

Schlussbericht 9. April 2015

Extraktionsbetrieb

Pinch-Analyse Prozessanlagen

Auftraggeber

Extraktionsbetrieb

Auftragnehmer

Weisskopf Partner GmbH

Albisriederstrasse 184b

8047 Zürich

Autoren

Patrick Felder

Urs Flückiger

Thomas Weisskopf

Begleitperson

Erich Bötsch, Bundesamt für Energie BFE

Die vorliegende Studie wurde vom BFE im Rahmen von EnergieSchweiz finanziell unterstützt. Für den Inhalt sind alleine die Autoren verantwortlich.

EnergieSchweiz

Bundesamt für Energie BFE; Mühlestrasse 4, CH-3063 Ittigen; Postadresse: 3003 Bern
Tel. 058 462 56 11, Fax 058 463 25 00; contact@bfe.admin.ch; www.energie-schweiz.ch

Inhaltsverzeichnis

Zusammenfassung	4
1. Ausgangslage	6
1.1 Allgemein.....	6
1.2 Energiesituation.....	6
2. Thermische Prozesse	9
2.1 UHT-Sterilisation.....	9
2.2 Perkolatoren	10
2.3 Mazeration (MZA I)	11
2.4 Mazeration (MZA III)	12
3. Pinch-Analyse	13
3.1 Vorgehen Pinch-Analyse.....	13
3.2 Pinch-Analyse	14
3.3 UHT-Sterilisation (UHT I).....	15
3.4 Perkolator	16
3.5 Mazeration (MZA I)	19
3.6 Mazeration (MZA II)	23
3.7 Mazeration (MZA III)	23
3.8 Wärmepumpe in Gesamtanlage.....	24
3.9 Übersicht Massnahmen aus Pinch-Analyse	29
4. Empfehlung	30

Zusammenfassung

Der Extraktionsbetrieb wurde mit einer Pinch-Analyse auf Potenzial zur Wärmerückgewinnung (WRG) bei den thermischen Prozessanlagen geprüft.

Es hat sich gezeigt, dass für direkte WRG zwischen Energieströmen beträchtliches Potenzial vorhanden ist. Würden alle WRG-Massnahmen umgesetzt, könnten ca. 3'300 MWh/Jahr oder 30% der heutigen Prozessenergie eingespart werden.

Die Perkulator-Anlagen (OTT I-III) und die UHT-Sterilisation zeigen wirtschaftliches, direktes WRG-Potenzial (intern) zwischen den Prozessen, d.h. 880 MWh/Jahr oder 8% der Prozessenergie.

Mit einer Wärmepumpe könnte die Kondensatabwärme der Eindampfanlagen (d.h. der Brüden) gezielt genutzt werden. Sie kann über den Pinch transformiert und zur Beheizung des Feeds der Eindampfanlagen verwendet werden. Es könnten damit ca. 2'400 MWh/Jahr oder 23% der Prozessenergie eingespart werden.

Die Wärmepumpe könnte gezielt zur Entlastung des Rückkühlwerks betrieben werden. Dieses läuft heute bei voller Kapazität. Als Folge davon werden die Rückkühlbecken durchmischt. Die Temperatur des Warmbeckens wird reduziert und die Temperatur des Kaltbeckens erhöht. Mit einer Wärmepumpe könnte diese (unerwünschte) Durchmischung des Kalt- und Warmbeckens gezielt reduziert werden.

Die Temperatur des Kaltbeckens könnte dadurch den vom Extraktionsbetrieb angestrebten 16 °C angenähert werden. Im gleichen Zug würde sich das Warmbecken an 45 °C annähern.

Eine Wärmequelle mit 45 °C wäre eine ideale Grundlage für eine effiziente Hochtemperatur-Wärmepumpe mit einem COP > 4.

Ausserdem könnten mit 16 °C Kaltwassertemperatur die Eindampfanlagen effizienter betrieben werden. Der Betriebsdruck (im Vakuum) liesse sich reduzieren. Als Folge würde der Energiebedarf gesenkt und der Durchsatz erhöht.

Die Grundlagen aus der Pinch-Analyse reichen nicht für die abschliessende Betrachtung einer Wärmepumpe. Sie muss in einer Vorstudie auf die definitive Machbarkeit geprüft werden. Eine Hochtemperatur-Wärmepumpe zur direkten Prozessbeheizung hätte in der Schweiz möglicherweise Pilot-Charakter. Allfällige Fördergelder wären zu prüfen.

