENTHALPY(CO2; T=To) \\ hoCH4 &= ENTHALPY(CH4; T=To) \end{aligned}$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} soH2O &= ENTROPY(steam; T=To; P=poH2O) + 63,3365 \\ soH2 &= ENTROPY(H2; T=To; P=poH2) \\ soN2 &= ENTROPY(N2; T=To; P=poN2) \\ soCO &= ENTROPY(CO; T=To; P=poCO) \\ soCO2 &= ENTROPY(CO2; T=To; P=poCO2) \\ soCH4 &= ENTROPY(CH4; T=To; P=poCH4) \end{aligned}$$

"!Balanço de energia no pto 250"

"Condições de saída - (Gás Natural + H2O)"

$$\begin{aligned} Ts &= 428 \\ Ps &= 2455,5 \end{aligned}$$

"Condições padrão (environment)"

$$\begin{aligned} To &= 25 \\ Po &= 101,3 \end{aligned}$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2O}=777,69$$

$$n_{H_2}=1220,84$$

$$n_{N_2}=3,05$$

$$n_{CO}=59,22$$

$$n_{CO_2}=269,84$$

$$n_{CH_4}=130,5$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2O}+n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO}+n_{CO_2}+n_{CH_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

$$y_{H_2}=n_{H_2}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO}=n_{CO}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

$$y_{CH_4}=n_{CH_4}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2O}=P_s*y_{H_2O}$$

$$p_{sH_2}=P_s*y_{H_2}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

$$p_{sCO}=P_s*y_{CO}$$

$$p_{sCO_2}=P_s*y_{CO_2}$$

$$p_{sCH_4}=P_s*y_{CH_4}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$p_{oH_2O}=P_o*y_{H_2O}$$

$$p_{oH_2}=P_o*y_{H_2}$$

$$p_{oN_2}=P_o*y_{N_2}$$

$$p_{oCO}=P_o*y_{CO}$$

$$p_{oCO_2}=P_o*y_{CO_2}$$

$$p_{oCH_4}=P_o*y_{CH_4}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hsH2O=ENTHALPY(steam;T=Ts;P=psH2O)-287718
hsH2=ENTHALPY(H2;T=Ts)
hsN2=ENTHALPY(N2;T=Ts)
hsCO=ENTHALPY(CO;T=Ts)
hsCO2=ENTHALPY(CO2;T=Ts)
hsCH4=ENTHALPY(CH4;T=Ts)

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

ssH2O=ENTROPY(steam;T=Ts;P=psH2O)+63,3365
ssH2=ENTROPY(H2;T=Ts;P=psH2)
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO=ENTROPY(CO;T=Ts;P=psCO)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)

```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hoH2O=ENTHALPY(steam;T=To;P=poH2O)-287718
hoH2=ENTHALPY(H2;T=To)
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO=ENTHALPY(CO;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

soH2O=ENTROPY(steam;T=To;P=poH2O)+63,3365
soH2=ENTROPY(H2;T=To;P=poH2)
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO=ENTROPY(CO;T=To;P=poCO)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)

```

"!Balanço de energia no pto 260"

"Condições de saída - (Gás Natural + H2O)"

```

Ts=184
Ps=2386,5

```

"Condições padrão (environment)"

$$T_o=25$$

$$P_o=101,3$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2O}=777,69$$

$$n_{H_2}=1220,84$$

$$n_{N_2}=3,05$$

$$n_{CO}=59,22$$

$$n_{CO_2}=269,84$$

$$n_{CH_4}=130,5$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2O}+n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO}+n_{CO_2}+n_{CH_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

$$y_{H_2}=n_{H_2}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO}=n_{CO}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

$$y_{CH_4}=n_{CH_4}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2O}=P_s*y_{H_2O}$$

$$p_{sH_2}=P_s*y_{H_2}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

$$p_{sCO}=P_s*y_{CO}$$

$$p_{sCO_2}=P_s*y_{CO_2}$$

$$p_{sCH_4}=P_s*y_{CH_4}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$p_{oH_2O}=P_o*y_{H_2O}$$

