

GERALDO SIMÃO

**ESTUDO DE APERFEIÇOAMENTO DO SISTEMA DE TRATAMENTO
DE CONDENSADO CONTAMINADO DA PRODUÇÃO DE CELULOSE**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissional, em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de Magister Scientiae.

VIÇOSA
MINAS GERAIS - BRASIL
2014

**Ficha catalográfica preparada pela Biblioteca Central da Universidade
Federal de Viçosa - Câmpus Viçosa**

T

Simão, Geraldo, 1965-
S588e Estudo de aperfeiçoamento do sistema de tratamento de
2014 condensado contaminado da produção de celulose / Geraldo
Simão. – Viçosa, MG, 2014.
xi, 49f. : il. (algumas color.) ; 29 cm.

Inclui anexos.
Orientador: Jorge Luiz Colodette.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.
Referências bibliográficas: f.46.

1. Indústria de celulose. 2. Polpa da madeira. 3. Polpação
alcalina por sulfato. 4. Metanol. 5. Dimetilsulfito. 6. Poluição
ambiental. I. Universidade Federal de Viçosa. Departamento de
Engenharia Florestal. Programa de Pós-graduação em
Tecnologia de Celulose e Papel. II. Título.

CDD 22. ed. 676

GERALDO SIMÃO

**ESTUDO DE APERFEIÇOAMENTO DO SISTEMA DE TRATAMENTO
DE CONDENSADO CONTAMINADO DA PRODUÇÃO DE CELULOSE**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissional, em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de Magister Scientiae.

APROVADA: 31 de julho 2014.

Carolina Marangom Jardim

Fernando José Borges Gomes

Jorge Luiz Colodette
(Orientador)

Dedicado às minhas sempre incentivadoras:

Jaqueline Francisco Simão
Sofia Francisco Simão
Augusta Paschoa Zanette Simão

AGRADECIMENTOS

À Universidade Federal de Viçosa, pela oportunidade oferecida.

Ao orientador, professor Dr. Jorge Luiz Colodette, pelos ensinamentos, pelo direcionamento na elaboração da dissertação, pelo incentivo, pela dedicação, competência, paciência e amizade.

Aos professores Drs. José Lívio Gomide e Cláudio Mudado pelos ensinamentos, pelos valiosos conhecimentos e pela amizade.

Ao amigo e mestre Nicolás Vicente Domancich, pela generosidade, apoio e amizade.

Aos colegas de curso, pelo incentivo, por terem compartilhado seus conhecimentos e experiências.

Aos amigos Gilberto Wanderlei, Heverton Dias, Haroldo Marinho dos Reis, Eduardo Agnoletti, Augusto Milanês, Edson Kobaysashi, Luiz Schiavon.

A todos que, de alguma maneira, contribuíram para esta realização.

BIOGRAFIA

GERALDO SIMÃO, filho de Avelino Simão e Augusta Paschoa Zanette Simão, nasceu em 17 de abril de 1965, em Criciúma, Santa Catarina.

Cursou o primeiro grau no Colégio Municipal José Contim Portella e Colégio das Irmãs Escolares em Criciúma, Santa Catarina.

Cursou o segundo grau na Escola Técnica da Sociedade de Assistência aos Trabalhadores do Carvão, SATC, de Criciúma, Santa Catarina.

Cursou Engenharia Mecânica na Universidade Federal de Santa Catarina, UFSC, de 1984 a 1988, em Florianópolis, Santa Catarina.

Em julho de 2012, ingressou no Programa de Mestrado Profissional em Celulose e Papel, da Universidade Federal de Viçosa, em Minas Gerais, concluindo os requisitos necessários para obtenção do título de Magister Scientiae em agosto de 2014.

SUMÁRIO

LISTA DE QUADROS.....	viii
LISTA DE FIGURAS.....	ix
RESUMO.....	x
ABSTRACT.....	xi
1.INTRODUÇÃO.....	1
2. REVISÃO DE LITERATURA.....	3
2.1 Processo básico de polpação de celulose Kraft.....	3
2.2 Geração do condensado contaminado.....	4
2.3 Composição típica do condensado contaminado.....	5
2.4 Tratamentos para o condensado contaminado.....	7
2.4.1 Sistema de extração de gases com ar para remoção de TRS.....	7
2.4.2 Sistema de extração de gases com ar para remoção de DBO.....	9
2.4.3 Sistema de extração de gases com vapor para remoção de TRS.....	10
2.4.4 Sistema de extração de gases com vapor para remoção de DBO.....	11
2.4.5 Tipos de colunas de extração de gases.....	13
2.5 Sistemas de extração de gases integrados à evaporação.....	13
2.5.1 Sistema de extração de gases totalmente integrados à evaporação.....	14
2.5.2 Sistema de extração de gases parcialmente integrado à evaporação.....	16
2.6 Operação dos sistemas de extração de gases.....	17

2.6.1 Formação de espuma.....	17
2.6.2 Presença de fibras.....	17
2.6.3 Operação instável.....	18
2.6.4 Colapso de vapor.....	18
2.6.5 Controle de remoção de contaminantes.....	18
2.6.6 Incrustação de trocadores de calor.....	20
2.7 Uso do condensado tratado.....	21
2.8 Purificação de metanol.....	22
 3. METODOLOGIA.....	 26
3.1 Levantamento de dados de projeto e especificações de processo da instalação existente.....	 28
3.2 Levantamento dos dados de operação e processo e o estudo das alternativas para otimização das condições de processo.....	 28
 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	 29
4.1 Levantamento de dados de projeto e especificações.....	31
4.1.1 Coluna de extração de gases da Caustificação.....	31
4.1.2 Coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1.....	31
4.1.3 Coluna de extração de gases parcialmente integrado à Evaporação 2.....	32
4.2 Levantamento dos dados de operação e processo.....	32
4.2.1 Média dos dados operacionais da coluna de extração de gases da Caustificação.....	 32
4.2.2 Média dos dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1.....	 37
4.2.3 Média dos dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 2.....	 40

5. CONCLUSÕES.....	45
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	46
7. ANEXOS.....	47
ANEXO 1- Dados operacionais da coluna de extração de gases da Caustificação.....	47
ANEXO 2- Dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1.....	48
ANEXO 3- Dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 2	49

LISTA DE QUADROS

Tabela 1- Cargas típicas de poluentes nos condensados contaminados (Johnson, 2013).....	6
Tabela 2 – Formação de metanol no processo Kraft (Zhu, 2000).....	23
Tabela 3 - Médias dos dados de processo da coluna de extração de gases da Caustificação.....	33
Tabela 4 - Médias dos dados de processo da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1.....	37
Tabela 5 - Médias dos dados de processo da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 2.....	41

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Sistema de extração de gases com ar para remoção de TRS.....	8
Figura 2- Eficiência do sistema de extração de gases com ar.....	9
Figura 3- Sistema de extração de gases com vapor para remoção de TRS	11
Figura 4- Sistema de extração de gases com vapor para remoção de DBO.....	12
Figura 5- Sistema de extração de gases totalmente integrado à evaporação.....	15
Figura 6- Sistema de extração de gases parcialmente integrado à evaporação	16
Figura 7- Controle de refluxo: exemplo A	19
Figura 8- Controle de refluxo: exemplo B	20
Figura 9- Diagrama do processo de purificação do metanol	25
Figura 10- Balanço atual do sistema de tratamento de condensado contaminado.....	29
Figura 11- Eficiência de remoção de DQO e relação de vapor x condensado.....	34
Figura 12- Condutividade x DQO de saída do condensado.....	35
Figura 12 A-Correlação do DQO x Condutividade de saída do condensado.....	35
Figura 13- Eficiência de remoção de DQO em relação à pressão da coluna de extração de gases.....	36
Figura 14- Eficiência de remoção de DQO e relação de vapor x condensado.....	38
Figura 15- Condutividade de saída x DQO de saída do condensado.....	39
Figura 15 A- Correlação Condutividade de saída x DQO de saída do condensado.....	40
Figura 16- Eficiência de remoção de DQO x Vazão de entrada de condensado.....	42
Figura 17- Concentração de DQO na saída da coluna x Condutividade do condensado tratado.....	43
Figura 17 A- Correlação Condutividade de saída x DQO de saída do condensado.....	44

RESUMO

SIMÃO, Geraldo, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, julho de 2014. **Estudo de aperfeiçoamento do sistema de tratamento de condensado contaminado da produção de celulose.** Orientador: Jorge Luiz Colodette. Coorientadores: Jose Lívio Gomide e Rubens Chaves de Oliveira.

A indústria de produção de polpa celulósica Kraft gera no processo grandes volumes de condensados contaminados, oriundos do processo de cozimento e da evaporação de licor negro. Tais condensados são potenciais agentes poluidores impactando em investimentos, custo de operação e manutenção, consumo de energia, gasto de insumos químicos no processo, consumo de água, além de geração de efluente e odor. Sistemas usuais de tratamento de condensados contaminados de uma fábrica de polpa Kraft são formados por sistemas de extração de gases, que são colunas de remoção dos contaminantes voláteis dos condensados com uso de vapor ou ar. Este estudo teve como objetivo o aperfeiçoamento do processo de tratamento de condensado contaminado em uma planta de polpa Kraft de eucalipto branqueada, existente, que apresentava deficiência no tratamento dos condensados e, por conta desta baixa eficiência, não utilizava todo o condensado tratado no processo, gerando maiores custos e uma maior carga para o efluente. Foi realizada uma avaliação dos dados de projeto e de operação de cada um dos três sistemas de extração de gases da planta existente. Foram avaliadas as variáveis de processo e os controles e propostas alternativas técnicas para o tratamento do condensado contaminado bem como a utilização para todo o condensado tratado.

Como resultado, foram identificadas as alterações que deverão ser executadas nos sistemas de tratamento de condensado e as alternativas para o uso de todo do condensado tratado, tendo como resultado a redução de custos e impactos ambientais.

ABSTRACT

SIMÃO, Geraldo, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, July 2013. **Study of improving a foul condensate treatment of pulp production.** Adviser: Jorge Luiz Colodette . Co-advisers: José Lívio Gomide and Rubens Chaves de Oliveira.

The industry of Kraft pulp production process generates large amount of foul condensate. Such condensates are potential pollutants impacting on investment, cost of operation and maintenance, power consumption, cost of chemical in the process, water consumption, effluent generation and odor. Systems useful for treatment of foul condensates from a Kraft pulp mill are formed by stripping systems which are columns of removing volatile contaminants condensed with the use of steam or air. This study aimed at improving the process of treating contaminated condensate in a plant of bleached eucalyptus Kraft pulp, existing, which presented poor treatment of condensate and due to this low efficiency did not use the total amount of treated condensate in the process, generating higher costs and increased effluent load. An assessment of the design data and operation of each of the three systems of stripping the existing plant. The variables and process controls, and offers technical alternatives for the treatment of contaminated condensate as well as use indicated of the entire treated condensate.

1. INTRODUÇÃO

O setor de celulose e papel tem importância significativa na economia nacional, com geração de 130 mil empregos diretos (indústria 79 mil, florestas 51 mil) e 640 mil empregos indiretos. As exportações em 2012 foram de US\$ 6,7 bilhões e o saldo comercial foi de US\$ 4,7 bilhões, com a geração de impostos pagos de R\$ 3,5 bilhões. O País é atualmente o quarto maior produtor de celulose de mercado e o nono maior produtor de papel no mundo. (BRACELPA, 2014).

O setor é altamente competitivo em especial em sua atividade florestal, o que tem impulsionando novos investimentos no setor (BNDES, 2010).

O desenvolvimento contínuo de tecnologia e conhecimento do processo, nas suas diversas etapas visa o aumento de produtividade e a redução de custo, mantendo e ampliando a competitividade do setor. Além disto, o setor tem se destacado pelos indicadores de sustentabilidade ambiental, social e econômica (BRACELPA, 2014).

Para a produção de polpa química o processo Kraft é, de longe, o mais utilizado, sendo responsável por mais de 95% de toda a produção mundial de polpa química. No caso da polpa de eucalipto, ele é o processo quase absoluto. O processo Kraft se baseia na utilização de uma solução de soda caustica e sulfeto de sódio para atacar e dissolver a lignina da madeira em vasos sob temperatura e pressão denominados digestores (Foelkel, 2009). No processo de produção de polpa de celulose a partir do eucalipto, esta matéria prima é submetida a tratamentos químicos com o objetivo de separação e deslignificação de suas fibras. O setor da fábrica responsável por este beneficiamento é conhecido como Linha de Fibras.

Durante o processo da produção da polpa são gerados gases condensados e, estes, apresentam contaminantes dos digestores e evaporadores que contém compostos de enxofre reduzidos (TRS, Total Reduced Sulphur) e compostos orgânicos, tais como metanol (CH_3OH) e terebintina, que contribuem significativamente para a poluição do efluente líquido da fábrica de polpa sob a forma de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e toxicidade, e a poluição do ar, sob a forma de Compostos Orgânicos Voláteis (VOC), e com conseqüente poluição e odor.

Por esta razão, os condensados contaminados são recolhidos e tratados por extração de gases,

para remoção dos poluentes. Em muitos casos, estes contaminantes, que são os potenciais poluentes, podem ser economicamente utilizados como um substituto dos combustíveis fósseis (Johnson, 2013).

Desta forma, o desenvolvimento do conhecimento e aperfeiçoamento dos processos e equipamentos utilizados no tratamento e utilização dos condensados contaminados contribui significativamente para a redução de custos com a economia energética e de insumos para o processo de branqueamento, redução do consumo de água e redução de volume e carga de efluente gerado para o tratamento biológico.

O presente estudo foi desenvolvido para uma planta industrial que produz cerca de 615.000 tsa/ano (tonelada seca ao ar/ano) de polpa Kraft branqueada de eucalipto.

2. Revisão de Literatura

2.1- Processo básico da polpação de polpa Kraft

O processo de polpação Kraft foi patenteado em 1884, por Carl F. Dahl, e o primeiro forno de recuperação química operou em 1930. O objetivo do processo é converter madeira em polpa de celulose, com alta qualidade, resistência, baixo custo e baixo impacto ambiental (Ragauskas, 2003).

A madeira é transformada em cavacos, de dimensões controladas e uniformes. Os cavacos são alimentados em um vaso pressurizado por vapor onde é adicionado, licor de cozimento, que é uma solução de hidróxido de sódio e sulfeto de sódio. A mistura de madeira e licor de cozimento, é então posta em um vaso pressurizado a elevada temperatura no intuito de remover a lignina, e então promover a individualização das fibras da madeira, as quais são descarregadas em um tanque, já na forma de polpa celulósica. A polpa, após o cozimento, passa por processos de depuração e lavagem para obtenção da polpa marrom, ou, em uma etapa seguinte, de branqueamento com o uso de produtos químicos para obter polpa branqueada, dependendo da finalidade de uso da mesma (Ragauskas, 2003).

A lignina, solubilizada no licor de cozimento, é extraída como licor negro e passa pela evaporação, com o objetivo de recuperar condensado para reuso e de aumentar a concentração do licor para a queima. O licor negro concentrado alimenta a caldeira de recuperação, onde ocorre a combustão da matéria orgânica, a energia na forma de calor liberada por este processo de combustão é então utilizada para a geração de vapor, e a matéria inorgânica é recuperada e encaminhada para caustificação, como solução de carbonato de sódio e sulfeto de sódio. Esta solução recebe a adição de hidróxido de cálcio, o qual reage com o carbonato de sódio tendo como produto dessa reação o hidróxido de sódio e carbonato de cálcio. Desta forma, são recuperados os dois principais constituintes do licor, hidróxido de sódio e sulfeto de sódio, que retornam ao process na forma de licor de cozimento, fechando, assim, o ciclo de recuperação dos químicos do processo Kraft (Ragauskas, 2003).

2.2 - Geração do condensado contaminado

No processo de cozimento Kraft, materiais lignocelulósicos, compostos de enxofre, responsáveis por poluição odorífera, tais como as metilmercaptanas e o dimetilsulfito são gerados pela reação de íons de sulfeto e sulfeto de hidrogênio com a lignina ou os grupos metoxilas dos fragmentos de lignina. Durante o processo de polpação da madeira, também abundante quantidade de metanol é formada, principalmente devido as reações de desmetoxilação. Vapores contendo compostos de enxofre e metanol são abundantemente liberados, por exemplo, na evaporação do licor negro, onde estes compostos são destilados em condensados de plantas de evaporação de múltiplo efeito. Metanol é o mais significativo dos compostos voláteis dos condensados do licor negro, assim como é a maior fonte de Demanda Química de Oxigênio (DQO) dos condensados contaminados, devido a sua alta concentração (Honkanen e Ohman, 2003).

A extração de gases dos condensados contaminados com vapor é um dos tratamentos aceitos pela U.S. Environmental Protection Agency (EPA). Outros métodos aceitáveis são o lançamento para o tratamento biológico, o reuso dos condensados em um processo onde gases emitidos são coletados e incinerados ou qualquer outro processo que atinja as eficiências de remoção requeridas (Johnson, 2013).

A maioria das fábricas de polpa de celulose construídas ou ampliadas desde 1980 tem tido um sistema de extração de gases de condensado instalado como parte integral de todo processo da fábrica. Para minimizar o custo dos sistemas de extração de gases, enquanto atingem os requisitos de tratamento, esforços são realizados para minimizar o volume de condensado a ser tratado e em integrar os sistemas de extração de gases a outros equipamentos como os evaporadores (Johnson, 2013).

O principal motivo para se tratar o condensado contaminado com extração de gases é o controle ambiental. O condensado contaminado pode conter de 7 a 10 kg de DBO, 1 a 2 kg de terebintina e 1 a 2 kg de TRS por tonelada de polpa produzida. Se estes condensados contaminados não são tratados, eles não podem ser reutilizados na fábrica e, conseqüentemente, são lançados ao tratamento de efluente, colocando uma alta carga de DBO e toxicidade dentro do sistema de tratamento secundário, causando, freqüentemente, problemas de poluição do ar, em função do TRS e metanol que escapam para a atmosfera, pela evaporação em áreas abertas do tratamento de efluente (Johnson, 2013).

Através da coleta destes condensados contaminados e da extração de seus gases, a maioria dos poluentes pode ser removida e queimada, reduzindo a carga de poluição para o ar e para o sistema de tratamento de efluentes secundário (Johnson, 2013).

Na maioria dos casos, os condensados tratados podem ser reutilizados na fábrica para propósitos como a lavagem de polpa marrom e reposição de água na área da caustificação (Johnson, 2013).

Assim, a extração de gases do condensado contaminado também tem um potencial para reduzir o consumo total de água da fábrica e será uma das ferramentas para que, no futuro, as fábricas de celulose sejam livres de efluente. Felizmente, os compostos gasosos extraídos são facilmente queimados (Johnson, 2013).

2.3 - Composição típica do condensado contaminado

As quantidades e características do condensado contaminado variam em função da madeira utilizada, das condições de processo, da configuração dos equipamentos utilizados e da escala de produção (Zuncich, 1993).