Mit der Pinch-Analyse konnten die Fahrpläne der Batch-Prozesse, d.h. der Mehrzweck-Anlagen, übergeprüft werden. Es hat sich gezeigt, dass die Fahrpläne mittels externer Beheizung der Behälter (heute Mantelheizungen) optimiert werden könnten.

Anstatt vier, könnten fünf Batches pro Tag gefahren werden. Der Durchsatz der Mazeration-Anlagen (MZA I-III) könnte um 25% erhöht werden.

Mit sieben (direkten) WRG-Massnahmen (d.h. ohne Wärmepumpe) könnten Energiekosten von ca. 53'000 CHF/Jahr eingespart werden. Die Investition wäre bei ca. CHF 130'000.-. Die statischen Paybacks der Massnahmen liegen zwischen zwei und drei Jahren.

Mit einer Wärmepumpe könnten weiter ca. CHF 85'000.-/a Energiekosten eingespart werden. Die Investitionskosten sind hoch und liegen bei ca. 1.8 Mio. CHF. Die Wärmegestellungskosten kämen bei 10-12 Rp./kWh zu liegen. Die Massnahme hätte jedoch ent-

scheidenden Einfluss auf die Effizienz des gesamten Energiesystems. Letztendlich könnte auch der Produktedurchsatz der Eindampfanlagen verbessert werden.

Die vorliegende Pinch-Analyse wurde vom Bundesamt für Energie finanziell unterstützt. An dieser Stelle möchten wir diese Unterstützung verdanken.

1. Ausgangslage

1.1 Allgemein

Unternehmen

Beim Extraktionsbetrieb handelt es sich um einen Hersteller von Aromen und Pflanzenextrakten für die Lebensmittel-, Aroma-, Kosmetik- und Pharmaindustrie.

Grundlagen Pinch-Analyse

Für die Pinch-Analyse wurden vom Extraktionsbetrieb Prinzipschemata der thermischen Prozessanlagen zur Verfügung gestellt. Zudem lagen Schemata der Dampf-, Wärme- und Kälteerzeugung vor.

Mit dem Betriebspersonal wurden die aus energetischer Sicht wichtigen Prozessanlagen bestimmt und die dazugehörigen Daten ermittelt.

Mit dem Extraktionsbetrieb wurden ausserdem Modell-Substanzen für die verwendeten Gemische in den Prozessanlagen bestimmt. Zu den Modell-Substanzen, Ethanol-Wasser und Glukose-Wasser, wurden die Stoffwerte Dampfdruck, Dichte und spez. Wärmekapazität eruiert (vgl. Anhang A-2).

Von den thermischen Prozessanlagen ist die Energiebilanz für das Jahr 2012 bekannt.

1.2 Energiesituation

Allgemein

Die Gewinnung von Extrakten aus Pflanzen ist sehr energieintensiv. Der Gasverbrauch für thermische Prozessenergie betrug im Jahr 2012 im Werk ca. 10'500 MWh/a. Im Werk wurden ausserdem ca. 2'800 MWh/a elektrische Energie verwendet.

Der Heizölverbrauch beschränkt sich auf Spitzenzeiten im Erdgasnetz. Er betrug im Jahr 2012 rund 25'000 Liter/a bzw. 250 MWh/a.

Energieversorgung

Der Extraktionsbetrieb betreibt eine eigene Biogasanlage. Diese lieferte im Jahr 2012 rund 4'000 MWh/a Biogas. Mit dem Biogas werden zwei Blockheizkraftwerke (BHKW) zur Produktion von Strom (320 kW) und Wärme (640 kW) angetrieben.

Die Abwärme der BHKW wird zum Antrieb einer Absorptionskältemaschine (AKM) (180 kW) verwendet. Ausserdem geht die Abwärme über den dritten Rauchgaszug des Dampfkessels (4 MW).

Das Dampfnetz wird mit 10 bar Sattdampf (180 °C) im Verteilnetz betrieben. Vor den Verbrauchern wird der Dampfdruck teilweise auf 2 bar (120°C) reduziert.

Für die Rückkühlung der Prozessanlagen werden zwei Verdunstungskühltürme mit einem Warm- (33°C) und einem Kaltwasserbecken (23°C) betrieben.