$$p_{oH_2}=P_o*y_{H_2}$$

$$p_{oN_2}=P_o*y_{N_2}$$

$$p_{oCO}=P_o*y_{CO}$$

$$p_{oCO_2}=P_o*y_{CO_2}$$

$$p_{CH4} = P_o \cdot y_{CH4}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned} h_{sH2O} &= \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T=T_s; P=p_{sH2O}) - 287718 \\ h_{sH2} &= \text{ENTHALPY}(H_2; T=T_s) \\ h_{sN2} &= \text{ENTHALPY}(N_2; T=T_s) \\ h_{sCO} &= \text{ENTHALPY}(CO; T=T_s) \\ h_{sCO2} &= \text{ENTHALPY}(CO_2; T=T_s) \\ h_{sCH4} &= \text{ENTHALPY}(CH_4; T=T_s) \end{aligned}$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} s_{sH2O} &= \text{ENTROPY}(\text{steam}; T=T_s; P=p_{sH2O}) + 63,3365 \\ s_{sH2} &= \text{ENTROPY}(H_2; T=T_s; P=p_{sH2}) \\ s_{sN2} &= \text{ENTROPY}(N_2; T=T_s; P=p_{sN2}) \\ s_{sCO} &= \text{ENTROPY}(CO; T=T_s; P=p_{sCO}) \\ s_{sCO2} &= \text{ENTROPY}(CO_2; T=T_s; P=p_{sCO2}) \\ s_{sCH4} &= \text{ENTROPY}(CH_4; T=T_s; P=p_{sCH4}) \end{aligned}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned} h_{oH2O} &= \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T=T_o; P=p_{oH2O}) - 287718 \\ h_{oH2} &= \text{ENTHALPY}(H_2; T=T_o) \\ h_{oN2} &= \text{ENTHALPY}(N_2; T=T_o) \\ h_{oCO} &= \text{ENTHALPY}(CO; T=T_o) \\ h_{oCO2} &= \text{ENTHALPY}(CO_2; T=T_o) \\ h_{oCH4} &= \text{ENTHALPY}(CH_4; T=T_o) \end{aligned}$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} s_{oH2O} &= \text{ENTROPY}(\text{steam}; T=T_o; P=p_{oH2O}) + 63,3365 \\ s_{oH2} &= \text{ENTROPY}(H_2; T=T_o; P=p_{oH2}) \\ s_{oN2} &= \text{ENTROPY}(N_2; T=T_o; P=p_{oN2}) \\ s_{oCO} &= \text{ENTROPY}(CO; T=T_o; P=p_{oCO}) \\ s_{oCO2} &= \text{ENTROPY}(CO_2; T=T_o; P=p_{oCO2}) \\ s_{oCH4} &= \text{ENTROPY}(CH_4; T=T_o; P=p_{oCH4}) \end{aligned}$$

"!Balanco de energia no pto 270"

"Condições de saída - (Gás Natural + H2O)"

$$T_s=70$$

$$P_s=2337,3$$

"Condições padrão (environment)"

$$T_o=25$$

$$P_o=101,3$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2O}=32,83$$

$$n_{H_2}=1220,84$$

$$n_{N_2}=3,05$$

$$n_{CO}=59,22$$

$$n_{CO_2}=269,84$$

$$n_{CH_4}=130,5$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2O}+n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO}+n_{CO_2}+n_{CH_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

$$y_{H_2}=n_{H_2}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO}=n_{CO}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

$$y_{CH_4}=n_{CH_4}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2O}=P_s*y_{H_2O}$$

$$p_{sH_2}=P_s*y_{H_2}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

$$p_{sCO}=P_s*y_{CO}$$

$$p_{sCO_2}=P_s*y_{CO_2}$$

$$p_{sCH_4}=P_s*y_{CH_4}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$poH_2O = Po \cdot y_{H_2O}$
 $poH_2 = Po \cdot y_{H_2}$
 $poN_2 = Po \cdot y_{N_2}$
 $poCO = Po \cdot y_{CO}$
 $poCO_2 = Po \cdot y_{CO_2}$
 $poCH_4 = Po \cdot y_{CH_4}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hsH_2O = ENTHALPY(steam; T=Ts; X=1) - 287718$
 $hsH_2 = ENTHALPY(H_2; T=Ts)$
 $hsN_2 = ENTHALPY(N_2; T=Ts)$
 $hsCO = ENTHALPY(CO; T=Ts)$
 $hsCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T=Ts)$
 $hsCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T=Ts)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$ssH_2O = ENTROPY(steam; T=Ts; X=1) + 63,3365$
 $ssH_2 = ENTROPY(H_2; T=Ts; P=psH_2)$
 $ssN_2 = ENTROPY(N_2; T=Ts; P=psN_2)$
 $ssCO = ENTROPY(CO; T=Ts; P=psCO)$
 $ssCO_2 = ENTROPY(CO_2; T=Ts; P=psCO_2)$
 $ssCH_4 = ENTROPY(CH_4; T=Ts; P=psCH_4)$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hoH_2O = ENTHALPY(steam; T=To; P=poH_2O) - 287718$
 $hoH_2 = ENTHALPY(H_2; T=To)$
 $hoN_2 = ENTHALPY(N_2; T=To)$
 $hoCO = ENTHALPY(CO; T=To)$
 $hoCO_2 = ENTHALPY(CO_2; T=To)$
 $hoCH_4 = ENTHALPY(CH_4; T=To)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$soH_2O = ENTROPY(steam; T=To; P=poH_2O) + 63,3365$
 $soH_2 = ENTROPY(H_2; T=To; P=poH_2)$
 $soN_2 = ENTROPY(N_2; T=To; P=poN_2)$
 $soCO = ENTROPY(CO; T=To; P=poCO)$
 $soCO_2 = ENTROPY(CO_2; T=To; P=poCO_2)$
 $soCH_4 = ENTROPY(CH_4; T=To; P=poCH_4)$