Na Tabela 1 são apresentados números típicos de fluxos de condensados contaminados gerados em digestores contínuos e de batelada para celulose de fibra longa.

Tabela 1: Cargas típicas de poluentes nos condensados contaminados (Johnson, 2013)

Fábricas com processo Kraft e branqueamento de fibra longa

Baseado na produção de polpa não branqueada do digestor

Fonte	Fluxo total kg/t	Metanol kg/t	Terebintina kg/t	TRS kg/t
Cozimento Batelada				
Transbordo do acumulador do Digestor	1125	4,0	0,5	0,2
Dreno do decantador de terebintina	250	1,5	0,5	0,15
Condensado total da evaporação	10	4,2	0,25	1,00
Cozimento Contínuo				
Decantador de terebintina	450	2,5	0,5	0,12
Condensado total da evaporação	8000	7,5	0,50	1,20

A contaminação presente nos condensados das fábricas de polpa de celulose é, predominantemente, formada por compostos orgânicos, principalmente o metanol e TRS, oriundos do processo de polpação e presentes no licor negro (Blackwell et al, 1979).

Os contaminantes típicos nos condensados gerados no processo de evaporação de licor negro são alcoóis (predominantemente metanol), cetonas, ácidos orgânicos (por exemplo, ácidos resinosos, ácidos graxos), terpenos, fenóis e gases dissolvidos como metano e eteno (Blackwell et al, 1979).

Os condensados também são contaminados com compostos que causam poluição odorífica, tais como sulfeto de hidrogênio e outros compostos de TRS. Adicionalmente pode haver arraste de licor negro e fibras (Sebbas, 1987).

O gases proveniente do sistema extração de gases do condensado contaminado, denominado Stripping-Of-Gas (SOG), é composto principalmente por metanol e água, mas também contém mais de 150 diferentes compostos orgânicos não desejáveis, incluindo vários alcoóis alifáticos e cetonas, terpenos, acompanhados de compostos de enxofre e nitrogênio (Niemala, 2004).

2.4 - Tratamentos para o condensado contaminado

A principal razão para o tratamento de condensado contaminado é o controle ambiental. Se o condensado contaminado não é tratado, não pode ser usado no processo e se for lançado ao efluente levará uma grande carga de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e toxicidade ao tratamento secundário de efluentes, causando, freqüentemente, problemas de odor com o TRS e metanol sendo liberado por evaporação nas áreas abertas do sistema de tratamento de efluente. Através da coleta e tratamento do condensado contaminado a maior parte dos compostos poluidores pode ser removida, evitando a poluição do ar ou a sobrecarga do tratamento de efluente (Johnson, 2013).

Os processos de tratamento de condensado utilizados na indústria de celulose são: colunas de extração de gases com vapor, colunas de extração de gases com gases, colunas de extração de gases com ar e absorção por carvão, sendo que os processos mais utilizados são o de extração de gases com vapor e com ar devido a maior eficiência e menor custo (Domancich, 1989). Neste estudo são apresentados os sistemas de extração de gases com vapor e com ar, por serem os mais utilizados na indústria de polpa de celulose.

Os sistemas de extração de gases podem ser projetados para remoção de TRS, somente, ou para remoção de TRS e metanol (DBO). O TRS é facilmente removido, enquanto o metanol é mais difícil de remover, o que torna o sistema de tratamento mais complexo e caro, quando o objetivo é a remoção tanto de TRS quanto de DBO. A vasta maioria dos sistemas de extração de gases utiliza vapor e é projetada para remoção de TRS e metanol (DBO) (Johnson, 2013).

2.4.1 - Sistema de extração de gases com ar para remoção de TRS

Na Figura 1 vemos o mais básico sistema de remoção de TRS com extração de gases com ar para condensados contaminados, com o objetivo de evitar problemas de odor no tratamento de efluente. Neste caso, o condensado contaminado é tratado em um fluxo contra corrente com o ar. Quanto maior é a concentração de TRS no condensado, maior é a quantidade de ar necessária para manter o gases bem abaixo do Limite Inferior de Explosão (LIE), ou seja o

ponto em que a concentração do gases é baixa o suficiente para que ele não apresente o risco de explosão(Johnson, 2013).

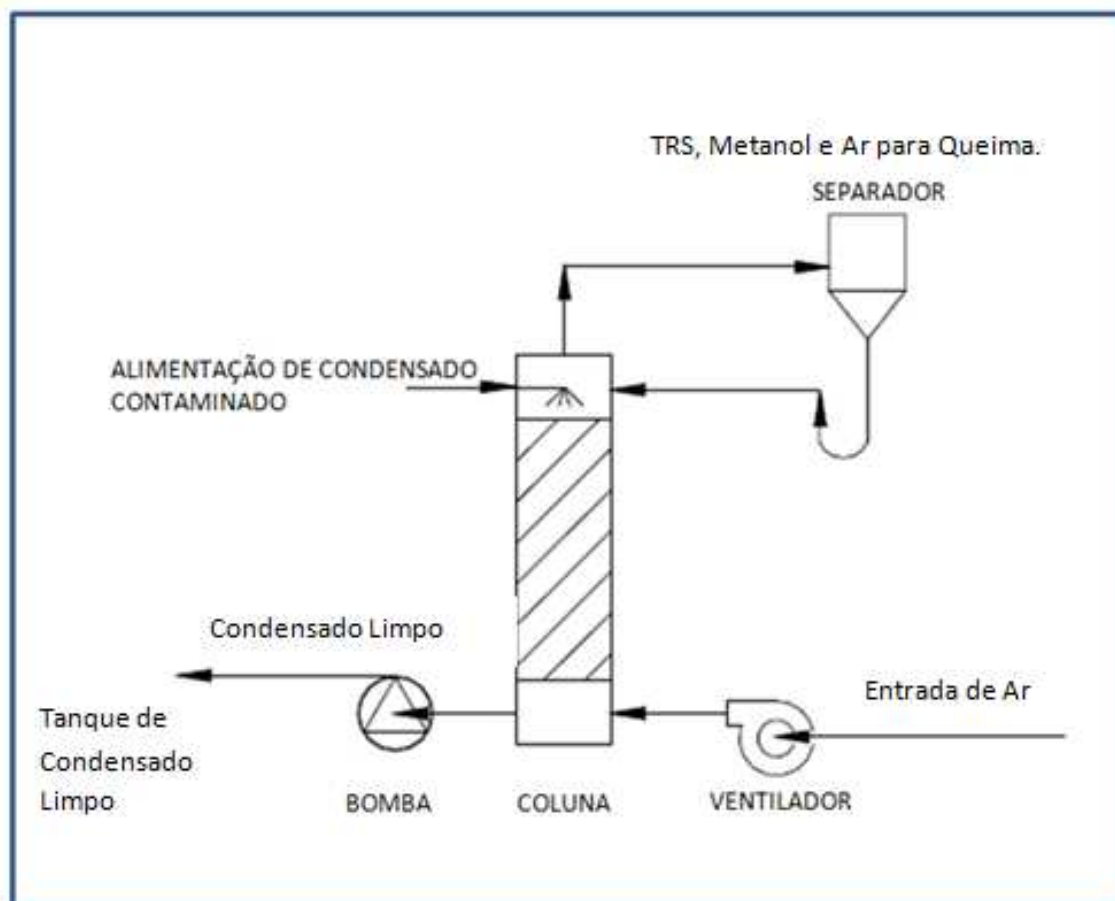


Figura 1. Sistema de extração de gases com ar para remoção de TRS (Johnson, 2013).

Os dois fatores que têm maior influência na eficiência deste processo são pH, que deverá estar abaixo de 7 e temperatura do condensado, que deve estar acima de 50°C . O aumento da temperatura aumenta a eficiência de remoção do TRS.

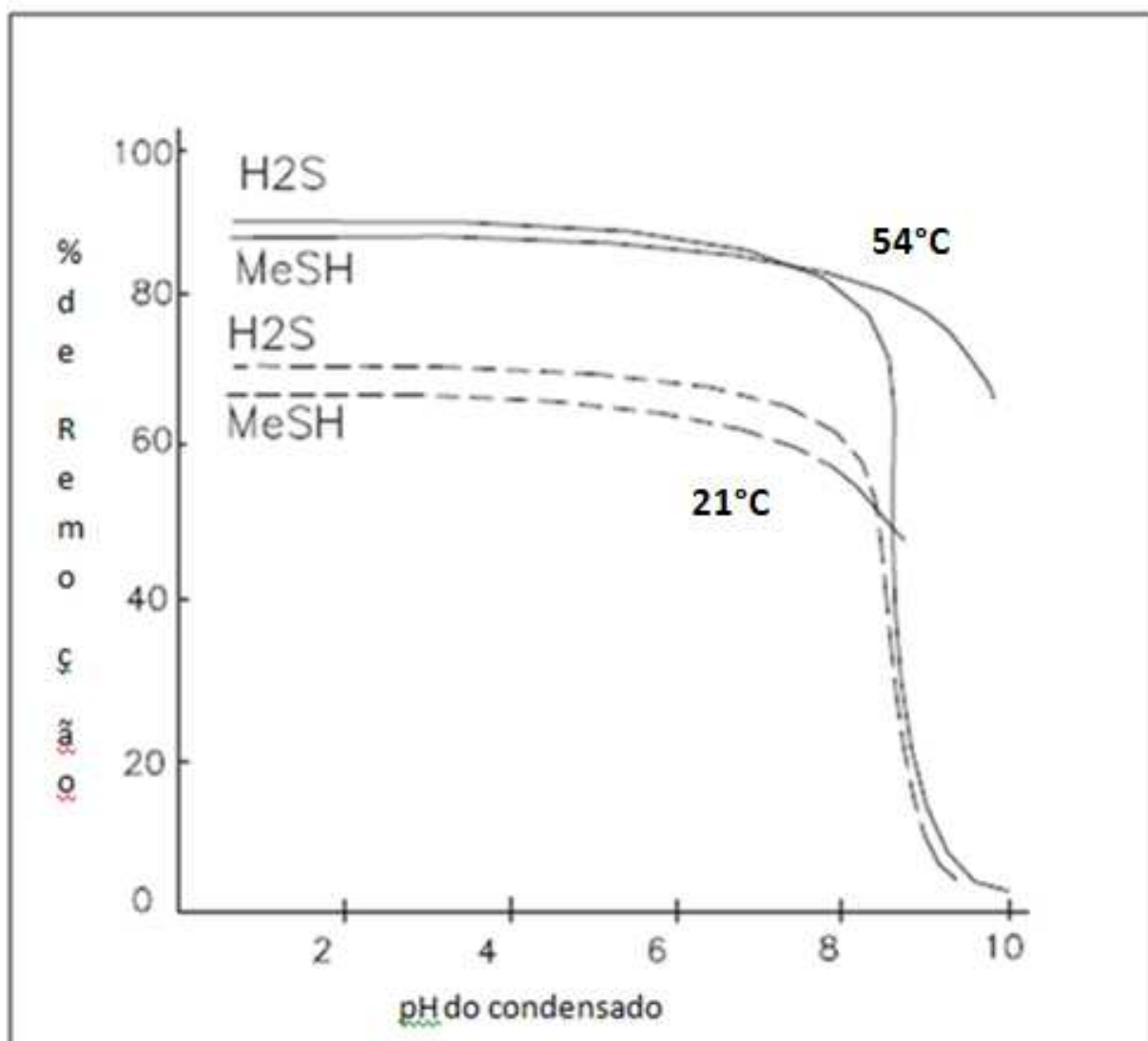


Figura 2. Eficiência do sistema de extração de gases com ar (Johnson, 2013).

Os gases são usualmente incinerados na câmara de combustão da caldeira, incineradores ou forno de cal. A grande vantagem deste sistema é a simplicidade e baixo custo (Johnson, 2013).

2.4.2 - Sistema de extração de gases com ar para remoção de DBO

O sistema é similar ao anterior, porém as quantidades de ar requeridas são muito maiores, devido à menor eficiência de remoção do metanol (DBO). A temperatura também é um fator importante e, neste caso, deve ser superior a 70°C. Esta forma de extração de gases não é

economicamente viável para esta função e não é praticada devido aos grandes volumes de ar necessários e à dimensão dos equipamentos envolvidos, em comparação com a extração de gases com vapor, que torna os equipamentos relativamente menores, pela maior eficiência de remoção e menores volumes de gases envolvidos (Johnson, 2013).

2.4.3 - Sistema de extração de gases com vapor para remoção de TRS

O sistema é similar à extração de gases com ar, porém tem a adição de dois trocadores de calor. Isto é necessário para pré-aquecer o condensado contaminado antes de alimentar a coluna, caso contrário, parte do vapor de extração de gases seria condensado. Este pré-aquecedor de condensado contaminado é acoplado a um trocador de calor para recuperar o calor do condensado tratado quente (Johnson, 2013).

O segundo trocador de calor é usado para condensar o fluxo de saída da torre, que conduz o TRS a ser incinerado. São requeridos, aproximadamente, de 3 a 5% de vapor em relação à massa de condensado contaminado a ser tratado. A eficiência do sistema também depende do pH do condensado. Embora apresente maior custo de instalação e operação, a destinação do gases obtido no topo da coluna é muito mais simples que no sistema com ar (Johnson, 2013).

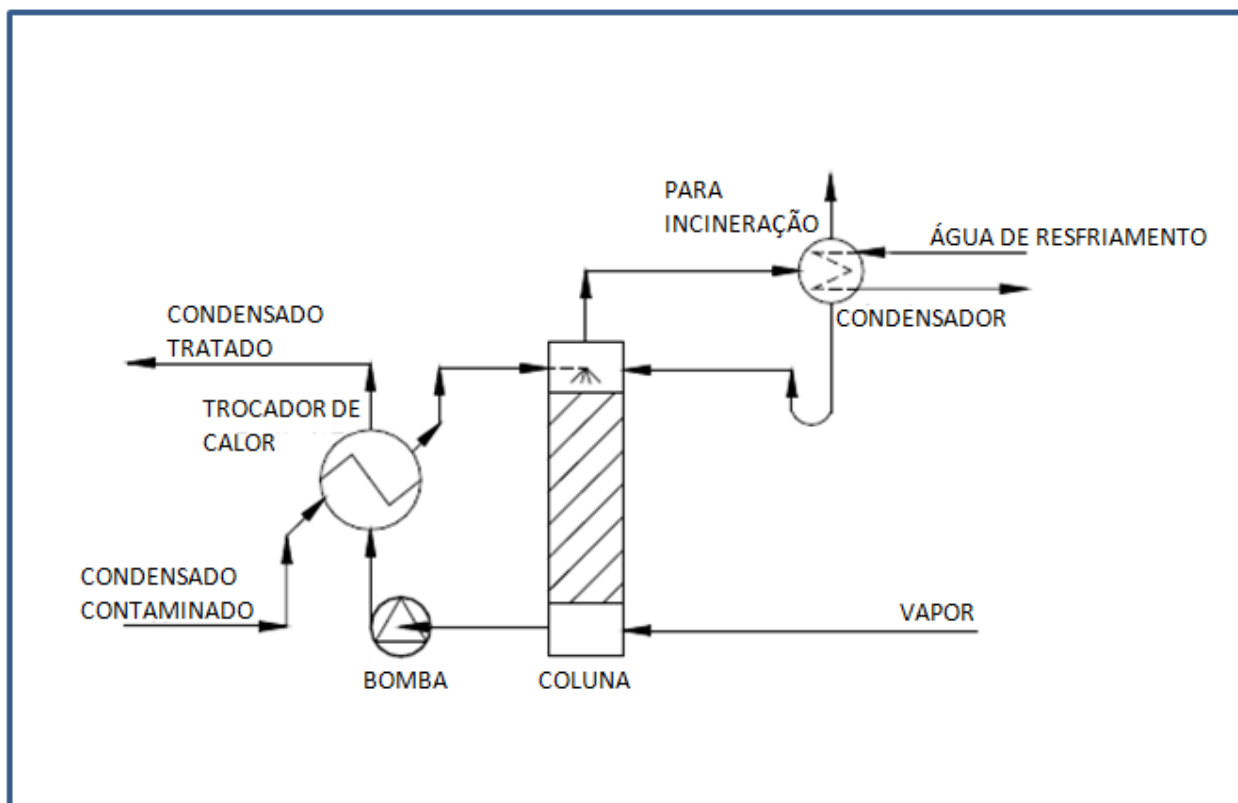


Figura 3. Sistema de extração de gases com vapor para remoção de TRS (Johnson, 2013).

2.4.4 - Sistema de extração de gases com vapor para remoção de DBO

Este é o sistema mais comumente utilizado para tratamento de condensado contaminado. É similar ao sistema de extração de gases com vapor para remoção de TRS exceto que o condensado do topo e o fluxo de gases liberados do condensado passam por um tanque de refluxo e a parte superior da coluna passa a ter uma seção retificadora para concentrar o metanol (Johnson, 2013).

A eficiência de remoção de TRS é maior que a do DBO. O Equilíbrio Líquido/Vapor (ELV) relativo aos componentes voláteis do condensado contaminado do processo de polpação Kraft mostra que os componentes de TRS são mais de dez vezes mais voláteis que o metanol. Assim, os sistemas de extração de gases de condensado contaminado projetados para a remoção de mais de 90% do metanol irá também remover a maioria dos compostos de TRS. Para os projetos de tratamento de condensado, o metanol deve ser considerado como o componente chave (Zuncich, 1993).

De 9 a 13% de vapor em relação ao volume de condensado é geralmente usado para remoção de 70 a 80% do DBO presente no condensado contaminado. Nestas condições a remoção de TRS é próxima a 100% (Domancich, 1989).

Aproximadamente de 15 a 20% em peso de vapor em relação à massa de condensado contaminado a ser tratado são requeridos (Johnson, 2013).