Ein Energieflussdiagramm der Wärme, Kälte und Stromversorgung vom Extraktionsbetrieb ist in Abbildung 1 aufgezeigt.

Aus dem Energieflussdiagramm ist ersichtlich, dass die Abwärmemenge zu den Kühltürmen sehr gross ist.

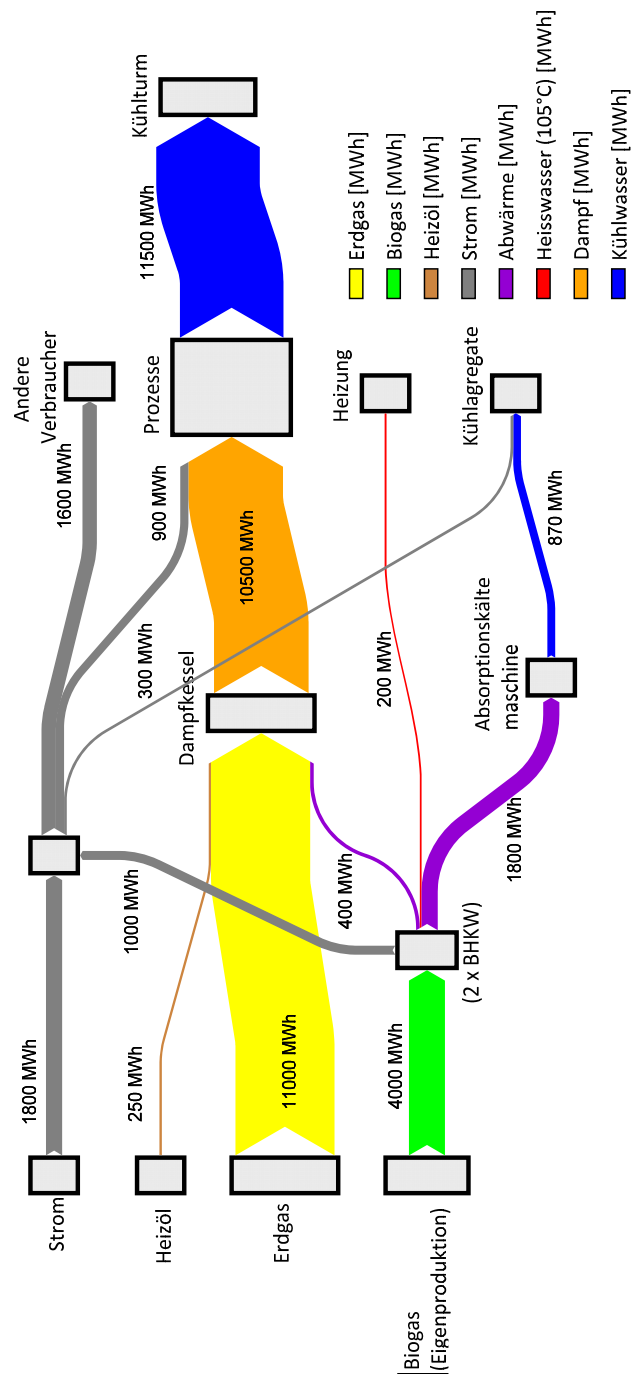


Abbildung 1: Energieflussdiagramm Wärme-, Kälte- und Stromversorgung

Thermische Prozessanlagen

Die thermischen Prozessanlagen werden von Montag bis Freitag zweischichtig als Batch und/oder semikontinuierliche Prozesse betrieben. Bei 50 Wochen Betriebszeit entspricht dies rund 4'000 Betriebsstunden pro Jahr. Die typischen Vollaststunden der Anlagen liegen bei ca. 2'200 Stunden pro Jahr.

Die Leistungs- und Energiebilanz der thermischen Prozesse ist in Tabelle 1 aufgeführt.