"!Balanço de energia no pto 280"

"Condições de saída - (Gás Natural + H₂O)"

$$T_s=40$$

$$P_s=2189,5$$

"Condições padrão (environment)"

$$T_o=25$$

$$P_o=101,3$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2O}=5,7$$

$$n_{H_2}=1220,84$$

$$n_{N_2}=3,05$$

$$n_{CO}=59,22$$

$$n_{CO_2}=269,84$$

$$n_{CH_4}=130,5$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2O}+n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO}+n_{CO_2}+n_{CH_4}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

$$y_{H_2}=n_{H_2}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO}=n_{CO}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

$$y_{CH_4}=n_{CH_4}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2O}=P_s*y_{H_2O}$$

$$p_{sH_2}=P_s*y_{H_2}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

$$p_{sCO}=P_s*y_{CO}$$

$$p_{sCO_2}=P_s*y_{CO_2}$$

$$p_{sCH4} = P_s \cdot y_{CH4}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$\begin{aligned} p_{oH2O} &= P_o \cdot y_{H2O} \\ p_{oH2} &= P_o \cdot y_{H2} \\ p_{oN2} &= P_o \cdot y_{N2} \\ p_{oCO} &= P_o \cdot y_{CO} \\ p_{oCO2} &= P_o \cdot y_{CO2} \\ p_{oCH4} &= P_o \cdot y_{CH4} \end{aligned}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned} h_{sH2O} &= \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T=T_s; X=1) - 287718 \\ h_{sH2} &= \text{ENTHALPY}(H_2; T=T_s) \\ h_{sN2} &= \text{ENTHALPY}(N_2; T=T_s) \\ h_{sCO} &= \text{ENTHALPY}(CO; T=T_s) \\ h_{sCO2} &= \text{ENTHALPY}(CO_2; T=T_s) \\ h_{sCH4} &= \text{ENTHALPY}(CH_4; T=T_s) \end{aligned}$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} s_{sH2O} &= \text{ENTROPY}(\text{steam}; T=T_s; X=1) + 63,3365 \\ s_{sH2} &= \text{ENTROPY}(H_2; T=T_s; P=p_{sH2}) \\ s_{sN2} &= \text{ENTROPY}(N_2; T=T_s; P=p_{sN2}) \\ s_{sCO} &= \text{ENTROPY}(CO; T=T_s; P=p_{sCO}) \\ s_{sCO2} &= \text{ENTROPY}(CO_2; T=T_s; P=p_{sCO2}) \\ s_{sCH4} &= \text{ENTROPY}(CH_4; T=T_s; P=p_{sCH4}) \end{aligned}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$\begin{aligned} h_{oH2O} &= \text{ENTHALPY}(\text{steam}; T=T_o; P=p_{oH2O}) - 287718 \\ h_{oH2} &= \text{ENTHALPY}(H_2; T=T_o) \\ h_{oN2} &= \text{ENTHALPY}(N_2; T=T_o) \\ h_{oCO} &= \text{ENTHALPY}(CO; T=T_o) \\ h_{oCO2} &= \text{ENTHALPY}(CO_2; T=T_o) \\ h_{oCH4} &= \text{ENTHALPY}(CH_4; T=T_o) \end{aligned}$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

$$\begin{aligned} s_{oH2O} &= \text{ENTROPY}(\text{steam}; T=T_o; P=p_{oH2O}) + 63,3365 \\ s_{oH2} &= \text{ENTROPY}(H_2; T=T_o; P=p_{oH2}) \\ s_{oN2} &= \text{ENTROPY}(N_2; T=T_o; P=p_{oN2}) \end{aligned}$$