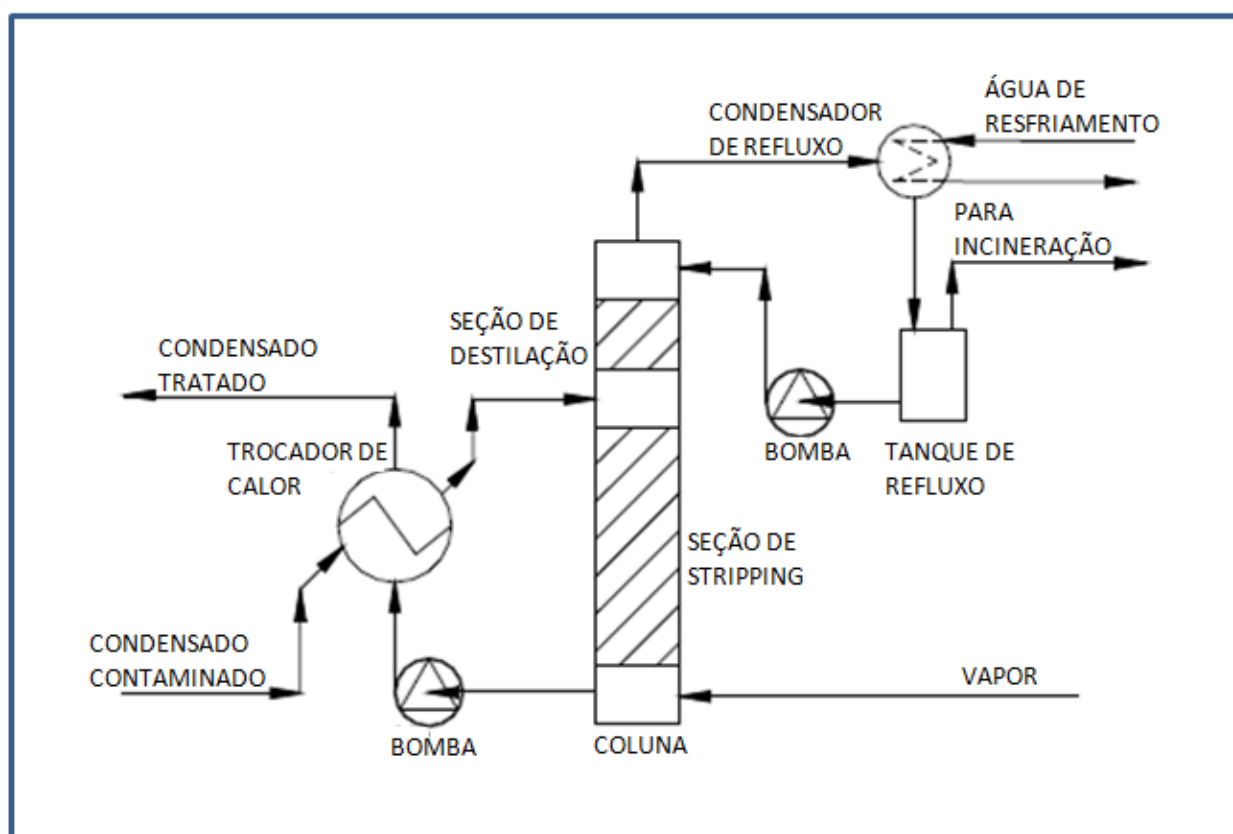


Figura 4. Sistema de extração de gases com vapor para remoção de DBO (Johnson, 2013).

Este sistema tem a vantagem de apresentar alta eficiência produzindo um gases que pode ser usado como combustível e a desvantagem de apresentar, comparativamente, alto custo de instalação e operação. O custo de operação pode ser reduzido se algum uso do retorno do condensador de refluxo for empregado, tais como, pré-aquecimento da água de alimentação da caldeira, aquecimento de água para planta de branqueamento, aquecimento de licor negro ou geração de vapor de processo. O tanque de refluxo pode ser eliminado se o condensador de refluxo for instado em uma posição em que o condensado retorna por gravidade para a coluna. Para o aquecimento do condensado pode ser utilizado um trocador de calor de contato indireto, reaproveitando assim o condensado do vapor vivo (Johnson, 2013).

2.4.5 - Tipos de colunas de extração de gases

Na indústria de polpa de celulose, em geral são usados dois tipos de colunas de extração de gases: colunas de recheios e colunas de bandejas. Normalmente as colunas de extração de gases estão localizadas nas plantas de evaporação de licor negro, integradas aos efeitos da evaporação, fazendo parte do circuito de vapor e condensado (Johnson, 2013).

As colunas com recheio são tipicamente mais baratas, porém são menos eficientes e tendem a ter entupimentos com deposição de fibras e incrustações provenientes do condensado. São somente recomendadas em torres com pequeno diâmetro (Johnson, 2013).

Já as colunas de extração de gases de bandejas são as mais usadas e recomendadas por apresentar maior eficiência com uma grande variação de carga de operação, diferencial de pressão constante com a variação de alimentação de condensado e de vapor e por se manterem limpas, sendo menos sujeitas a entupimento pela presença de fibras de polpa de celulose no condensado tratado (Johnson, 2013).

A extração de gases com ar é realizada com a passagem dos fluxos de condensado e de ar em contra corrente, por uma coluna de recheio ou bandejas. O sistema é eficiente na remoção de TRS e compostos geradores de odor, porém não é eficaz para a remoção de metanol (DBO).

O processo de extração de gases com uso de vapor é efetivo na remoção tanto de TRS como de metanol (DBO). Os equipamentos mais utilizados são as colunas de extração de gases com bandejas ou enchimento, sendo que podem operar independentes ou integrados à evaporação (Domancich, 1989).

2.5 - Sistemas de extração de gases integrados a evaporação

De modo a reduzir o custo de investimento e de operação com o vapor, o processo de extração de gases pode ser integrado a uma evaporação. A tendência atual das instalações é integrar as colunas de extração de gases às evaporações, reutilizando a totalidade do condensado tratado (Johnson, 2013).

Os evaporadores atuam como uma extração de gases para remover os poluentes do licor negro. Por exemplo, se o licor negro fraco é alimentado no quinto e sexto efeitos de uma evaporação, os poluentes são coletados no condensado do sexto efeito e no condensador de

superfície. Este condensado pode ser segregado para o tratamento reduzindo sua quantidade. Em uma moderna evaporação de múltiplos efeitos a maioria dos poluentes pode ser coletada em 15% ou menos do total de condensado gerado. Isto é obtido através do uso de condensadores de dois estágios com segregação interna de condensado. Em geral existem quatro diferentes tipos de condensado em uma planta de evaporação. O primeiro é o condensado limpo proveniente do primeiro efeito da evaporação. O segundo é o condensado contaminado dos efeitos intermediários da evaporação e apresenta metanol em uma concentração em torno de 100 ppm. O terceiro é o condensado segregado dos efeitos de alimentação de licor negro fraco e apresenta uma concentração de metanol em torno de 1.000 ppm. O quarto é o condensado contaminado sujo da segregação dos primeiros efeitos e condensador de superfície e apresenta uma concentração de metanol em torno de 5.000 ppm (Johnson, 2013).

Existem basicamente dois tipos de sistemas de extração de gases associados à evaporação: total e parcialmente integrados.

2.5.1 – Sistema de extração de gases totalmente integrado à evaporação

A coluna de extração de gases é colocada entre dois efeitos, normalmente o 1° e o 2°. Todo o vapor evaporado no 1° efeito passa através da coluna de extração de gases e condensa no 2° efeito.

A Figura 5 apresenta um esquema de um sistema de extração de gases totalmente integrado.

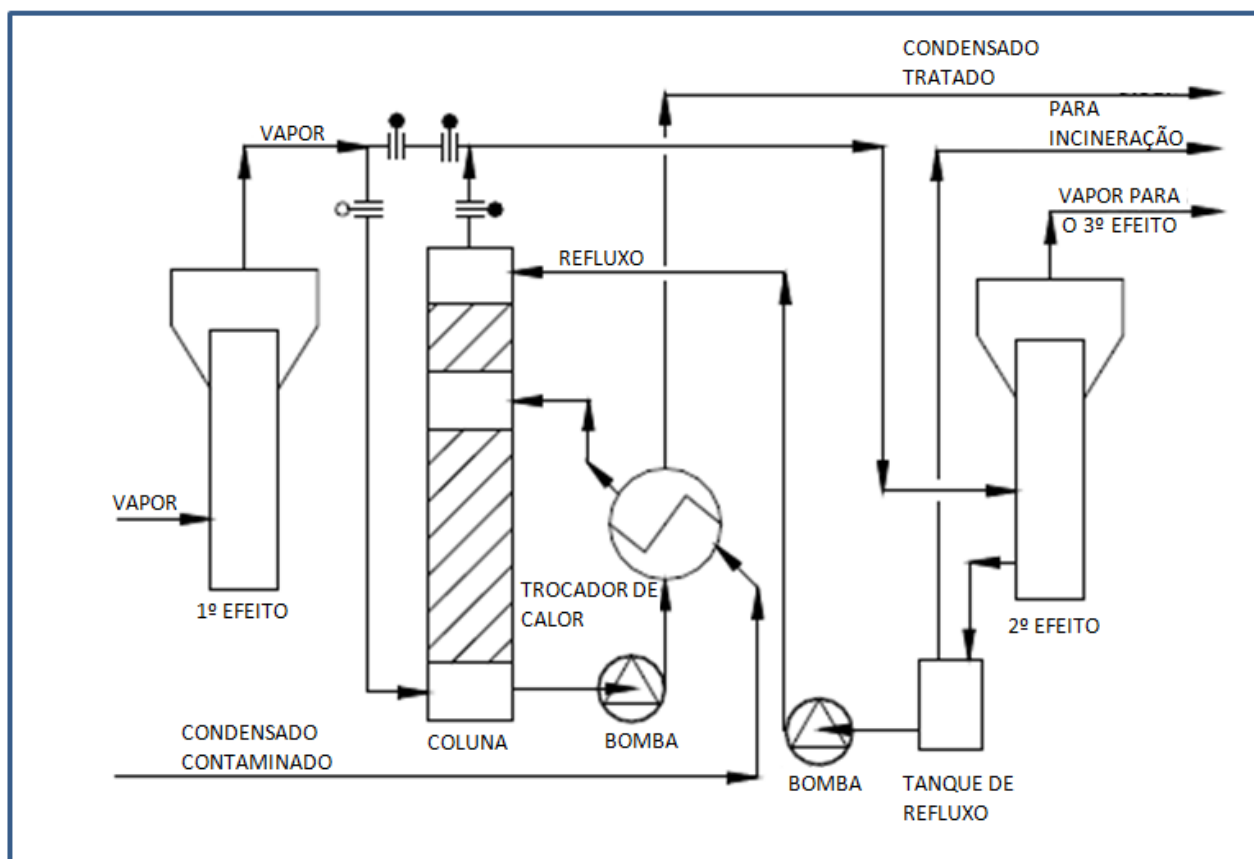


Figura 5. Sistema de extração de gases totalmente integrado à evaporação (Johnson, 2013).

Todavia há uma perda de eficiência de aproximadamente 12% na evaporação quando a coluna é totalmente integrada. Isto ocorre devido à utilização do evaporado no segundo efeito, para o aquecimento do condensado contaminado, ao invés de ser utilizado diretamente para evaporar o licor do terceiro efeito, para a situação em que a coluna de extração de gases esteja entre o segundo e terceiro efeitos. Desta forma, o mais indicado é a integração parcial do sistema de extração de gases à evaporação, utilizando somente a parte necessária do vapor evaporado no segundo efeito, o que apesar de afetar a eficiência da evaporação, tem um custo operacional menor que o sistema não integrado (Johnson, 2013).

2.5.2 – Sistema de extração de gases parcialmente integrado à evaporação

No caso de uma planta nova com fluxos de condensados contaminados reduzidos e onde a extração de gases é parte do projeto inicial da evaporação, somente uma integração parcial é necessária (Johnson, 2013).

Neste caso somente parte do evaporado é usado para extração de gases e o vapor do topo da coluna é condensado em outro condensador externo com água de resfriamento ou em um condensador dedicado à coluna de extração de gases que está instalado internamente ao corpo de um efeito subsequente da evaporação. Este condensador utiliza o licor recirculado do efeito para a condensação do vapor gerado na coluna de extração de gases. Este sistema tem um rendimento de aproveitamento de energia muito melhor que o sistema totalmente integrado (Johnson, 2013).

A Figura 6 apresenta um sistema de extração de gases parcialmente integrado.

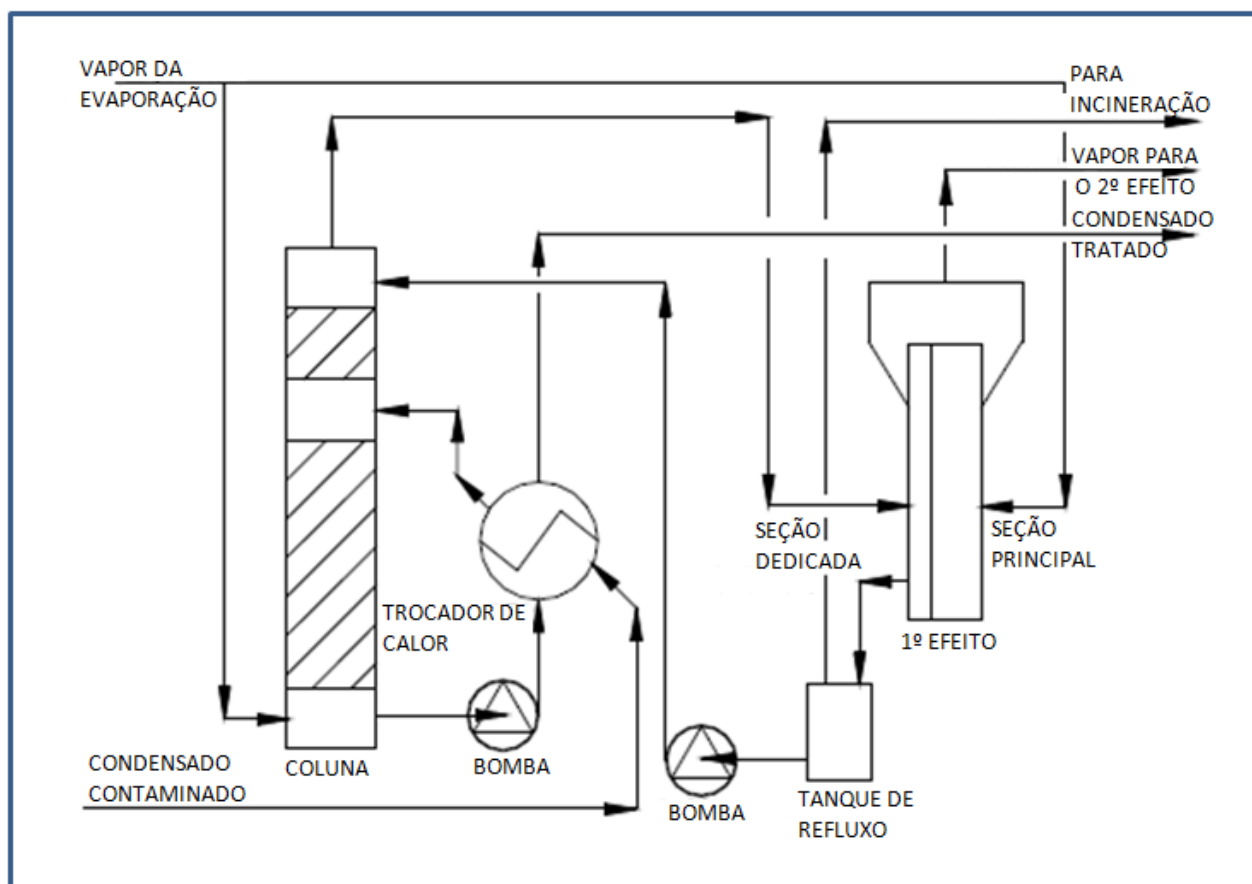


Figura 6. Sistema de extração de gases parcialmente integrado à evaporação (Johnson, 2013).

2.6 - Operação dos sistemas de extração de gases

A operação dos sistemas de extração de gases é geralmente fácil, embora os arranjos integrados a evaporadores possam ser complexos devido sua interdependência com a operação da evaporação (Johnson, 2013).

Os principais problemas na operação de colunas de extração de gases são:

2.6.1 – Formação de espuma

A presença de licor negro no condensado contaminado pode provocar espumas, que poderá causar o alagamento da coluna devido o arraste de condensado para o topo da coluna e o bloqueio do fluxo de vapor ou ar (Johnson, 2013).

Este problema pode ser administrado com a instalação de um condutivímetro no condensado contaminado, desviando a alimentação da coluna caso haja presença de licor (Johnson, 2013).

Este problema pode aparecer como uma perda de fluxo de vapor para a coluna ou nível alto no tanque de refluxo. A espuma pode também ser levada pelo fluxo de **gases do topo da coluna de extração de gases** (SOG) para o ponto de incineração, onde pode causar apagamento da chama ou outros danos (Johnson, 2013).

2.6.2 - Presença de fibras

O condensado contaminado tende a conter fibras e estas podem entupir colunas de recheios e trocadores de calor, especialmente trocadores tipo placas (Johnson, 2013).

As torres de extração de gases de bandejas são de certa forma autolimpantes e menos sujeitas a entupimento por fibra (Johnson, 2013).

Entupimento por fibra é tipicamente minimizado com a instalação de um filtro antes do trocador de calor (Johnson, 2013).

Este problema normalmente aparece com uma perda de fluxo através do trocador de calor, especialmente do tipo placas, ou no alagamento das bandejas logo acima da entrada de condensado na coluna (Johnson, 2013).

2.6.3 - Operação Instável

Em um sistema de extração de gases a vapor, onde o fluxo de vapor é comandado automaticamente em função do fluxo de alimentação de condensado contaminado, cada variação no fluxo de alimentação provoca uma perturbação no sistema por vários minutos. Em uma situação de carga contínua, tal como se a alimentação de condensado é controlada automaticamente pelo nível do tanque de estocagem de condensado contaminado, o sistema tenderá a permanecer com controle instável (Johnson, 2013).

Desta forma, as mudanças de fluxo de condensado alimentado ao sistema devem ser realizadas em etapas o mais lentamente possível (Johnson, 2013).

No caso de colunas integradas a evaporação, a evaporação deve operar o mais suavemente possível. Variações de pressão podem causar mudanças na concentração de metanol nos gases de saída da coluna de extração (SOG) e alterar o balanço de calor no ponto de incineração dos gases (Johnson, 2013).

2.6.4 - Colapso de vapor

Uma vez que inicia a operação da coluna de extração de gases, ela se encontra preenchida por vapor. Se uma quantidade suficiente de condensado com baixa temperatura entra na coluna, provoca a condensação do vapor na altura da coluna onde ocorre a alimentação de condensado, causando um quase instantâneo alto vácuo no topo da coluna (Johnson, 2013).

O condensado quente no fundo da coluna entra em ebulição rapidamente, numa quase explosão. Este súbito fluxo ascendente desloca as bandejas, as retirando de suas fixações e suportes, as danificando ou carregando o recheio para fora da coluna (Johnson, 2013).

Grande cuidado deve ser tomado para evitar estas situações. O início da operação da coluna deve ser feito muito lentamente. Danos às bandejas causam perda de eficiência de extração de gases, bem como paradas para reparo, que são demoradas (Johnson, 2013).

2.6.5 - Controle de remoção de contaminantes

A condensação no condensador de refluxo deve ser controlada para maximizar a remoção de contaminante enquanto minimiza a perda de vapor.

Neste ponto do processo o sistema é muito complexo, existem duas fases, vapor e líquido, um sistema de multicomponentes, sendo que a maior parte é formada por água, metanol, TRS e terebintina e com vários outros compostos como etanol e cetonas em menores quantidades (Johnson, 2013).