Gleichzeitigkeitsfaktor (%)					Heizen		Kühlen		Strom		Verdampfung h ₀ (kJ/kg) Wasser c _w (kJ/(kgK))				
					85	75	100					2'250 4.19			
Preis Biogas (CHF/MWh) (gem. EnAW)					160										
Preis Erdgas (CHF/MWh) (gem. Frutarom)					0.07										
Preis Strom (CHF/MWh) (gem. EnAW)					110.5										
Laufzeit Prozesse [h]					2200										
Anlage	Vollaststunden (h)	Dampf (kW)		(kg/h)	(MWh)	Kühlwasser (kW)		(l/h)	(MWh)	Strom (kW)		(MWh)			
MZA I	2'200	80	128	176	70	4'000	154	60	132						
MZA II	2'200	88	141	194	116	16'000	255	18	40						
MZA III	2'200	167	267	367	175	12'000	385	33	73						
Summe MZA I-III				737			794		244						
CentriTherm	2'200	600	960	1'320	582	65'000	1'280	16	35						
Dünnstichtverdampfer	2'200	800	1'280	1'760	900	100'000	1'980	35	77						
Technikum	2'200	267	427	587	350	30'000	770								
EAA I Verdampfer	2'200	200	320	440	291	23'000	640	15	33						
EAA I LM-Erhitzer	2'200	53	85	117	45	2'000	99								
EAA II Verdampfer	2'200	400	640	880	418	46'000	920	28	62						
EAA II LM Erhitzer	2'200	100	160	220	70	3'000	154								
EAA III Verdampfer	2'200	527	843	1'159	482	55'000	1'060	34	75						
EAA III LM-Erhitzer	2'200	133	213	293	93	4'000	205						169		
Summe EAA Verdampfer/LM-Erhitzer		3'109				3'078									
UHT I	2'200	133	213	293	232	13'000	510	9	20						
UHT pilot	2'200	40	64	88	70	3'000	154	5	11						
UHT ex Kanada	2'200	133	213	293	232	13'000	510	12	26						
Summe UHT		673				1'175							57		
Rührkessel AL 500l	2'200	53	85	117	93	3'000	205	1	2						
Rührkessel AL 2'000l	2'200	53	85	117	93	3'000	205	2	4						
Rührkessel Extr 1'500l	2'200	53	85	117	93	3'000	205	2	4						
Rührkessel Extr 5'000l	2'200	67	107	147	140	6'000	308	6	13						
Summe Rührkessel		497				922							24		
CentriTherm ex Kanada	2'200	600	960	1'320	582	65'000	1'280	16	35						
Trobot	2'200	80	128	176	70	20'000	154	29	64						
Heizung	2'200	67	107	147								8	18		
Kühlaggregate (Kühlraum)	2'200					145	6'000	319	46	101					
Total Verbrauch		3'990	6'384	10'327	4'007	371'250	11'752	375	1'320						

Tabelle 1: Energiebilanz Extraktionsbetrieb

Einschätzung der Energiesituation vom Extraktionsbetrieb

Gemäss Extraktionsbetrieb laufen die Kühltürme (ca. 3'800 kW) heute an den Kapazitätsgrenzen. Die Rückkühlmenge wird ausserdem in Zukunft noch grösser werden. Aus diesem Grund wäre es für den Extraktionsbetrieb sehr interessant, die Kapazität des Rückkühlwerks zu optimieren.

Die Eindampfanlagen werden heute mit ca. 60 °C (Stufe 1) bzw. 40 °C (Stufe 2) im Vakuum (80 mbar) betrieben. Diese Temperaturen liessen sich noch reduzieren. Dafür müsste die Rückkühlanlage mit tieferen Temperaturen (Ziel: 16 °C) betrieben werden. Das Kühlwasser wird heute mit 23 °C zur Kondensation der Brüden verwendet.

Mit tieferen Verdampfungstemperaturen könnte der Energiebedarf der Eindampfanlagen reduziert werden. Diese benötigen gemäss Tabelle 1 ca. 70% der Prozessenergie im Werk.

2. Thermische Prozesse

2.1 UHT-Sterilisation

In der UHT-Anlage werden die Extrakte aus den thermischen Prozessen auf über 120°C erhitzt und anschliessend wieder abgekühlt. Dadurch werden die Extrakte keimfrei und lange haltbar gemacht.

Die UHT-Sterilisation wird semi-kontinuierlich betrieben. Die Anlage läuft mit verschiedenen Produkten. Als Modell-Substanz wird Wasser (50 Vol.-%) / Glukose (50 Vol.-%) angenommen¹.

Das Prinzipschema der UHT ist in Abbildung 2 gezeigt.