$soCO = \text{ENTROPY}(\text{CO}; T = T_o; P = p_oCO)$
 $soCO_2 = \text{ENTROPY}(\text{CO}_2; T = T_o; P = p_oCO_2)$
 $soCH_4 = \text{ENTROPY}(\text{CH}_4; T = T_o; P = p_oCH_4)$

"!Balanço de energia no pto 300"

"Condições de saída - (Purga)"

$T_s = 43,7$
 $P_s = 2091,02$

"Condições padrão (environment)"

$T_o = 25$
 $P_o = 101,3$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$n_{H_2} = 1037,7$
 $n_{N_2} = 1,04$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$n_{tot} = n_{H_2} + n_{N_2}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{H_2} = n_{H_2} / n_{tot}$
 $y_{N_2} = n_{N_2} / n_{tot}$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$p_{sH_2} = P_s * y_{H_2}$
 $p_{sN_2} = P_s * y_{N_2}$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$p_{oH_2} = P_o * y_{H_2}$
 $p_{oN_2} = P_o * y_{N_2}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

hsH2=ENTHALPY(H2;T=Ts)
hsN2=ENTHALPY(N2;T=Ts)

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

ssH2=ENTROPY(H2;T=Ts;P=psH2)
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

hoH2=ENTHALPY(H2;T=To)
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

soH2=ENTROPY(H2;T=To;P=poH2)
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)

"!Balanço de energia no pto 310"

"Condições de saída - (Gás Natural)"

Ts=40
Ps=2465,32

"Condições padrão (environment)"

To=25
Po=101,3

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

nN2=0,25
nCO2=0,11
nCH4=30,21
nC2H6=3,03
nC3H8=0,30

$$n_{C4H10}=0,02$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{N2}+n_{CO2}+n_{CH4}+n_{C2H6}+n_{C3H8}+n_{C4H10}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{N2}=n_{N2}/n_{tot}$$

$$y_{CO2}=n_{CO2}/n_{tot}$$

$$y_{CH4}=n_{CH4}/n_{tot}$$

$$y_{C2H6}=n_{C2H6}/n_{tot}$$

$$y_{C3H8}=n_{C3H8}/n_{tot}$$

$$y_{C4H10}=n_{C4H10}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sN2}=P_s*y_{N2}$$

$$p_{sCO2}=P_s*y_{CO2}$$

$$p_{sCH4}=P_s*y_{CH4}$$

$$p_{sC2H6}=P_s*y_{C2H6}$$

$$p_{sC3H8}=P_s*y_{C3H8}$$

$$p_{sC4H10}=P_s*y_{C4H10}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$p_{oN2}=P_o*y_{N2}$$

$$p_{oCO2}=P_o*y_{CO2}$$

$$p_{oCH4}=P_o*y_{CH4}$$

$$p_{oC2H6}=P_o*y_{C2H6}$$

$$p_{oC3H8}=P_o*y_{C3H8}$$

$$p_{oC4H10}=P_o*y_{C4H10}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$h_{sN2}=ENTHALPY(N2;T=Ts)$$

$$h_{sCO2}=ENTHALPY(CO2;T=Ts)$$

$$h_{sCH4}=ENTHALPY(CH4;T=Ts)$$

$$h_{sC2H6}=ENTHALPY(C2H6;T=Ts)$$

$$h_{sC3H8}=ENTHALPY(C3H8;T=Ts)$$

$$h_{sC4H10}=ENTHALPY(C4H10;T=Ts)$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)
ssC2H6=ENTROPY(C2H6;T=Ts;P=psC2H6)
ssC3H8=ENTROPY(C3H8;T=Ts;P=psC3H8)
ssC4H10=ENTROPY(C4H10;T=Ts;P=psC4H10)

```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)
hoC2H6=ENTHALPY(C2H6;T=To)
hoC3H8=ENTHALPY(C3H8;T=To)
hoC4H10=ENTHALPY(C4H10;T=To)

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)
soC2H6=ENTROPY(C2H6;T=To;P=poC2H6)
soC3H8=ENTROPY(C3H8;T=To;P=poC3H8)
soC4H10=ENTROPY(C4H10;T=To;P=poC4H10)

```

"!Balanco de energia no pto 320"