Controle de pressão e de temperatura no condensador de refluxo é necessário para uma melhor regulação do processo. Por outro lado, concentração de metanol no SOG é um compromisso entre eficiência de extração de gases e recuperação de calor. A uma alta concentração de metanol a recuperação de calor aumenta, mas a eficiência de extração de gases diminui. Com uma baixa concentração de metanol, a eficiência de extração de gases aumenta mais a recuperação de calor diminui. Assim, geralmente é aceito como ponto ótimo para a concentração de metanol em torno de 50% em peso (Johnson, 2013).

Em um sistema de extração de gases não integrado é possível o controle de pressão e de temperatura. Dois métodos são mostrados na Figura 7 e Figura 8.

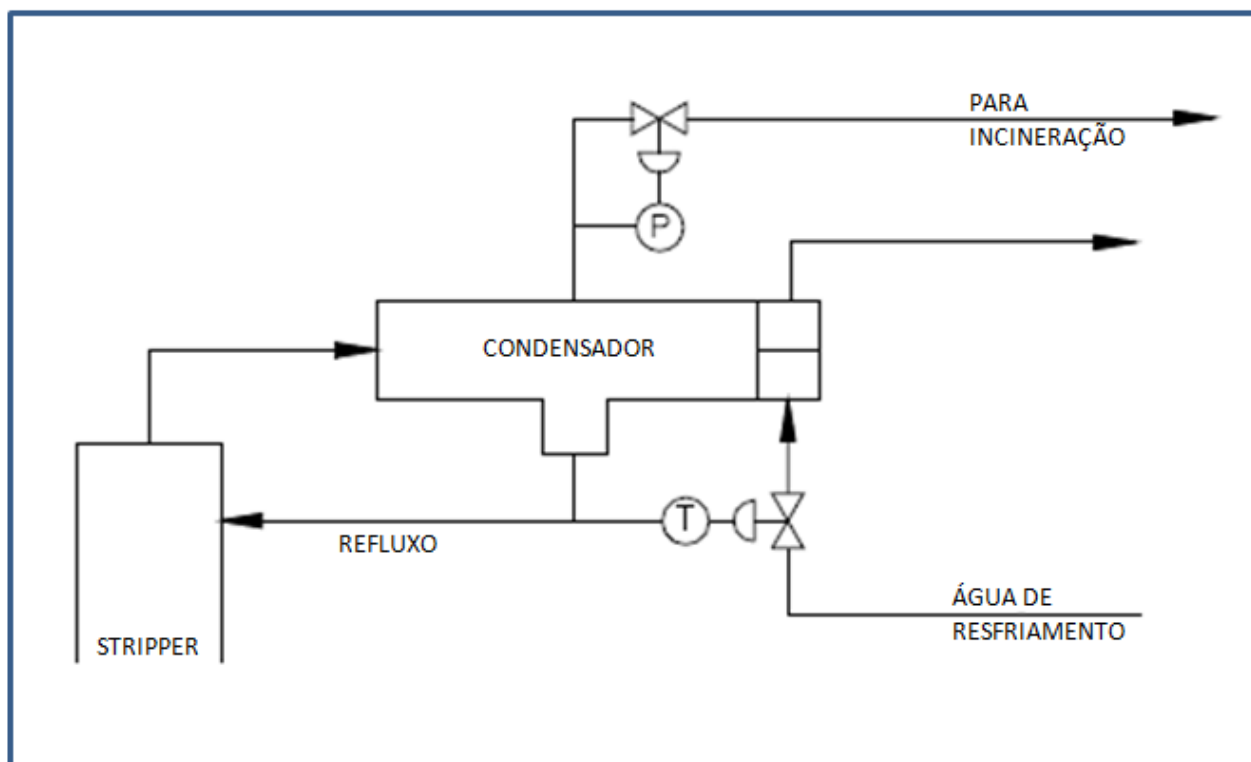


Figura 7. Controle do refluxo: exemplo A (Johnson, 2013).

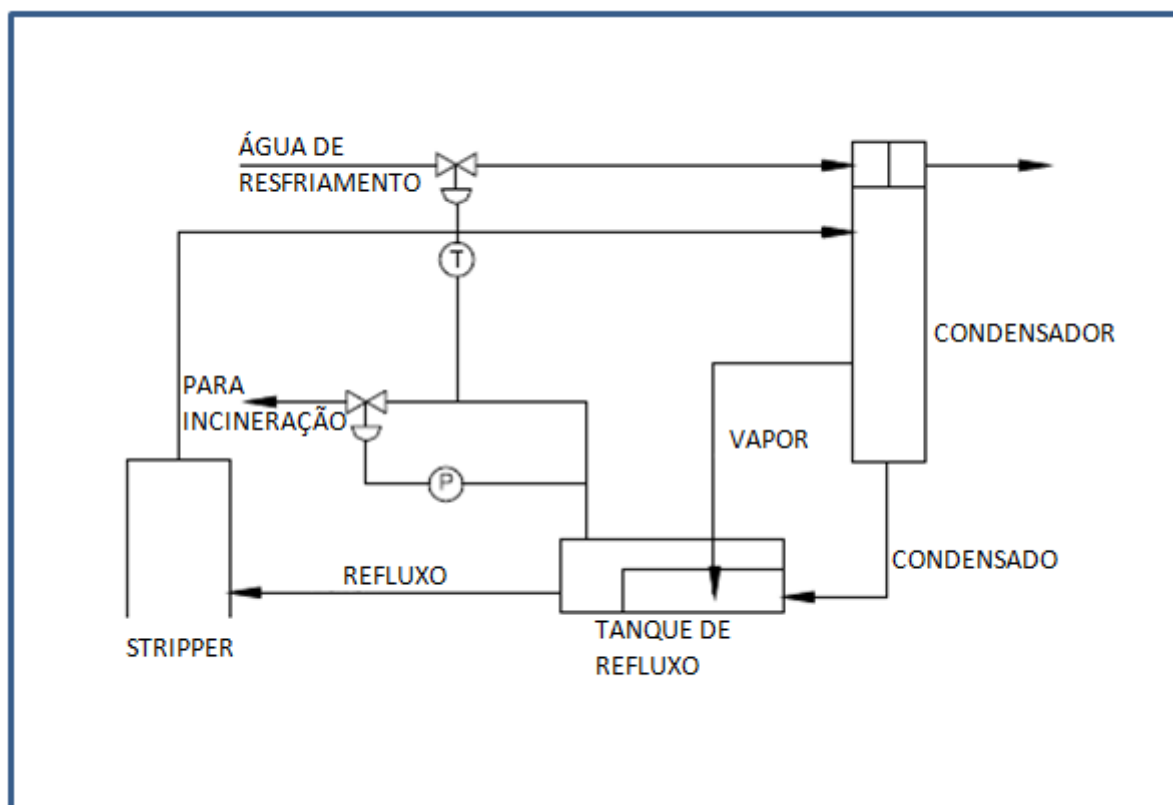


Figura 8. Controle do refluxo: exemplo B (Johnson, 2013).

Em um sistema integrado a operação da evaporação define a temperatura de extração de gases.

O controle de pressão é acoplado ao controle de pressão da linha de saída de gases da coluna (SOG).

2.6.6 - Incrustação de trocadores de calor

Muitas fábricas têm tido problemas de incrustação nos trocadores de calor dos sistemas de extração de gases. Estas incrustações normalmente são encontradas do lado do condensado

nas superfícies do trocador de calor. As análises mostram que estas incrustações contêm compostos de terpeno e lignina e são de difícil remoção (Johnson, 2013).

As incrustações aumentam com o aumento da temperatura e pressão.

Este problema normalmente aparece como uma perda da eficiência de troca térmica e eventualmente perda de fluxo ou nível alto na coluna (Johnson, 2013).

À medida que o trocador de calor se torna menos eficiente, mais vapor é consumido no aquecimento do condensado, deixando menos eficiente a extração de gases de vapor e resultando em baixa eficiência de remoção de metanol (Johnson, 2013).

Vários tipos de trocadores de calor têm sido usados para diminuir este problema, incluindo casco tubo, placas e espiral.

A limpeza química é pouco eficiente. Limpeza mecânica com uso de jato de água com alta pressão é mais efetiva, todavia é necessário prever fácil acesso as superfícies dos trocadores de calor. Também por esta razão o condensado deve passar através do lado tubo em um trocador do tipo casco tubo. Trocadores de calor de placa podem entupir rapidamente e são dispendiosos para limpeza. Trocadores de calor tipo espiral tendem a entupir mais lentamente. Eles permitem relativamente fácil acesso aos dois lados das superfícies de troca térmica, facilitando a limpeza (Johnson, 2013).

Uma inovação recente que demonstra resultados promissores é o uso de pré-aquecedor flash de dois estágios. Devido o resfriamento inicial do condensado tratado não ocorrer em uma superfície de troca térmica o lado casco no trocador não tende a sujar (Johnson, 2013).

As incrustações inorgânicas tem sua origem em água industrial e/ou água bruta e são minimizadas evitando a entrada destas correntes no condensado contaminado (Johnson, 2013).

2.7 - Uso do condensado tratado

Para evitar problemas no processo antes do uso em diferentes partes da fábrica o condensado deve ser tratado para a remoção eficiente dos gases de TRS e contaminantes de alcoóis (Viirimaa et al, 2002).

O processo de evaporação de licor negro produz um grande volume de condensado secundário, o qual pode ser usado na lavagem de massa marrom, planta de caustificação e,

atualmente, parte do condensado tem sido utilizado de forma crescente no branqueamento de polpa em substituição à água quente (Pekkanen et al, 1995).

O reuso de condensado é um importante passo para o fechamento do circuito de água ou, ao menos, à redução significativa do seu uso (Annola et al, 1995).

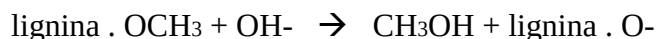
2.8 - Purificação de metanol

O metanol é formado como um subproduto do processo de polpação Kraft. Devido a sua alta volatilidade relativa em uma solução com água, uma grande fração do metanol formado no processo de cozimento está presente na fase vapor e pode ser capturado em uma quantidade relativamente pequena de condensado contaminado (Jensen, 2012).

Em um experimentos, com pinheiros do sul dos Estados Unidos, foi observado que aproximadamente 25% do metanol evapora logo no início da polpação (Zhu, 2000).

O metanol formado a partir das hemiceluloses representou aproximadamente 40% do total. Ocorre a rápida catalisação alcalina do metanol dos resíduos de ácido 4-O-metilglicurônico nas hemipolpas para formar grupos de ácidos hexenurônicos, com liberação de metanol (Zhu, 2000).

Os restantes 35% podem ser formados a partir de reação de desmetoxilação da lignina, onde no processo de cozimento o íon de hidroxila reage com o grupo metoxila da lignina: (Zhu, 2000)



A quantidade produzida de metanol varia com:

- Tipo de madeira: em geral o grupo metoxila da lignina, do tipo siringila, é mais numeroso em folhosas do que em coníferas, portanto mais metanol é formado (Jensen, 2012).
- Concentração de hidroxila: maior carga alcalina produz maior quantidade de metanol (Jensen, 2012).

- Temperatura: maior temperatura de cozimento produz maior quantidade de metanol (Jensen, 2012).
- Tempo de cozimento: maior tempo de cozimento produz maior quantidade de metanol
- Número Kappa: maior o número Kappa produz menor a quantidade de metanol (Jensen, 2012).
- Sulfidez: maior a sulfidez produz menor a quantidade de metanol (Jensen, 2012).
- Antraquinona: maior a dosagem de antraquinona produz menor a quantidade de metanol. (Zhu, 2000), provavelmente relacionada com uma menor concentração de hidroxila.

Na Tabela 2 é apresentada uma estimativa de formação de metanol quando produzido polpa branqueada Kraft para diferentes madeiras (Zhu, 2000).

Tabela 2 – Formação de metanol no processo Kraft (Zhu, 2000).

Espécie da madeira	Formação de metanol (kg/ ton de polpa absoluto seco)
Western Hemlock	7.3
Douglas Fir	8.3
White Spruce	9.1
Southern Pine	9.3
Aspen	9.6
Birch	11.0
Maple	11.3
Oak	12.8
Bass	13.1
Sweetgum	15.0

O metanol é extraído do digestor nos pontos de degasagem de vapor, extração de licor ou durante a descarga da polpa marrom. Metanol é relativamente volátil comparado com água, assim uma grande parte do metanol é evaporada nos vasos de despressurização de licor negro e se incorpora ao condensado contaminado do cozimento. Uma pequena quantidade do

metanol acompanha o licor negro fraco que é enviado à evaporação ou é levada pelo GNCC. Uma quantidade pequena de metanol também acompanha o fluxo de GNCD, durante a lavagem de polpa marrom (Jensen, 2012).

O metanol que é capturado no filtrado da lavagem ou permanece com o licor de extração e termina no licor de alimentação para a evaporação. Dependendo no nível de segregação de condensado algo como 50-90% do metanol presente no licor negro fraco tipicamente é capturado no condensado contaminado da evaporação. O restante do metanol acompanha o condensado secundário da evaporação ou a degasagem de GNCC da evaporação. Em um sistema de extração de gases bem operado, mais de 95% do metanol será removido do condensado contaminado e capturado no fluxo de gases no topo da coluna, SOG, com 90% deste metanol sendo recuperado como metanol purificado. É possível recuperar cerca de 70 a 80% do metanol formado no digestor como metanol purificado (Jensen, 2012).

Existem numerosos sistemas de purificação de metanol como objetivo de queima ou para que atinja um padrão de pureza que possa ser utilizado na produção de dióxido de cloro na própria indústria de polpa de celulose ou mesmo a venda atingindo o grau de pureza comercial (Jensen, 2012).

Os contaminantes do metanol, que são produzidos durante a polpação Kraft, incluem compostos de enxofre ionizados, sulfito de hidrogênio e metil mercaptana. A remoção destes compostos pela destilação está diretamente relacionada com o pH da fase líquida na coluna. Por exemplo, a um pH abaixo de 6, sulfito de hidrogênio começa a se dissociar e a um pH acima de 9, isto ocorre com a metil mercaptana. Em sua forma dissociada, estes compostos não exercem uma pressão de vapor e não podem ser removido por destilação (Jensen, 2012). O pH típico no SOG é levemente alcalino, entre 8 e 9 (Jensen, 2012).

A Figura 9 apresenta um exemplo de uma planta para purificação de metanol atingindo grau de pureza comercial.

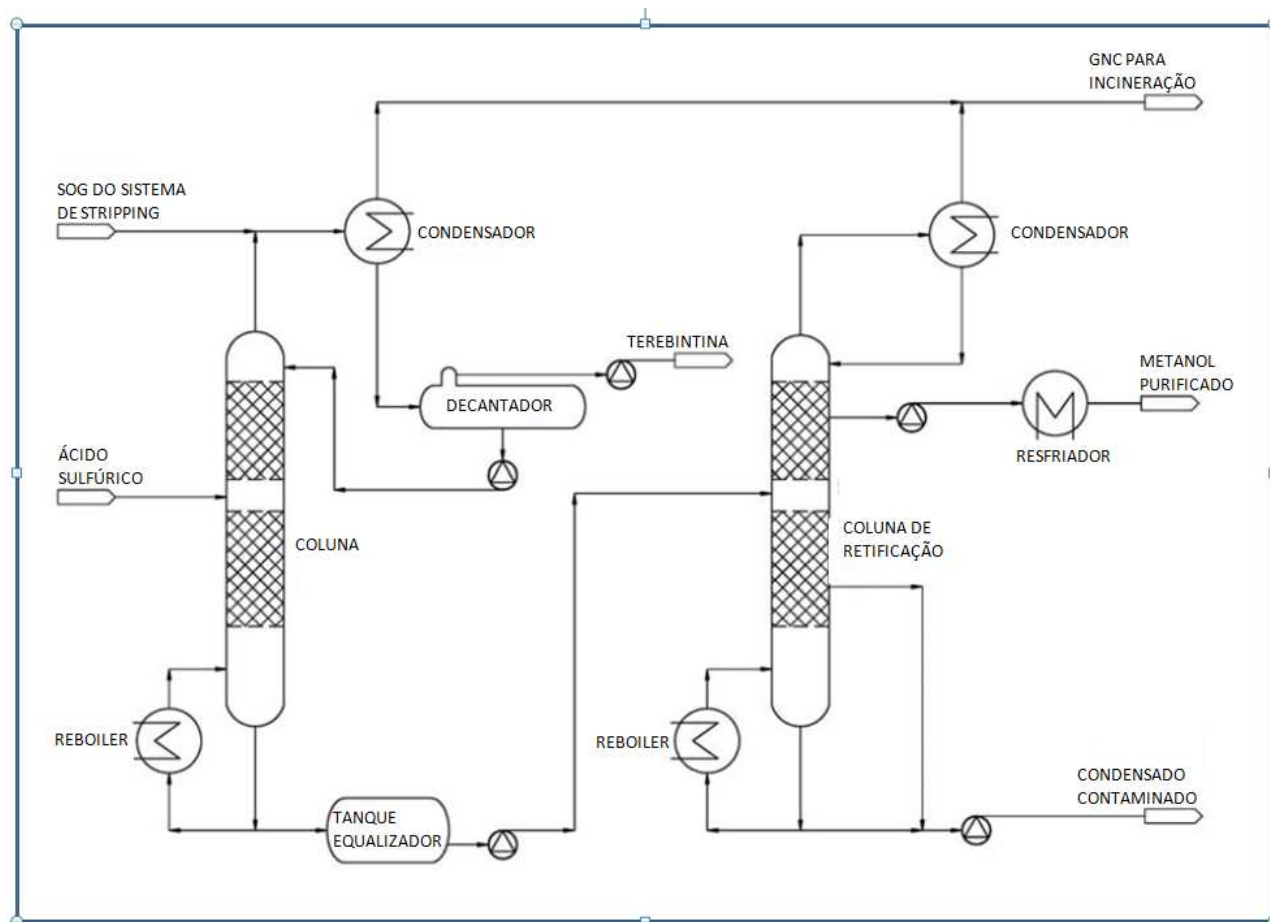


Figura 9. Diagrama do processo de purificação de metanol (Jensen, 2012).

O fluxo de gases no topo da coluna, SOG, proveniente do sistema de extração de gases passa através de um resfriador. O condensado vai para um decantador onde a terebintina é separada e o condensado alimenta o topo da primeira coluna de destilação, onde é aplicado ácido sulfúrico no ponto intermediário para controle de pH. O líquido no fundo do tanque alimenta um tanque de compensação e possui uma circulação com um aquecedor a vapor. Do tanque de compensação o condensado é bombeado para o meio da segunda torre de destilação que também possui uma circulação com aquecimento e um condensador para a saída de gases do topo. O condensado contaminado é retirado do fundo e o metanol purificado é retirado no topo da coluna, passando por um resfriador e enviado para estoque. O GNC concentrado é enviado para incineração.