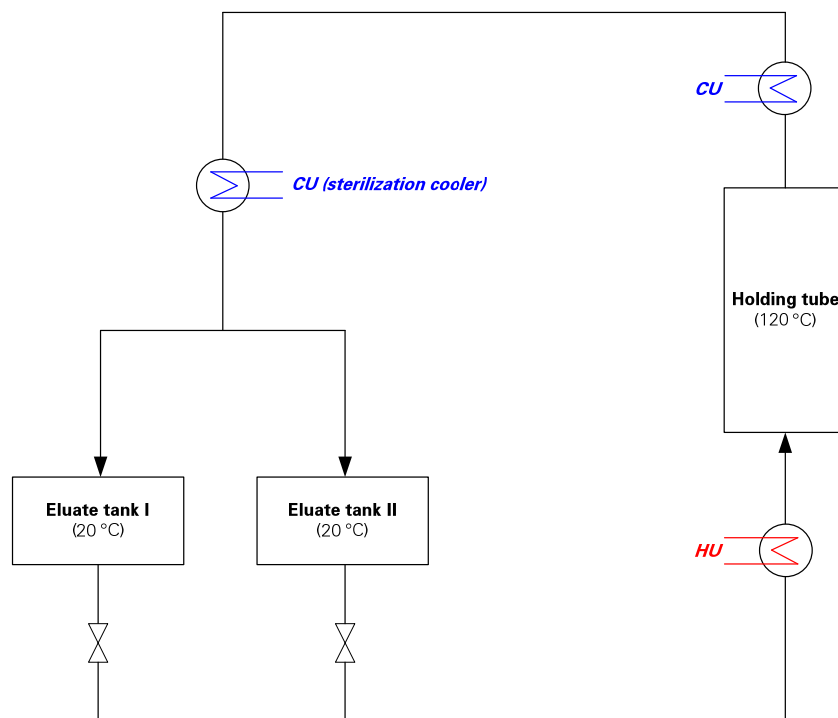


Abbildung 2: Prinzipschema UHT und Sterilisation

¹ Gemäss Absprache mit Technischem Leiter, Extraktionsbetrieb

2.2 Perkolatoren

Allgemein

Die Perkulator-Anlagen sind in zwei Hauptprozesse unterteilt. Mit den Perkolatoren werden die Stoffe aus der Trockensubstanz extrahiert. Mit den Eindampfanlagen werden das Produkt und das Lösungsmittel wieder getrennt.

Für einzelne (wenige) Produkte ist die Anlage zusätzlich an eine Destillations-Kolonne gekoppelt. Diese ist für ca. 85% der Produkte nicht massgebend. Sie ist nur selten in Betrieb und wird aus diesem Grund nicht genauer betrachtet.

Die Perkulator-Anlagen werden mit diversen Produkten betrieben (das Verfahren bleibt gleich). Aus diesem Grund wird mit einer Modell-Substanz Wasser (50 Vol.-%) / Ethanol (50 Vol.-%) gearbeitet². Entsprechende Stoffdaten sind im Anhang A.2 ersichtlich.

Die Anlagen werden semi-kontinuierlich betrieben.

Das Prinzipschema zu den Perkolatoren ist in Abbildung 8 aufgeführt.

Beim Extraktionsbetrieb werden drei Perkolatoren mit unterschiedlichen Kapazitäten betrieben.

Prozess

In den Perkolatoren werden die löslichen Stoffe der Trockensubstanz (d.h. pflanzliche Stoffe) extrahiert.

Dazu werden sieben Verfahrensschritte angewendet, die im Folgenden exemplarisch aufgeführt sind:

1. Der Perkulator wird mit zerkleinerter Trockensubstanz gefüllt.
2. Mittels Direkt dampfeinspritzung wird die Trockensubstanz für die Extraktion vorbereitet, es werden Geschmacksstoffe gelöst.
3. Lösungsmittel, ein Ethanol- / Wasser-Gemisch, wird zur Extraktion durch den Perkulator gepumpt. Das Lösungsmittel nimmt gelöste Stoffe auf und wird anschliessend in einem Tank gespeichert (das Lösungsmittel- / Substanz-Gemisch wird als Eluat bezeichnet).
4. Der Perkulator bzw. das restliche Lösungsmittel (Solvent) wird entleert und einer Rektifikation zur thermischen Trennung zugeführt.
5. Mittels Direkt dampfeinspritzung wird das restliche Solvent aus der Substanz gelöst.
6. Der Perkulator wird entleert.
7. Der Restbestand wird an die Biogas-Anlage weitergeleitet.