"Condições de saída - (Gás Natural)"

```

Ts=40
Ps=544,57

```

"Condições padrão (environment)"

```

To=25
Po=101,3

```

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

```

nN2=0,25
nCO2=0,11

```

$n_{CH_4}=30,21$
 $n_{C_2H_6}=3,03$
 $n_{C_3H_8}=0,30$
 $n_{C_4H_{10}}=0,02$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$ntot=n_{N_2}+n_{CO_2}+n_{CH_4}+n_{C_2H_6}+n_{C_3H_8}+n_{C_4H_{10}}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{N_2}=n_{N_2}/ntot$
 $y_{CO_2}=n_{CO_2}/ntot$
 $y_{CH_4}=n_{CH_4}/ntot$
 $y_{C_2H_6}=n_{C_2H_6}/ntot$
 $y_{C_3H_8}=n_{C_3H_8}/ntot$
 $y_{C_4H_{10}}=n_{C_4H_{10}}/ntot$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$ps_{N_2}=Ps*y_{N_2}$
 $ps_{CO_2}=Ps*y_{CO_2}$
 $ps_{CH_4}=Ps*y_{CH_4}$
 $ps_{C_2H_6}=Ps*y_{C_2H_6}$
 $ps_{C_3H_8}=Ps*y_{C_3H_8}$
 $ps_{C_4H_{10}}=Ps*y_{C_4H_{10}}$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$po_{N_2}=Po*y_{N_2}$
 $po_{CO_2}=Po*y_{CO_2}$
 $po_{CH_4}=Po*y_{CH_4}$
 $po_{C_2H_6}=Po*y_{C_2H_6}$
 $po_{C_3H_8}=Po*y_{C_3H_8}$
 $po_{C_4H_{10}}=Po*y_{C_4H_{10}}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hs_{N_2}=ENTHALPY(N_2;T=Ts)$
 $hs_{CO_2}=ENTHALPY(CO_2;T=Ts)$
 $hs_{CH_4}=ENTHALPY(CH_4;T=Ts)$
 $hs_{C_2H_6}=ENTHALPY(C_2H_6;T=Ts)$
 $hs_{C_3H_8}=ENTHALPY(C_3H_8;T=Ts)$
 $hs_{C_4H_{10}}=ENTHALPY(C_4H_{10};T=Ts)$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)
ssC2H6=ENTROPY(C2H6;T=Ts;P=psC2H6)
ssC3H8=ENTROPY(C3H8;T=Ts;P=psC3H8)
ssC4H10=ENTROPY(C4H10;T=Ts;P=psC4H10)
```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)
hoC2H6=ENTHALPY(C2H6;T=To)
hoC3H8=ENTHALPY(C3H8;T=To)
hoC4H10=ENTHALPY(C4H10;T=To)
```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)
soC2H6=ENTROPY(C2H6;T=To;P=poC2H6)
soC3H8=ENTROPY(C3H8;T=To;P=poC3H8)
soC4H10=ENTROPY(C4H10;T=To;P=poC4H10)
```

"!Balanço de energia no pto 900"

"Condições de saída - (Purga)"

```
Ts=35
Ps=135,8
```

"Condições padrão (environment)"

```
To=25
Po=101,3
```

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$n_{H_2O}=5,69$
 $n_{H_2}=183,14$
 $n_{N_2}=2,01$
 $n_{CO}=59,22$
 $n_{CO_2}=269,84$
 $n_{CH_4}=130,5$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$ntot=n_{H_2O}+n_{H_2}+n_{N_2}+n_{CO}+n_{CO_2}+n_{CH_4}$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$y_{H_2O}=n_{H_2O}/ntot$
 $y_{H_2}=n_{H_2}/ntot$
 $y_{N_2}=n_{N_2}/ntot$
 $y_{CO}=n_{CO}/ntot$
 $y_{CO_2}=n_{CO_2}/ntot$
 $y_{CH_4}=n_{CH_4}/ntot$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$ps_{H_2O}=Ps*y_{H_2O}$
 $ps_{H_2}=Ps*y_{H_2}$
 $ps_{N_2}=Ps*y_{N_2}$
 $ps_{CO}=Ps*y_{CO}$
 $ps_{CO_2}=Ps*y_{CO_2}$
 $ps_{CH_4}=Ps*y_{CH_4}$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$po_{H_2O}=Po*y_{H_2O}$
 $po_{H_2}=Po*y_{H_2}$
 $po_{N_2}=Po*y_{N_2}$
 $po_{CO}=Po*y_{CO}$
 $po_{CO_2}=Po*y_{CO_2}$
 $po_{CH_4}=Po*y_{CH_4}$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$hs_{H_2O}=ENTHALPY(steam;T=Ts;P=po_{H_2O})-287718$
 $hs_{H_2}=ENTHALPY(H_2;T=Ts)$