3- METODOLOGIA

Foi realizado um estudo de caso de uma planta de produção de celulose existente, onde, o processo de polpação é realizado em quatro digestores em batelada e um digestor contínuo, os quais alimentam uma linha de fibras. O digestor contínuo é responsável por cerca de 80% da produção total. O licor negro proveniente do processo de cozimento e lavagem é bombeado para duas plantas de evaporação de licor negro que dispõem de sistemas de segregação de condensado secundário e duas colunas de extração de gases parcialmente integradas às respectivas evaporações. Uma terceira coluna de extração de gases, dedicada, instalada na área da caustificação, recebe os condensados contaminados provenientes dos digestores em batelada, digestor contínuo, sistema de gases não condensáveis diluídos (GNCD) e sistema de gases não condensáveis concentrados (GNCC). Todo o condensado tratado nas evaporações e nos três sistemas de extração de gases é transferido para um tanque e, a partir deste, é utilizado na lavagem de polpa escura. No entanto, o condensado consumido é menor que o gerado. Assim, o volume excedente segue para a estação de tratamento de efluentes. Como consequência, ocorre aumento de consumo de água, aumento da carga de efluente, odor, perda de energia térmica, aumento do consumo de energia elétrica para bombeamento e aeração do efluente e aumento da temperatura do efluente, reduzindo sua eficiência.

Desta forma, o aperfeiçoamento do processo de tratamento dos condensados contaminados, nesta planta, pode contribuir de forma decisiva para redução da captação de água bruta, da DBO para o tratamento de efluente, da temperatura de entrada da lagoa de aeração, do consumo de químicos no branqueamento, do consumo de energia elétrica e térmica e do odor.

Os objetivos deste estudo foram o de caracterizar a geração atual de condensado contaminado, o processo de tratamento destes condensados e sua utilização na planta de polpa, assim como, propor alternativas técnicas e econômicas para o aperfeiçoamento do tratamento do condensado contaminado e o aumento de sua utilização.

Foram levantados dados de projeto dos equipamentos envolvidos na geração e no tratamento do condensado contaminado em uma fábrica existente de polpa Kraft branqueada.

Foram levantados os dados de processo reais dos equipamentos envolvidos na geração e no tratamento do condensado contaminado.

Para obtenção dos dados de reais de processo foi selecionado um período de estabilidade da operação na fábrica de polpa de celulose e no qual as plantas de evaporação e os sistemas de tratamento de condensado contaminado apresentaram condições estáveis de operação. O período para o levantamento de dados foi de quatro meses, compreendidos de janeiro a abril de 2012, com amostras compostas diárias e levantamentos de dados de processo com médias diárias.

Os dados obtidos por instrumentos de indicação contínua foram coletados com intervalo de uma hora. Foi realizada verificação da consistência dos dados e os dados inválidos foram eliminados. Após a depuração dos dados foi calculada a média diária dos dados de processo.

Em função do maior tempo necessário para realização das análises de DBO, foram utilizadas as análises de Demanda Química de Oxigênio (DQO) para o acompanhamento do processo de tratamento dos condensados contaminados a partir de amostras compostas de um dia de tempo de coleta.

O cálculo de eficiência de remoção de DQO, expresso em percentagem, foi obtido do cálculo de 1 (um) menos o resultado da divisão da concentração de DQO em mg/l no condensado tratado na saída do sistema de extração de gases, pela concentração de DQO na entrada e este resultado multiplicado por 100, e expresso em percentual.

$$\text{Eremoção de DQO} = (1 - ([\text{DQOsaída}/\text{DQOentrada}]) \times 100)\%$$

O cálculo de eficiência de remoção de TRS, expresso em percentagem, é obtido do cálculo de 1 (um) menos o resultado da divisão da concentração de TRS em mg/l no condensado tratado na saída do sistema de extração de gases, pela concentração de TRS na entrada e este resultado multiplicado por 100, e expresso em percentual.

$$\text{Eremoção de TRS} = (1 - ([\text{TRSsaída}/\text{TRSentrada}]) \times 100)\%$$

A relação de massa de vapor/condensado é calculada com a divisão da vazão de massa de vapor alimentada por hora a coluna de extração de gases pela vazão de massa de condensado contaminado alimentado a coluna de extração de gases, multiplicado por 100 para e expresso em percentual.

$$\text{Relação de vapor/condensado} = (\text{vazão de vapor (t/h)} / \text{vazão de condensado contaminado (t/h)}) \times 100\%$$

O levantamento de dados para o balanço de massa de condensado contaminado e tratado da planta de polpa foi realizado durante o mesmo período de coleta de dados do processo.

Com o objetivo de aproveitamento de todo o condensado tratado no processo foi identificada a Caustificação, com potencial de consumir o condensado tratado, substituindo o consumo de água industrial e água quente da condição atual do processo.

3.1- Levantamento de dados de projeto e especificações de processo da instalação existente

A planta de polpa celulósica atual passou por ampliações e modificações nas instalações ao longo dos anos de operação. Foi necessário levantar as informações disponíveis do sistema instalado, como a capacidade de projeto das evaporações e colunas de tratamento de condensado, com suas capacidades originais ou modificadas através de reformas. Foram levantadas condições originais de processo dos sistemas de tratamento e desempenho esperados dos equipamentos de tratamento do condensado. Foram levantadas as informações de projeto e processo originais dos equipamentos da linha de fibras responsáveis pela produção de polpa e a geração de condensado contaminado. Também foram verificados os controles e instrumentos de medição originais do sistema.

3.2 - Levantamento dos dados de operação e processo e o estudo das alternativas para otimização das condições de processo

Foram levantados os dados reais de operação dos sistemas de tratamento, incluindo quantidade de condensado tratado, consumo de vapor e qualidade do condensado contaminado gerado e suas características de processo.

Foram discutidas as alternativas para o aperfeiçoamento dos sistemas de tratamento de condensado existentes. Também foram avaliadas as limitações das instalações e avaliadas alternativas de reuso do condensado tratado com o objetivo de utilização de todo o condensado. Foram avaliadas as condições de processo e dos equipamentos dos sistemas de tratamento de condensado, incluindo a segregação e queima de metanol.

Foram definidas as melhorias no controle de processo existente.

4. Resultados e discussão

Conforme o balanço atual apresentado na Figura 10, a planta industrial conta com três sistemas de extração de gases para o tratamento de todo o condensado contaminado gerado na planta.

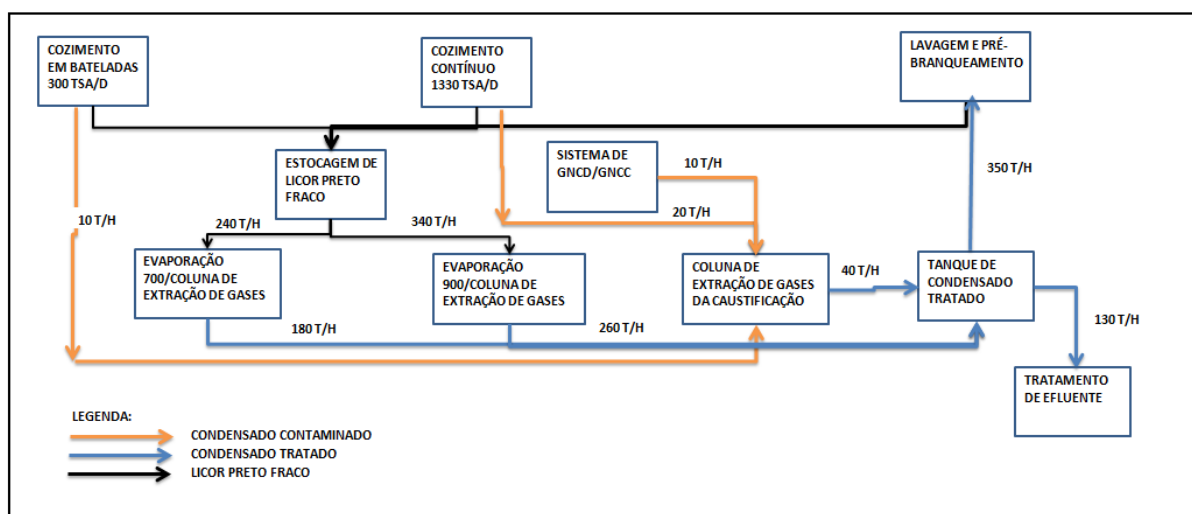


Figura 10. Balanço atual do sistema de tratamento de condensado contaminado

Na Figura 10, o sistema identificado como coluna de extração de gases da Caustificação, é um sistema de tratamento de condensado com uma coluna de extração de gases que recebe os condensados contaminados gerados nos cozimentos em batelada, no cozimento contínuo, no sistema de transporte e no tratamento GNC concentrados e diluídos.

O sistema identificado como Evaporação 1/coluna de extração de gases, representa uma evaporação de licor negro com uma coluna de extração de gases parcialmente integrada, com capacidade de evaporação de 240 t/h de água.

O sistema identificado como Evaporação 2/coluna de extração de gases, é uma evaporação com uma coluna de extração de gases parcialmente integrada a uma evaporação de licor negro com capacidade para evaporar 300 t/h de água.

Nas duas evaporações, do tipo filme descendente, de placas, ocorre a segregação de condensado secundário e condensado contaminado. O condensado contaminado segregado é tratado na coluna de extração de gases de cada evaporação correspondente.

Não existe coluna de destilação de metanol e os gases extraídos das três colunas de extração de gases, SOG, são oxidados em um incinerador dedicado. Os condensados tratados em cada uma das colunas de extração de gases são bombeados para o tanque de condensado que também recebe o condensado secundário das evaporações.

O condensado tratado é bombeado a um tanque para o reaproveitamento na lavagem de polpa marrom. O excedente de aproximadamente 130 m³/h, com uma temperatura de 80°C, não tem uso no processo e vai para o sistema de tratamento de efluentes.

Para que o excedente de condensado seja utilizado no sistema a qualidade do condensado deve ser garantida dentro dos parâmetros de concentração de DQO, TRS e condutividade necessários ao processo. A concentração de DQO deve ser inferior a 1000 mg/l, a eficiência de remoção de TRS superior a 95% e a condutividade menor que 250 uS/cm.

O local mais indicado para o reaproveitamento do condensado é a Caustificação, que tem demanda para receber o volume excedente de condensado. Para que isto ocorra é necessário garantir a qualidade do condensado, em especial o alimentado a Caustificação, em função de geração de odor. Para isto a recomendação é que seja segregado o condensado secundário da Evaporação 2, com a devida instalação de instrumentação para proteção de indicação de condutividade e desvio em caso de contaminação.

É recomendada a segregação dos condensados, com a mudança e adequação do arranjo de tanques e linhas de transferência.

É recomendada a instalação de uma coluna retificadora de metanol e sua queima para geração de vapor, ou substituição de combustível fóssil.

A instalação de uma planta de purificação de metanol para comercialização e/ou uso interno deve ser avaliada técnica e economicamente, para que a sua viabilidade e prioridade de investimento seja definida.

4.1- Levantamento de dados de projeto e especificações

4.1.1 - Coluna de extração de gases da Caustificação

Conforme dados de projeto do fabricante, a coluna tem diâmetro interno de 1,80m, altura cilíndrica de 8,62m. A pressão de teste é de 1,3bar(g). Não há documentação sobre os internos de projeto sobre os internos que é do tipo recheio.

O valor de 1,3bar(g) é baixo para o projeto de colunas extração de gases, pois corresponde à temperatura de saturação de 107°C como máxima, devendo a condição normal de operação ser ainda menor.

Sua capacidade nominal de projeto é para tratar 41,83t/h de condensado contaminado, com consumo de projeto de 4,5t/h de vapor a 4,0bar(g). A capacidade máxima de projeto de tratamento de condensado contaminado é de 59,17t/h de com consumo de projeto para esta condição de 8,5t/h de vapor, conforme dados de projeto.

Analisando as condições de projeto, foi prevista uma relação de massa de vapor/condensado de 9,68% na carga nominal e uma relação de massa de vapor/condensado de 14,36% na carga máxima.

Para esta condição é esperado uma eficiência de remoção de DQO acima de 80% e uma eficiência de remoção de TRS acima de 95%.

4.1.2 - Coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1

Conforme os dados de projeto do fabricante da evaporação 1 e coluna de extração de gases, a coluna tem diâmetro interno de 1,00m, altura cilíndrica de 18,0m. É uma cujo enchimento interno é do tipo bandeja.

A capacidade nominal de projeto da coluna é de 23.0t/h de condensado contaminado. O consumo nominal de projeto de vapor vivo ou evaporação do segundo efeito da evaporação, é de 4,14t/h conforme dados de projeto.

A relação em massa de vapor/condensado tratado para a condição nominal de projeto é de 24,39%.

4.1.3 - Coluna de extração de gases parcialmente integrado à Evaporação 2

Conforme dados de projeto, a coluna de extração de gases integrada à Evaporação 2 têm diâmetro interno de 1,20m, altura cilíndrica de 14,3m, com enchimento do tipo de bandejas. A pressão de teste da coluna é de 2,9bar(g).

A capacidade nominal de projeto da coluna é para uma alimentação de fluxo de 21,03t/h de condensado contaminado. O consumo de vapor vivo ou evaporado do segundo efeito da evaporação esperado pelos dados de projeto é de 4t/h de vapor. A relação em massa de vapor/condensado tratado para a condição nominal de projeto é de 19,02%.

Nestas condições de projeto é esperado eficiências de 85% para remoção de DQO e 99% para remoção de TRS.

4.2 - Levantamento dos dados de operação e processo

Foram levantados os dados de operação do processo, no período de 01/01/2012 até 29/04/2012 para os três sistemas de extração de gases.

Foram selecionados conjuntos dos dados válidos para as análises que são apresentados como anexos. São apresentadas e comentadas abaixo as médias dos valores do período analisado.

4.2.1 Médias dos dados operacionais da coluna de extração de gases da Caustificação

Na Tabela 3 são apresentadas as médias, valor máximo, mínimo e desvio padrão dos dados de processo válidos do período selecionado para esta análise.

Tabela 3- Médias dos dados de processo da coluna de extração de gases da Caustificação

Sistema de extração de gases da Caustificação									
Período de coleta de dados	Vapor entrada	Condensado contaminado	Relação vapor / condensado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Pressão da coluna	Concentração DQO entrada	Concentração DQO saída	Eficiência de remoção de DQO
01/01 a 29/04/2012	t/h	m ³ /h	%	uS/cm	%	Kgf/cm ²	mg/l	mg/l	%
Valor máximo	6,50	39,36	18,46	226,81	46,63	0,98	24.401	12.033	99,61
Valor mínimo	1,42	27,33	4,71	189,56	41,82	0,34	6.670	50	22,33
Desvio padrão	1,90	2,81	5,37	10,10	1,06	0,27	3.522	3.302	22,93
Médias	3,61	34,72	10,38	208,27	44,69	0,72	13.916	5.237	61,29

A vazão média de condensado contaminado alimentado à coluna de tratamento é de 34,72 m³/h, abaixo da capacidade nominal de projeto da coluna (41,83t/h). Essa vazão de alimentação de condensado contaminado requer uma alimentação de vapor vivo de 3,4 t/h, conforme dados de projeto. A alimentação média de vapor é real e de 3,61 t/h, somente 6,2% maior que o valor de projeto.

A Figura 11 apresenta o gráfico de dois períodos distintos de utilização de vapor para a coluna, onde é observado que o aumento da vazão de vapor não alterou significativamente a eficiência de remoção de DQO o condensado tratado na coluna, o que contraria a resposta esperada de um sistema de extração de gases e sugere que exista algum problema interno na coluna ou que a indicação de vazão de vapor não esteja correta.

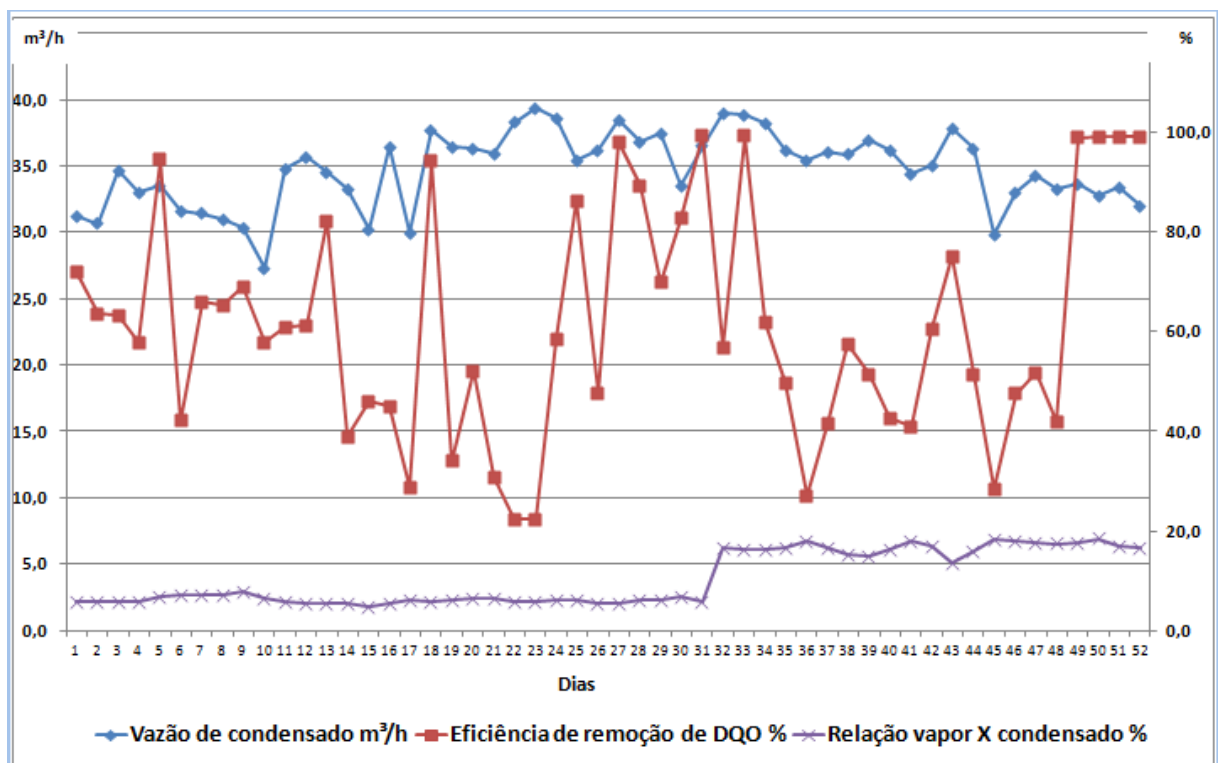


Figura 11. Eficiência de remoção de DQO e relação de vapor x condensado

A Figura 12 mostra o gráfico com a condutividade do condensado tratado versus os resultados das análises de DQO determinado em laboratório. Como esta coluna opera com os condensados dos cozimentos, e nestas fontes não existe a possibilidade de contaminação com sódio, o que seria identificado como condutividade e não como carga de DQO, fica demonstrado que para esta aplicação a indicação de condutividade não é um parâmetro adequado para o controle da operação e para avaliação da eficiência do sistema. A Figura 12 A mostra o gráfico de correlação entre os valores de DQO e de condutividade na saída do condensado. Os resultados não apresentaram correlação com $r^2 = 0,11$.