```

hsN2=ENTHALPY(N2;T=Ts)
hsCO=ENTHALPY(CO;T=Ts)
hsCO2=ENTHALPY(CO2;T=Ts)
hsCH4=ENTHALPY(CH4;T=Ts)

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

ssH2O=ENTROPY(steam;T=Ts;P=poH2O)+63,3365
ssH2=ENTROPY(H2;T=Ts;P=psH2)
ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
ssCO=ENTROPY(CO;T=Ts;P=psCO)
ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)
ssCH4=ENTROPY(CH4;T=Ts;P=psCH4)

```

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

```

hoH2O=ENTHALPY(steam;T=To;P=poH2O)-287718
hoH2=ENTHALPY(H2;T=To)
hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
hoCO=ENTHALPY(CO;T=To)
hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)
hoCH4=ENTHALPY(CH4;T=To)

```

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

```

soH2O=ENTROPY(steam;T=To;P=poH2O)+63,3365
soH2=ENTROPY(H2;T=To;P=poH2)
soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
soCO=ENTROPY(CO;T=To;P=poCO)
soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)
soCH4=ENTROPY(CH4;T=To;P=poCH4)

```

"!Balanço de energia no pto 920"

"Condições de saída - (Gás Natural + H2O)"

```

Ts=358,6
Ps=99,26

```

"Condições padrão (environment)"

$$T_o=25$$

$$P_o=101,3$$

"Vazão molar de cada componente(kmol/h)"

$$n_{H_2O}=520,64$$

$$n_{N_2}=1962,6$$

$$n_{O_2}=67,69$$

$$n_{CO_2}=496,92$$

"Vazão molar total (kmol/h)"

$$n_{tot}=n_{H_2O}+n_{N_2}+n_{O_2}+n_{CO_2}$$

"Fração molar de cada componente do Gás Natural"

$$y_{H_2O}=n_{H_2O}/n_{tot}$$

$$y_{N_2}=n_{N_2}/n_{tot}$$

$$y_{O_2}=n_{O_2}/n_{tot}$$

$$y_{CO_2}=n_{CO_2}/n_{tot}$$

"Pressões parciais do GN na saída (kPa)"

$$p_{sH_2O}=P_s*y_{H_2O}$$

$$p_{sN_2}=P_s*y_{N_2}$$

$$p_{sO_2}=P_s*y_{O_2}$$

$$p_{sCO_2}=P_s*y_{CO_2}$$

"Pressões parciais na condição padrão (kPa)"

$$p_{oH_2O}=P_o*y_{H_2O}$$

$$p_{oN_2}=P_o*y_{N_2}$$

$$p_{oO_2}=P_o*y_{O_2}$$

$$p_{oCO_2}=P_o*y_{CO_2}$$

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

$$h_{sH_2O}=ENTHALPY(steam;T=T_s;P=p_{sH_2O})-287718$$

$$h_{sN_2}=ENTHALPY(N_2;T=T_s)$$

$$h_{sO_2}=ENTHALPY(O_2;T=T_s)$$

$$h_{sCO_2}=ENTHALPY(CO_2;T=T_s)$$

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

ssH2O=ENTROPY(steam;T=Ts;P=psH2O)+63,3365
 ssN2=ENTROPY(N2;T=Ts;P=psN2)
 ssO2=ENTROPY(O2;T=Ts;P=psO2)
 ssCO2=ENTROPY(CO2;T=Ts;P=psCO2)

"Entalpia de saída de cada componente do Gás Natural (fluido 2)"

hoH2O=ENTHALPY(steam;T=To;P=poH2O)-287718
 hoN2=ENTHALPY(N2;T=To)
 hoO2=ENTHALPY(O2;T=To)
 hoCO2=ENTHALPY(CO2;T=To)

"Entropia de saída de cada componente do Gás Natural"

soH2O=ENTROPY(steam;T=To;P=poH2O)+63,3365
 soN2=ENTROPY(N2;T=To;P=poN2)
 soO2=ENTROPY(O2;T=To;P=poO2)
 soCO2=ENTROPY(CO2;T=To;P=poCO2)