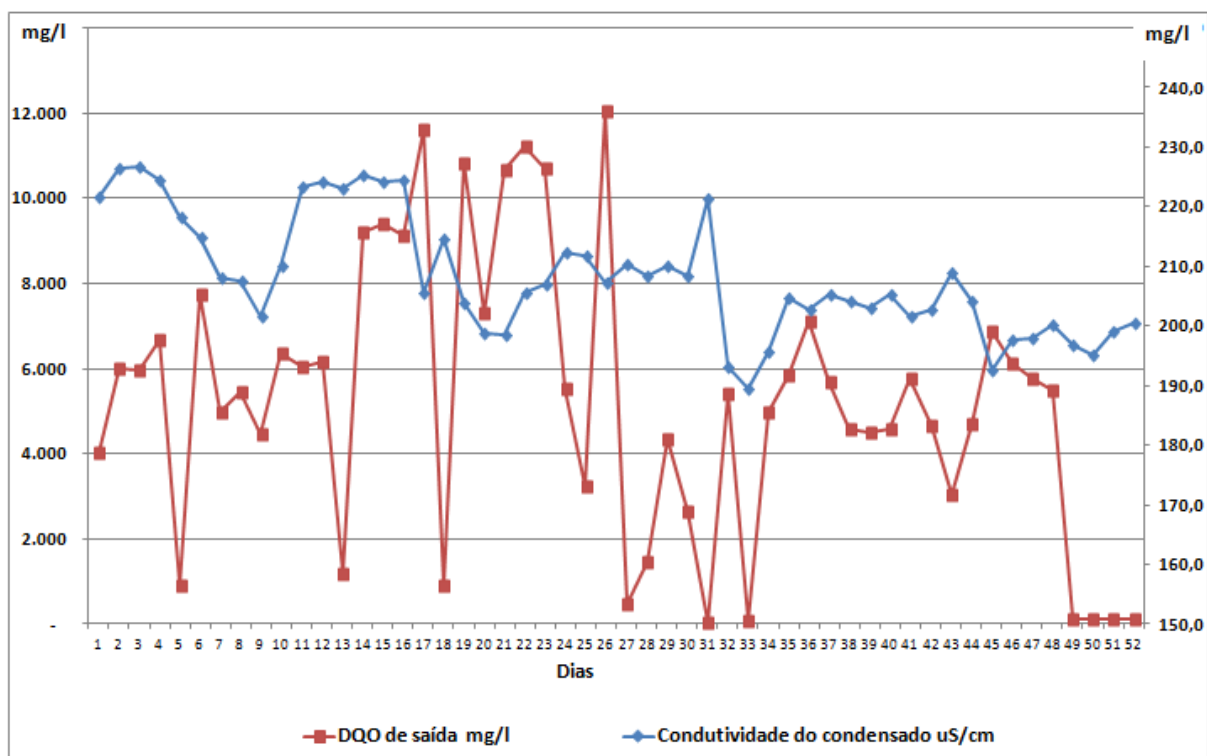


Figura 12. Condutividade x DQO de saída do condensado

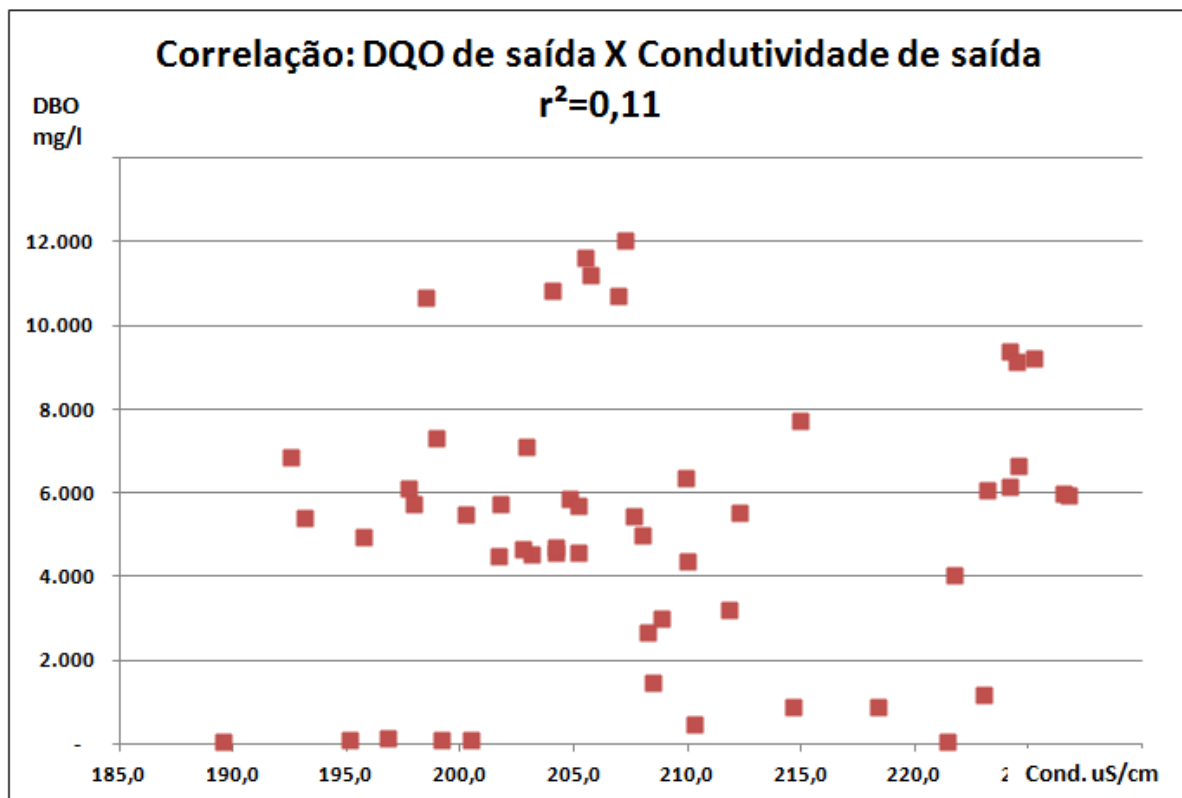


Figura 12 A- Correlação do DQO x Condutividade de saída do condensado $r^2=0,11$

A Figura 13 apresenta o gráfico com os valores de DQO de entrada e saída da coluna de extração de gases e a eficiência de remoção associada a pressão de saída da coluna.

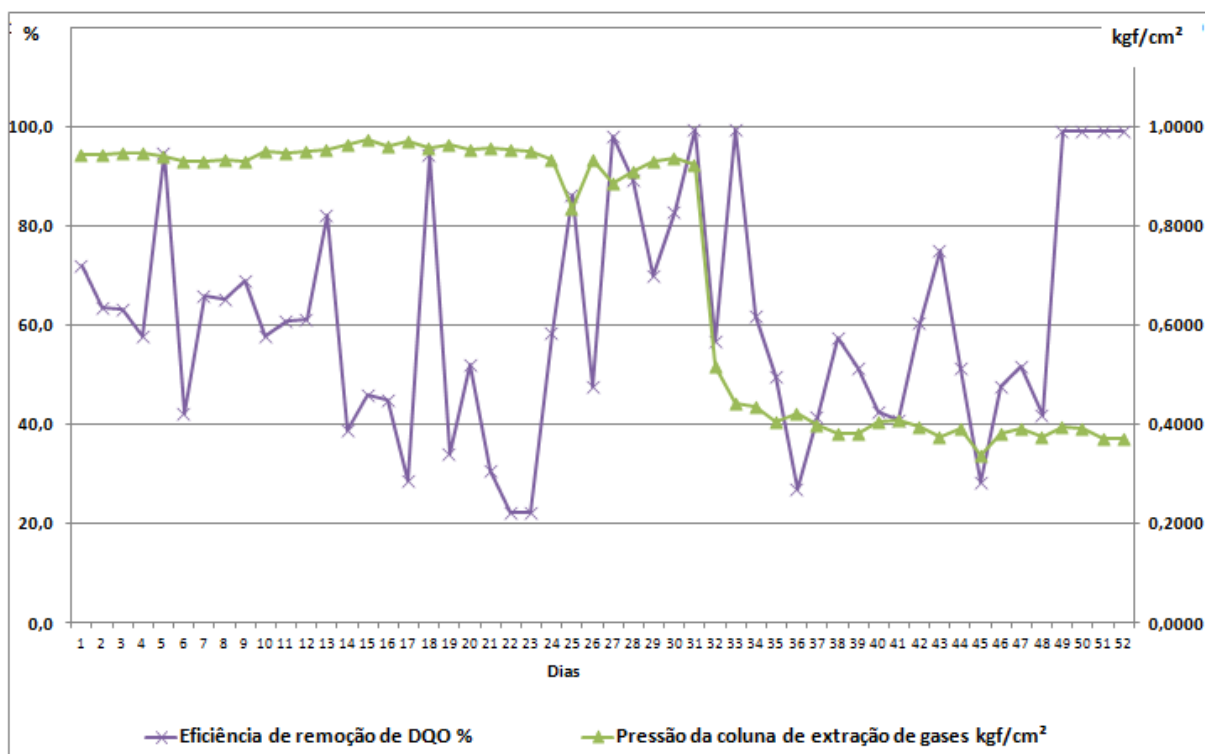


Figura 13. Eficiência de remoção de DQO em relação à pressão da coluna de extração de gases

Não foi observada relação entre a pressão no topo da coluna de extração de gases e a eficiência de remoção de DQO.

O sistema de extração de gases ofereceu o tratamento adequado ao condensado contaminado. A instalação operou dentro de sua capacidade de projeto, porém, devido à alta perda de carga não permitiu a introdução da quantidade necessária de vapor vivo.

A utilização de coluna com recheio para esta capacidade e aplicação não é adequada, sendo recomendada a troca para uma coluna de bandejas, que permitem para esta aplicação atingir a eficiência necessária com menor perda de carga, possibilitando a dosagem de vapor para extração de gases do condensado contaminado.

4.2.2 – Média dos dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1

Nesta etapa foram levantados os dados de operação disponíveis do processo, no período de 02/01/2012 até 26/04/2012.

A Tabela 4 são apresenta as médias, valor mínimo, valor máximo e desvio padrão dos dados de processo válidos do período selecionado para esta análise.

Tabela 4- Médias dos dados de processo da coluna de extração de gases, parcialmente integrada à Evaporação 1

Sistema de extração de gases da Evaporação 1									
Período de coleta de dados	Vapor entrada	Condensado contaminado	Relação vapor / condensado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Pressão da coluna	Concentração DQO entrada	Concentração DQO saída	Eficiência de remoção de DQO
02/01 a 26/04/2012	t/h	m ³ /h	%	uS/cm	%	Kgf/cm ²	mg/l	mg/l	%
Valor máximo	1,74	43,02	13,32	199,37	50,43	-0,01	52.289	17.820	99,89
Valor mínimo	0,18	7,51	2,40	85,10	19,45	-0,01	20.650	50	31,59
Desvio padrão	0,41	10,51	2,17	22,95	6,89	0,00	7.641	3.772	14,12
Médias	0,99	25,50	4,15	120,18	22,62	0,01	38.318,00	2.527,00	91,90

A vazão média de condensado contaminado alimentado à coluna de tratamento é de 25,5m³/h, acima da capacidade nominal de projeto da coluna que é de 23m³/h. Essa vazão de alimentação de condensado contaminado requer uma alimentação de vapor vivo de 6,22 t/h, conforme dados de projeto. A alimentação média de vapor é real e de 0,99 t/h, o que é uma indicação muito baixa, entretanto a eficiência de remoção de DQO esta adequada na maior parte do tempo, com uma media de 91,9%. Este resultado sugere um erro na indicação de vazão de vapor que deve ser verificada em uma parada de manutenção da planta.

A Figura 14 apresenta o gráfico com os valores de eficiência de remoção de DQO em relação à alimentação de condensado contaminado para a coluna e a relação entre vapor alimentado para a de extração de gases e condensado contaminado. Pode ser observado que a planta apresenta um padrão regular de eficiência de remoção de DQO. O aumento da quantidade de vapor alimentado ao sistema em relação ao fluxo alimentado de condensado contaminado não apresenta ganhos significativos, por conta da alta eficiência apresentada pela coluna de extração de gases.

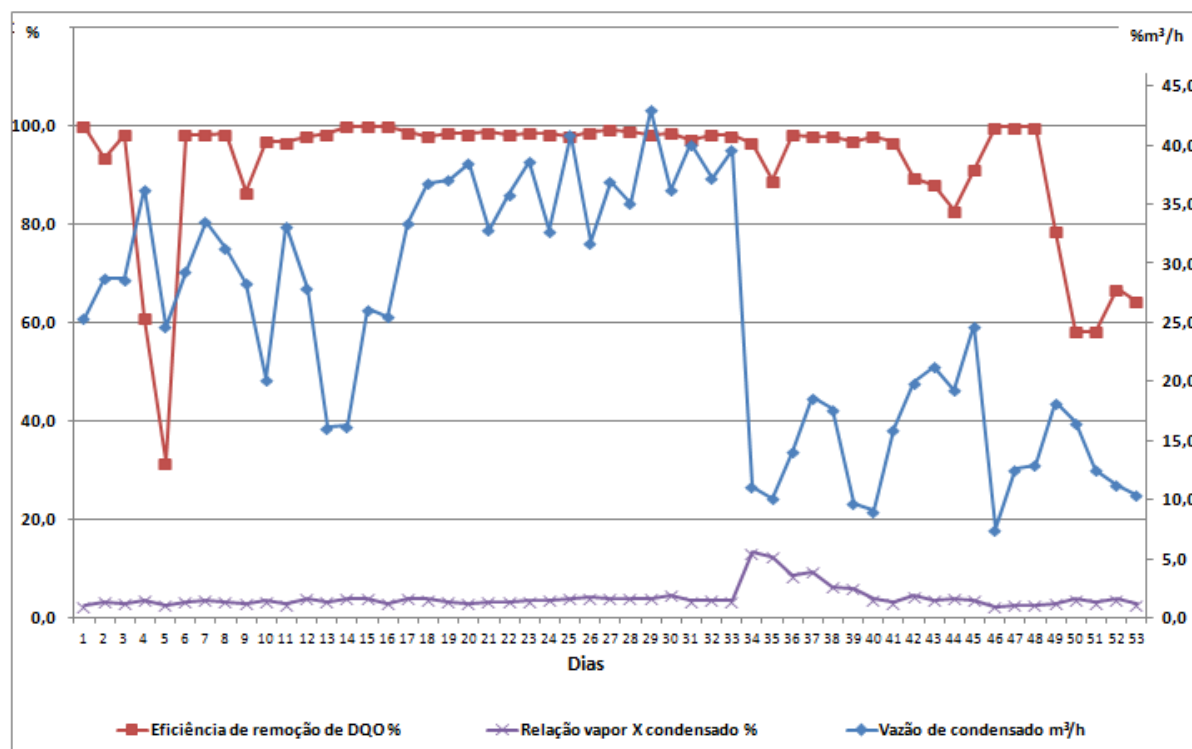


Figura 14. Eficiência de remoção de DQO e relação de vapor x condensado

Os resultados das análises de DQO, confrontados com os resultados de condutividade, não apresentaram correlação. A Figura 15 mostra o gráfico com a condutividade na saída da planta, medida através de instrumento com indicação contínua no painel de controle e os resultados das análises de DQO determinado em laboratório.

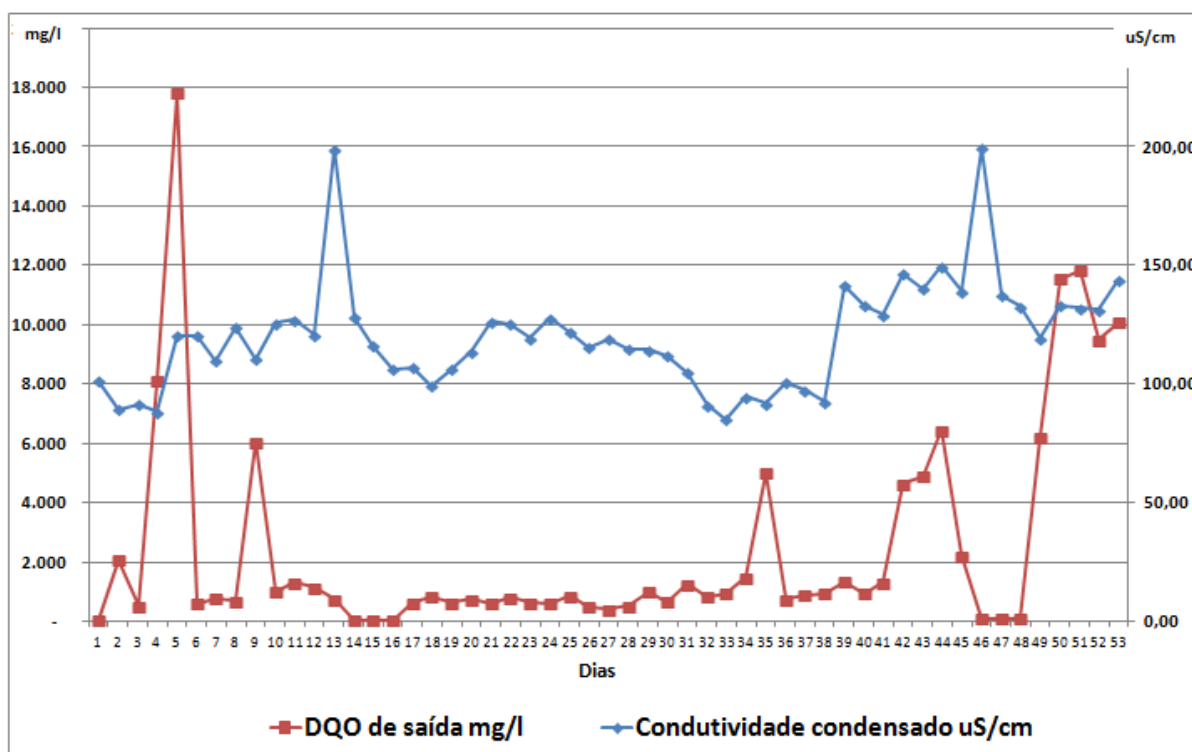


Figura 15. Condutividade de saída x DQO de saída do condensado

Como a coluna de extração de gases é integrada a evaporação, as variações de condutividade indicaram araste de licor para o condensado contaminado.

A Figura 15 A mostra a correlação da condutividade versus a DQO de saída do condensado com um valor de $r^2=0,10$ o que demonstra que a condutividade não é um parâmetro adequado para avaliar a eficiência de remoção de DQO.

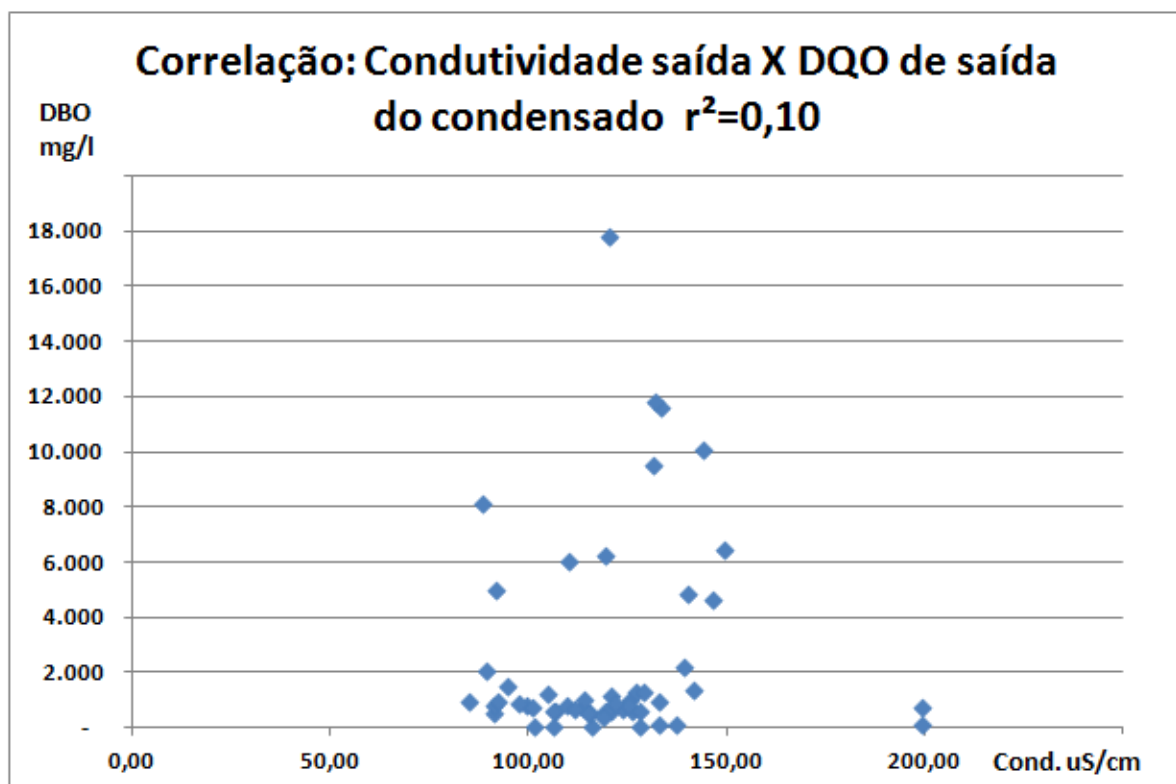


Figura 15 A- Correlação Condutividade de saída x DQO de saída do condensado $r^2=0,11$

O sistema de tratamento de condensado permitiu o tratamento adequando do condensado contaminado, porém com variações bruscas de alimentação de condensado que devem evitadas através da mudança de estratégia de controle do nível do tanque de condensado contaminado.

4.2.3 – Média dos dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 2

Nesta etapa foram levantados os dados de operação disponíveis do processo, no período de 03/01/2012 até 26/04/2012.

A Tabela 5 apresenta a média, valor máximo, valor mínimo e desvio padrão dos dados de processo válidos do período selecionado para análise.

A vazão média de condensado fornecido à coluna de tratamento foi de 20,7m³/h, com picos de 30m³/h, com vazão de projeto (21,03m³/h). Essa vazão de alimentação faz a coluna requerer de 3,3t/h de vapor conforme dados de projeto.

Conforme os dados de projeto, a relação entre a vazão de vapor para o tratamento de a alimentação do condensado é de 15,99%, para obter uma eficiência de remoção superior a 85% para DQO e superior a 99% para remoção de TRS.

A eficiência média de remoção de DQO no período foi de 80,4%, tendo apresentado vários valores com indicação acima de 95%, indicando que a planta apresentou capacidade para o tratamento, porém foi afetada em seu desempenho por instabilidades operacionais ligada ao controle de vácuo e injeção de vapor.

A vazão de vapor evaporado nos primeiros efeitos utilizada como vapor de extração de gases deve ser maximizada. Quanto mais vapor evaporado no primeiro efeito for consumido na coluna extração de gases, tanto maior tende a ser a capacidade da evaporação, aumentando também a economia da planta.

Tabela 5- Média dos dados de processo da coluna de extração de gases da Evaporação 2

Sistema de extração de gases da Evaporação 2									
Período de coleta de dados	Vapor entrada	Condensado contaminado	Relação vapor / condensado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Pressão da coluna	Concentração DQO entrada	Concentração DQO saída	Eficiência de remoção de DQO
03/01 a 26/04/2012	t/h	m ³ /h	%	uS/cm	%	Kgf/cm ²	mg/l	mg/l	%
Valor máximo	-	30,00	-	308,04	58,92	-	30.418	12.243	99,58
Valor mínimo	-	10,66	-	61,40	44,98	-	3.228	88	2,45
Desvio padrão	-	5,85	-	60,34	2,62	-	7.196	3.266	22,60
Médias	-	20,72	-	139,89	49,19	-	18.586	2.993	80,40

A Figura 16 apresenta o gráfico da relação entre a vazão de alimentação de condensado a ser tratado com a eficiência de remoção de DQO. Pode ser observado um período longo de estabilidade da coluna, com eficiência de remoção de DQO acima de 95%, seguida de um período de instabilidade, onde a eficiência de remoção de DQO cai para valores abaixo de 60%. A variação da vazão de alimentação não apresentou correlação com a variação da eficiência de remoção de DQO, indicando que a planta estava operando dentro dos seus limites. A queda de eficiência pode estar relacionada com o arraste licor da evaporação.

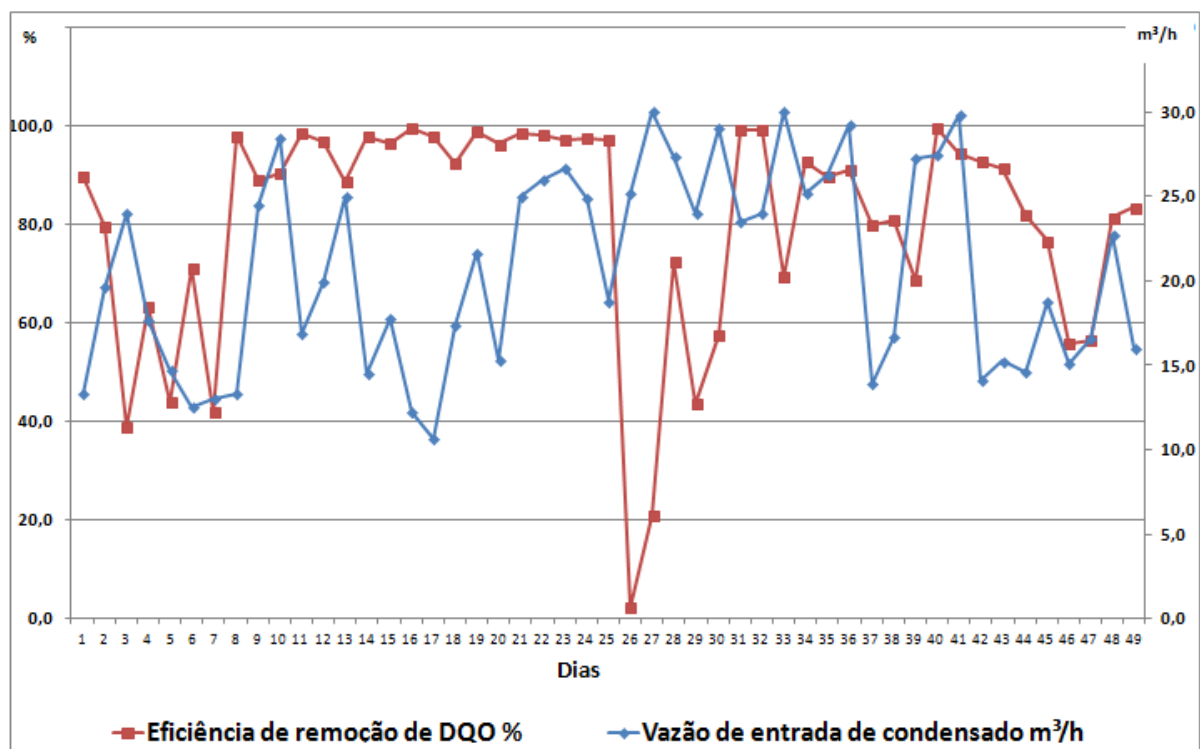


Figura 16. Eficiência de remoção de DQO x Vazão de entrada de condensado

Os resultados das análises de DQO, confrontados com os resultados de condutividade, não apresentaram correlação, indicando que a condutividade não é um parâmetro operacional confiável para indicar a eficiência de remoção de DQO.

A Figura 17 mostra o gráfico da condutividade na saída da planta, através de instrumento com indicação contínua no painel de controle e os resultados das análises de DQO determinado em laboratório.

Como a coluna de extração de gases estava integrada a evaporação, a indicação de condutividade pode identificar araste de licor para o condensado contaminado ou através do vapor do primeiro efeito.

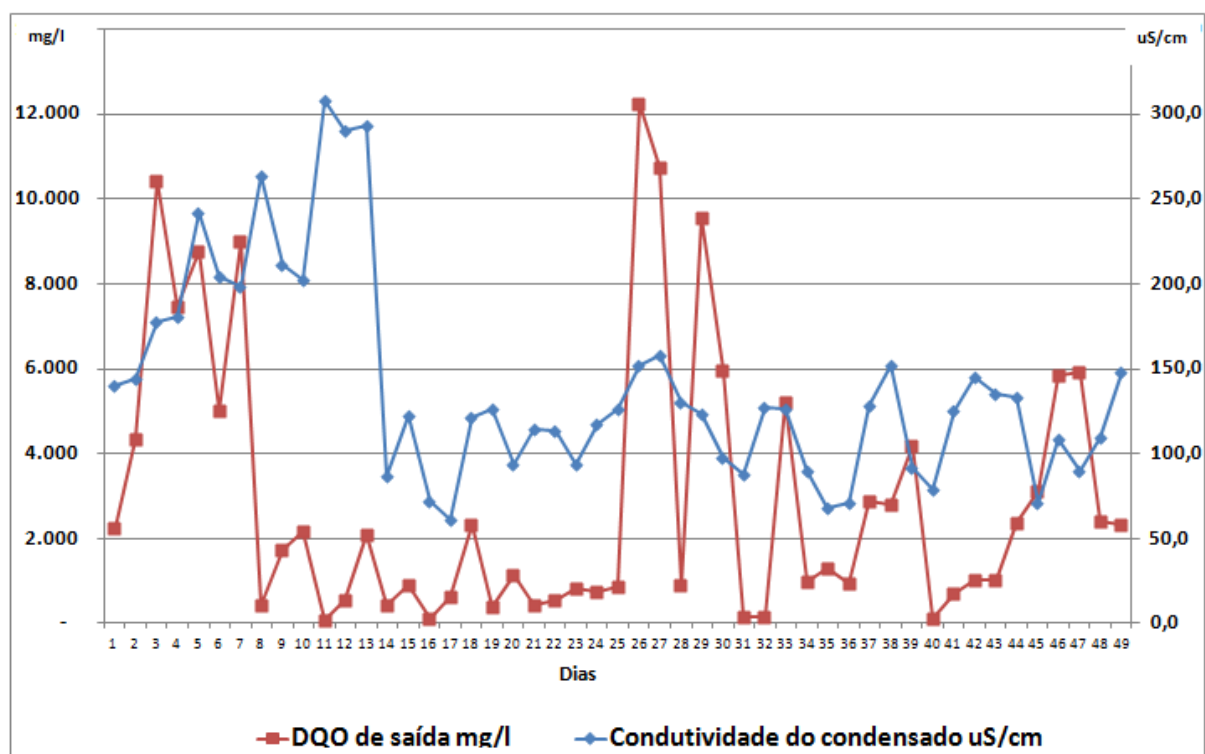


Figura 17. Concentração de DQO na saída da coluna x Condutividade do condensado tratado

A coluna encontrava-se operando dentro das condições de projeto, com uma vazão média de alimentação de condensado contaminado de 20,7m³/h e picos de 30m³/h, quando a vazão nominal de projeto foi de 21,3m³/h.

A planta operou com instabilidade no controle de pressão e vazão de vapor de extração de gases integrado do primeiro efeito da evaporação, porém com variação na condutividade, que deverá ser investigado e solucionado. A cauda mais provável é a contaminação do condensado da evaporação com arraste de licor.

O sistema de tratamento apresentou o tratamento adequando ao condensado contaminado. A instabilidade do sistema teve como o principal motivo variação do controle de pressão e o baixo fluxo de injeção de vapor na coluna.

O controle do nível do tanque de condensado contaminado deve ser modificado para estabilizar a alimentação de condensado e vapor para a coluna.

A Figura 17 A apresenta a correlação entre a condutividade saída de condensado versus a concentração de DBO na saída de condensado, com um valor de $r^2=0,16$, o que demonstra que a condutividade não é um parâmetro adequado para avaliar a eficiência de remoção de DQO.

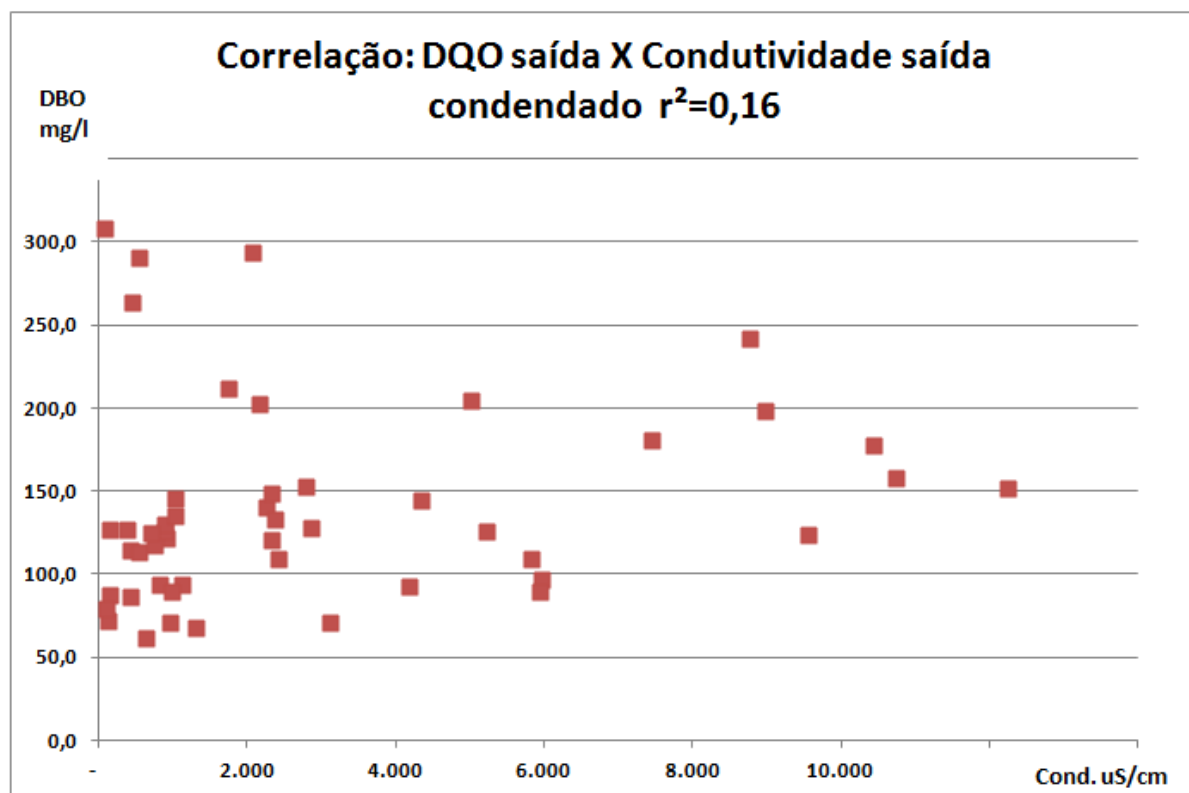


Figura 17 A- Correlação Condutividade de saída x DQO de saída do condensado $r^2=0,11$

5 – Conclusões

A avaliação da geração de condensado contaminado e dos sistemas de tratamento de condensado, com o objetivo de reuso de todo o condensado tratado na planta de polpa demonstrou que:

- O sistema de tratamento de condensado da Caustificação não permite a alimentação de vapor vivo na vazão necessária para obtenção da eficiência de extração e qualidade de condensado requerida. Deverá ser inspecionada internamente e caso não sejam encontradas anomalias, deverá ser substituída por uma coluna com projeto adequado.
- Os sistemas de tratamento de condensado das Evaporações operam dentro das condições de projeto e apresentam estabilidade e qualidade de condensado para o seu aproveitamento contínuo no processo.
- Deverão ser inseridas melhorias no controle de fluxo de alimentação de condensado contaminado das três colunas de extração de gases.
- Deverá ser investigado e solucionada a causa da contaminação do condensado com araste de licor da Evaporação 2.
- A utilização do excedente do condensado tratado no processo da Caustificação é uma alternativa viável para utilização de todo o condensado tratado gerado na planta.
- A segregação de condensado secundário das evaporações para utilização na Planta de Caustificação, aliado ao monitoramento de DQO e condutividade, para impedir eventual contaminação de araste de licor preto com sistema de desvio automático é a alternativa mais indicada para evitar impactos no processo da Caustificação e na geração de odor nas emissões dos fornos de cal.
- Deverá ser instalada uma coluna retificadora de metanol.

6- Referências Bibliográficas

1. BRACELPA (2014). Associação Brasileira de Celulose e Papel. Relatório Anual 2013-2014. Bracelpa: São Paulo, 2014.
2. Dore, A. M. B, Chagas, F. B., et al, Panorama Setorial: Setor Florestal, Celulose e Papel, BNDES 2010.
3. Johnson, L. Poul., Lin, Ben, "Foul condensate stripping", TAPPI, 2013.
4. Domancich, Nicolás V., "Recuperação química, Evaporação de licor negro", apostila, 1989.
5. Zuncich, J.L., Venkataraman, B., "Design considerations for stem stripping of Kraft mill foul condensates", TAPPI Environmental conference, 1993.
6. Pekkanen, M. & Kiiskilä, E., "Options to close the water cycle of pulp and paper mills by using evaporation and condensate reuse", proceedings from 1996 Minimum Effluent Mills Symposium, Atlanta, USA, pp. 22-24.
7. Annola, T-L., Hynninen, P. & Henricson, K., "Effect of condensate use on bleaching.", Paper and Timber, 77(3), pp. 111-115 (1995).
8. Blackwell, B. R., MacKay, W., Murray, F. & Oldham, W., "Review of Kraft foul condensates: Sources, quantities, chemical composition and environmental effects.", TAPPI, 62(10), pp. 33-37 (1979).
9. Sebbas, E., "Reuse of Kraft mill secondary condensates.", proceedings from 1987 TAPPI Engineering Conference, New Orleans, USA, pp. 385-390.
10. Jensen, A., "Methanol Purification System", PEERS conference, 2012.
11. Viirimaa, M., Sillanpää, M., Dahl, K. A., "Use of secondary condensates from black liquor evaporation as process water in Do Bleaching", TAPPI Int'l. Pulp Bleaching Conf. 2002.
12. Zhu, J.Y., "Methanol Formation During Alkaline Wood Pulping", TAPPI J., 83(7), July 2000.
13. Foelkel, Celso, "O processo de impregnação dos cavacos de madeira de eucalipto pelo Licor Kraft de cozimento", 2009.
14. Ragauskas, Art J., "Kraft Pulping and Recovery Basic Process", 2003.
15. Honkanen, Risto, Ohman, Jan E., "Method of Treating Condensates", 2003.
16. Niemelä, Klaus, "Sulfur and Nitrogen Compounds in Rectified Methanol from Foul Condensate Stripping", Tappi Journal, 2004.

7- ANEXOS

ANEXO 1 - Dados operacionais da coluna de extração de gases da Caustificação

Data	Coluna de extração de gás da Caustificação								
	Vapor entrada	Condensado contaminado	Relação vapor / condensado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Pressão da coluna	Concentração DBO entrada	Concentração DBO saída	Eficiência de remoção de DBO
	t/h	m³/h	%	uS/cm	%	Kgf/cm²	mg/l	mg/l	%
02/01/2012	1,82	31,19	5,82	221,77	44,95	0,94	14.380,00	4.030,00	71,97
03/01/2012	1,80	30,67	5,88	226,59	44,94	0,94	16.500,00	5.990,00	63,70
04/01/2012	1,96	34,63	5,65	226,81	45,07	0,95	16.220,00	5.960,00	63,26
05/01/2012	1,94	32,97	5,87	224,58	44,33	0,95	15.800,00	6.660,00	57,85
08/01/2012	2,27	33,51	6,79	218,38	45,02	0,94	17.020,00	910,00	94,65
09/01/2012	2,23	31,58	7,06	214,99	44,96	0,93	13.380,00	7.740,00	42,15
10/01/2012	2,27	31,42	7,23	207,99	44,99	0,93	14.700,00	4.980,00	66,12
11/01/2012	2,24	31,03	7,21	207,61	44,94	0,93	15.800,00	5.460,00	65,44
12/01/2012	2,39	30,34	7,87	201,66	45,01	0,93	14.460,00	4.480,00	69,02
15/01/2012	1,75	27,33	6,41	209,96	45,02	0,95	15.080,00	6.350,00	57,89
16/01/2012	2,00	34,84	5,74	223,21	44,97	0,95	15.500,00	6.060,00	60,90
17/01/2012	1,96	35,72	5,48	224,18	45,09	0,95	15.940,00	6.150,00	61,42
18/01/2012	1,90	34,50	5,50	223,07	44,92	0,95	6.670,00	1.176,00	82,37
22/01/2012	1,76	33,30	5,29	225,24	44,98	0,97	15.040,00	9.200,00	38,83
23/01/2012	1,42	30,24	4,71	224,22	45,02	0,98	17.360,00	9.380,00	45,97
24/01/2012	1,94	36,42	5,32	224,51	44,99	0,96	16.660,00	9.140,00	45,14
01/02/2012	1,87	30,00	6,25	205,46	44,90	0,97	16.320,00	11.620,00	28,80
02/02/2012	2,13	37,69	5,65	214,69	45,10	0,96	15.800,00	900,00	94,30
05/02/2012	2,18	36,39	6,00	204,01	45,00	0,96	16.400,00	10.820,00	34,02
06/02/2012	2,38	36,35	6,54	198,91	44,95	0,96	15.300,00	7.310,00	52,22
07/02/2012	2,31	35,89	6,44	198,45	45,04	0,96	15.440,00	10.680,00	30,83
08/02/2012	2,24	38,28	5,86	205,69	45,02	0,96	14.420,00	11.200,00	22,33
09/02/2012	2,31	39,36	5,86	206,97	44,99	0,95	13.800,00	10.700,00	22,46
12/02/2012	2,33	38,59	6,04	212,28	45,00	0,94	13.340,00	5.530,00	58,55
13/02/2012	2,16	35,47	6,08	211,85	43,44	0,83	23.850,00	3.230,00	86,46
15/02/2012	2,00	36,20	5,53	207,27	41,98	0,93	22.981,00	12.033,00	47,64
16/02/2012	2,08	38,42	5,40	210,31	42,03	0,89	24.401,00	464,00	98,10
22/02/2012	2,21	36,80	6,02	208,46	42,06	0,91	13.686,00	1.462,00	89,32
23/02/2012	2,29	37,51	6,11	209,99	41,99	0,93	14.461,00	4.351,00	69,91
29/02/2012	2,23	33,57	6,64	208,26	42,03	0,94	15.443,00	2.660,00	82,78
05/03/2012	2,15	36,51	5,88	221,44	41,82	0,92	12.705,00	50,00	99,61
20/03/2012	6,50	38,99	16,67	193,13	45,15	0,52	12.550,00	5.423,00	56,79
25/03/2012	6,32	38,90	16,25	189,56	45,02	0,44	12.498,00	77,00	99,38
26/03/2012	6,25	38,24	16,35	195,71	45,01	0,44	13.067,00	4.958,00	62,06
27/03/2012	6,06	36,19	16,74	204,80	45,89	0,41	11.672,00	5.862,00	49,78
29/03/2012	6,32	35,45	17,82	202,88	45,09	0,42	9.760,00	7.102,00	27,23
02/04/2012	5,99	36,11	16,59	205,20	44,94	0,40	9.709,00	5.681,00	41,49
03/04/2012	5,43	35,87	15,13	204,19	45,04	0,38	10.794,00	4.596,00	57,42
04/04/2012	5,55	36,95	15,01	203,10	45,00	0,38	9.286,00	4.519,00	51,34
08/04/2012	5,89	36,15	16,28	205,21	44,93	0,41	8.031,00	4.596,00	42,77
09/04/2012	6,15	34,45	17,85	201,74	44,95	0,41	9.760,00	5.758,00	41,00
10/04/2012	5,93	35,03	16,94	202,72	45,39	0,39	11.827,00	4.648,00	60,70
11/04/2012	5,10	37,78	13,49	208,89	45,22	0,37	12.188,00	3.021,00	75,21
12/04/2012	5,75	36,27	15,85	204,19	44,93	0,39	9.657,00	4.699,00	51,34
17/04/2012	5,48	29,89	18,33	192,50	46,63	0,34	9.606,00	6.869,00	28,49
18/04/2012	5,88	32,99	17,83	197,71	44,90	0,38	11.672,00	6.120,00	47,57
19/04/2012	6,02	34,31	17,53	197,95	45,00	0,39	11.982,00	5.758,00	51,94
22/04/2012	5,80	33,25	17,44	200,23	45,96	0,38	9.502,00	5.500,00	42,12
23/04/2012	5,96	33,68	17,69	196,81	44,81	0,40	13.635,00	132,00	99,03
24/04/2012	6,04	32,72	18,46	195,15	44,96	0,39	12.912,00	119,00	99,08
25/04/2012	5,65	33,35	16,94	199,19	45,31	0,37	12.292,00	101,00	99,18
26/04/2012	5,28	32,03	16,48	200,43	44,94	0,37	12.395,00	111,00	99,10
Médias	3,61	34,72	10,38	208,27	44,69	0,72	13.916,38	5.237,04	61,29

ANEXO 2 - Dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 1

Data	Coluna de extração de gás parcialmente integrada à Evaporação I								Relação vapor / condensado
	Vapor entrada	Condensado contaminado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Pressão da coluna	Concentração DBO entrada	Concentração DBO saída	Eficiência de remoção de DBO	
	ton/h	m³/h	uS/cm	%	Kgf/cm²	mg/l	mg/l	%	
02/01/2012	0,63	25,4	101,49	30,5	-0,014	30.800	54	99,8	2,5
04/01/2012	0,94	28,7	89,60	50,0	-0,014	31.550	2.060	93,5	3,3
05/01/2012	0,88	28,7	91,53	50,4	-0,014	26.450	530	98,0	3,1
10/01/2012	1,35	36,3	88,23	40,0	-0,014	20.650	8.100	60,8	3,7
23/01/2012	0,67	24,6	120,48	40,4	-0,014	26.050	17.820	31,6	2,7
24/01/2012	0,99	29,3	120,65	19,4	-0,014	33.600	613	98,2	3,4
25/01/2012	1,21	33,5	109,89	20,0	-0,014	44.450	792	98,2	3,6
26/01/2012	1,05	31,3	123,82	21,2	-0,014	41.600	698	98,3	3,3
31/01/2012	0,82	28,3	110,39	20,0	-0,014	44.650	6.050	86,5	2,9
01/02/2012	0,70	20,2	125,74	20,0	-0,014	31.350	1.006	96,8	3,5
02/02/2012	0,93	33,2	127,07	20,0	-0,014	37.850	1.308	96,5	2,8
05/02/2012	1,10	27,9	120,80	20,0	-0,014	50.950	1.140	97,8	3,9
06/02/2012	0,54	16,1	199,07	20,1	-0,014	43.750	740	98,3	3,3
07/02/2012	0,66	16,3	127,99	27,6	-0,014	44.800	50	99,9	4,0
08/02/2012	1,04	26,1	116,02	20,1	-0,014	41.900	50	99,9	4,0
09/02/2012	0,76	25,5	106,31	20,0	-0,014	41.850	50	99,9	3,0
12/02/2012	1,34	33,5	106,95	20,0	-0,014	44.900	630	98,6	4,0
13/02/2012	1,43	36,7	99,42	20,5	-0,014	38.350	838	97,8	3,9
15/02/2012	1,23	37,1	106,13	20,0	-0,014	41.577	630	98,5	3,3
16/02/2012	1,15	38,5	113,65	20,0	-0,014	44.677	754	98,3	3,0
22/02/2012	1,08	32,8	126,36	20,0	-0,014	44.806	620	98,6	3,3
23/02/2012	1,23	35,9	125,36	20,1	-0,014	44.418	798	98,2	3,4
28/02/2012	1,36	38,6	119,34	20,0	-0,014	43.127	625	98,6	3,5
29/02/2012	1,24	32,8	127,94	20,0	-0,014	35.766	599	98,3	3,8
01/03/2012	1,63	40,8	122,02	20,0	-0,014	37.574	870	97,7	4,0
05/03/2012	1,32	31,8	115,30	20,0	-0,014	38.220	511	98,7	4,2
06/03/2012	1,48	36,9	119,08	20,0	-0,014	47.518	421	99,1	4,0
07/03/2012	1,40	35,1	114,83	20,0	-0,014	48.028	532	98,9	4,0
08/03/2012	1,72	43,0	114,31	20,0	-0,014	52.289	1.017	98,1	4,0
11/03/2012	1,71	36,2	111,77	20,0	-0,014	43.127	661	98,5	4,7
13/03/2012	1,38	40,1	104,74	20,0	-0,014	44.806	1.260	97,2	3,4
14/03/2012	1,37	37,2	91,31	20,0	-0,014	43.773	837	98,1	3,7
15/03/2012	1,37	39,6	85,10	20,0	-0,014	44.677	935	97,9	3,5
20/03/2012	1,48	11,1	94,82	20,0	-0,014	42.610	1.487	96,5	13,3
26/03/2012	1,27	10,1	91,79	22,8	-0,008	44.548	5.009	88,8	12,5
27/03/2012	1,21	14,1	100,81	20,0	-0,014	40.544	739	98,2	8,6
28/03/2012	1,74	18,7	97,61	20,0	-0,014	40.028	888	97,8	9,3
29/03/2012	1,13	17,7	92,48	20,0	-0,014	40.286	940	97,7	6,4
02/04/2012	0,58	9,7	141,64	22,6	-0,014	40.544	1.358	96,7	6,0
03/04/2012	0,35	9,1	133,14	20,7	-0,014	43.385	950	97,8	3,8
04/04/2012	0,51	16,0	129,16	21,4	-0,014	38.865	1.312	96,6	3,2
09/04/2012	0,91	19,9	146,39	23,9	-0,014	43.902	4.648	89,4	4,5
10/04/2012	0,79	21,3	140,34	20,0	-0,014	40.802	4.880	88,0	3,7
11/04/2012	0,77	19,3	149,60	20,0	-0,014	37.316	6.456	82,7	4,0
12/04/2012	0,88	24,7	139,14	20,0	-0,014	24.660	2.208	91,0	3,5
17/04/2012	0,18	7,5	199,37	20,4	-0,014	29.696	95	99,7	2,4
18/04/2012	0,33	12,6	137,42	21,1	-0,014	25.047	88	99,6	2,6
19/04/2012	0,34	12,9	132,84	21,2	-0,014	27.242	95	99,7	2,6
22/04/2012	0,55	18,2	119,41	20,1	-0,014	28.792	6.223	78,4	3,0
23/04/2012	0,63	16,5	133,30	20,4	-0,014	27.630	11.568	58,1	3,8
24/04/2012	0,40	12,6	132,16	20,8	-0,014	28.276	11.827	58,2	3,2
25/04/2012	0,43	11,2	131,51	21,1	-0,014	28.663	9.502	66,8	3,8
26/04/2012	0,29	10,5	144,14	21,8	-0,014	28.146	10.070	64,2	2,8
Médias	0,99	25,50	120,18	22,62	- 0,01	38.318	2.527	91,90	4,15

ANEXO 3- Dados operacionais da coluna de extração de gases parcialmente integrada à Evaporação 2

Data	Coluna de extração de gás parcialmente integrada à Evaporação 2							Eficiência de remoção de DBO
	Pressão vapor vivo	Pressão vapor do primeiro efeito	Condensado contaminado	Condutividade condensado tratado	Nível da coluna	Concentração DBO entrada	Concentração DBO saída	
	Kg/cm²	Kg/cm²	m³/h	uS/cm	%	mg/l	mg/l	
03/01/2012	0,09	0,00	13,3	140,0	50,0	21.600	2.250	89,6
05/01/2012	0,11	0,00	19,6	144,1	50,0	21.100	4.350	79,4
08/01/2012	0,09	0,43	24,0	178,0	50,0	17.100	10.440	38,9
09/01/2012	0,08	0,27	17,6	180,5	50,0	20.300	7.460	63,3
10/01/2012	0,07	0,11	14,7	242,1	50,0	15.680	8.760	44,1
11/01/2012	0,08	0,03	12,5	204,5	50,0	17.300	5.020	71,0
12/01/2012	0,07	0,00	13,0	198,2	50,0	15.460	8.990	41,8
15/01/2012	0,13	0,58	13,3	263,6	50,0	22.300	448	98,0
16/01/2012	0,12	1,68	24,4	211,7	50,0	16.100	1.756	89,1
17/01/2012	0,14	0,14	28,5	202,6	50,0	22.600	2.165	90,4
22/01/2012	0,13	0,00	16,9	308,0	50,0	5.960	88	98,5
23/01/2012	0,14	0,00	20,0	290,3	50,0	16.220	544	96,6
24/01/2012	0,14	0,11	25,0	293,6	58,9	18.620	2.085	88,8
01/02/2012	0,17	1,41	14,5	87,0	45,0	20.850	439	97,9
02/02/2012	0,19	2,11	17,8	122,1	45,0	24.850	908	96,3
05/02/2012	0,16	0,00	12,3	71,7	45,0	30.400	127	99,6
06/02/2012	0,17	0,00	10,7	61,4	45,0	30.401	637	97,9
08/02/2012	0,17	0,64	17,4	121,1	45,0	30.403	2.340	92,3
12/02/2012	0,18	0,51	21,7	126,8	45,0	30.407	391	98,7
13/02/2012	0,62	0,77	15,3	93,9	45,0	30.408	1.128	96,3
14/02/2012	1,46	0,54	24,9	114,5	45,0	30.409	422	98,6
15/02/2012	2,06	0,00	25,9	113,4	45,0	30.410	537	98,2
16/02/2012	2,05	0,03	26,7	94,0	45,0	30.411	826	97,3
22/02/2012	0,11	4,04	24,9	117,4	50,1	30.417	764	97,5
23/02/2012	0,17	2,86	18,8	126,3	50,0	30.418	883	97,1
29/02/2012	0,29	0,00	25,2	151,6	50,0	12.550	12.243	2,4
01/03/2012	0,44	0,00	30,0	157,7	50,0	13.583	10.742	20,9
04/03/2012	0,30	0,00	27,3	130,1	46,7	3.228	894	72,3
05/03/2012	0,32	0,00	24,0	123,7	50,0	16.941	9.554	43,6
20/03/2012	0,28	2,02	29,0	97,3	54,7	14.048	5.965	57,5
25/03/2012	0,26	1,39	23,5	87,7	50,0	14.875	145	99,0
26/03/2012	0,28	0,14	24,0	127,1	50,0	17.096	145	99,2
28/03/2012	0,29	0,00	30,0	126,3	50,0	17.096	5.216	69,5
02/04/2012	0,28	0,02	25,2	89,8	50,0	13.686	986	92,8
03/04/2012	0,29	0,00	26,2	67,8	50,0	12.860	1.307	89,8
04/04/2012	0,27	0,00	29,2	71,1	50,0	10.897	966	91,1
08/04/2012	0,29	2,04	13,9	128,0	50,0	14.255	2.866	79,9
09/04/2012	0,29	1,04	16,6	152,5	50,0	14.711	2.802	81,0
10/04/2012	0,29	0,00	27,3	92,3	50,0	13.273	4.171	68,6
11/04/2012	0,28	0,00	27,5	78,9	50,0	22.852	111	99,5
12/04/2012	0,29	0,00	29,8	125,2	50,0	12.498	697	94,4
17/04/2012	0,30	1,09	14,1	145,1	50,0	13.841	1.023	92,6
18/04/2012	0,32	2,39	15,2	134,9	50,0	11.827	1.028	91,3
19/04/2012	0,29	0,65	14,6	133,2	50,0	13.222	2.376	82,0
22/04/2012	0,32	0,00	18,8	70,9	50,0	13.377	3.125	76,6
23/04/2012	0,31	0,00	15,1	108,8	50,0	13.170	5.836	55,7
24/04/2012	0,33	0,00	16,6	89,3	50,0	13.635	5.937	56,5
25/04/2012	0,31	0,33	22,7	109,7	50,0	12.963	2.414	81,4
26/04/2012	0,32	0,14	16,0	148,3	50,0	14.100	2.337	83,4
Médias	0,33	0,56	20,72	139,89	49,19	18.586	2.993	80,4