Bei jeder Anlage sind vier Perkolatoren installiert. Diese werden teil-parallel betrieben. Dazu werden die einzelnen Perkolatoren der Reihe nach gefüllt und zur Extraktion freigegeben (Schritt 1-2).

Das Lösungsmittel wird anschliessend seriell durch die Perkolatoren gepumpt (Schritt 3). Ein definierter Teil des Mediums (ca. 10%), das mit löslichen Stoffen angereichert ist, wird den Perkolatoren als Eluat entnommen.

Sobald im Perkulator eine gewisse Substanz-Konzentration nicht mehr erreicht wird, wird dieser entleert und neu gefüllt (Schritt 4-7).

² Gemäss Absprache mit Technischem Leiter, Extraktionsbetrieb

Die restlichen Perkolatoren werden in dieser Zeit weiter betrieben. Während der Betriebszeit ist immer ein Perkolator am Entleeren resp. Füllen und drei Perkolatoren am Extrahieren.

Wichtig für die Pinch-Analyse ist, dass sich nach einer Anfangs-Phase beim Eluat ein semi-kontinuierlicher Abfluss einstellt.

Aus Vertraulichkeitsgründen ist das Prinzipschema nicht aufgeführt.

Abbildung 3: Prinzipschema Perkolatoren und Eindampfanlage

Eindampfanlagen

In den Eindampfanlagen (vgl. Abbildung 3) wird das gewünschte Produkt, die extrahierten bzw. gelösten Stoffe, aufkonzentriert (Zielwert: ca. 30-65 °Brix³).

Die Eindampfanlage wird mit zwei Stufen (im Gleichstrom) betrieben, bei einer Temperatur von 60°C (80 mbar⁴) in der ersten bzw. 40°C (ca. 60-70 mbar) in der zweiten. Der Unterdruck wird mittels Vakuumpumpe erzeugt.

Mehrere Verdampfungsstufen haben einen grossen Einfluss auf den Energiebedarf einer Eindampfanlage. Mit den Brüden, d.h. dem dampfförmigen Lösungsmittel, der ersten Stufe kann der Feed (der Zulauf) der zweiten Stufe vorgewärmt bzw. verdampft werden⁵.

2.3 Mazeration (MZA I)

Allgemein

Die Anlage MZA I ist für verschiedene Produkte mit unterschiedlicher Herstellung konzipiert. Die Anlage muss für eine möglichst breite Produktpalette flexibel betrieben werden können.

In Abbildung 4 ist ein Prinzipschema der Anlage abgebildet. Der Aufbau der Anlage ist ähnlich dem Perkolator mit den zwei Hauptschritten Extraktion und Eindampfung.

Für die Analyse wird wiederum mit einer Model-Substanz, d.h. Lösungsmittel Ethanol (50 Vol.-%) / Wasser (50 Vol.-%) gearbeitet.

Mazeration

Im ersten Prozessschritt wird wiederum Trockensubstanz in einen Extraktions-Tank gefüllt. Anschliessend wird Lösungsmittel in den Tank gefüllt.

Das Lösungsmittel- / Substanz-Gemisch wird auf entsprechende Temperatur erwärmt (mittels Mantel-Heizung), verweilt im Tank und wird wieder abgekühlt (mittels Mantel-Kühlung).

Das resultierende Lösungsmittel- / Substanz-Gemisch wird anschliessend zerkleinert (Supatron), gepresst (Sievepress)⁶ und als Eluat in einen Tank (Eluate tank) geleitet.

³ Brix ist ein Mass für den Zuckergehalt, das den gelösten Anteil einer Trockensubstanz im Eluat angibt.

⁴ Die Dampfdruckkurven vom Lösungsmittel Wasser/Ethanol sind im Anhang A-1 aufgeführt.

⁵ Der Energie- bzw. Sattdampfbedarf einer Eindampfanlage ist der Anzahl Stufen (engl. Effects) (ungefähr - als erste Abschätzung) umgekehrt proportional.

Das Eluat wird anschliessend der Eindampfanlage zugeführt.

Eindampfanlage

Die Eindampfanlage der MZA I wird mit einem Dünnschichtverdampfer (Produkt: Centritherm) betrieben (Abbildung 5).

Das Lösungsmittel wird dabei als dünne Schicht auf den Verdampfer geleitet, wo es verdampft. Die Anlage wird mit nur einer Stufe betrieben. Das Lösungsmittel wird so lange zirkuliert, bis die entsprechende Konzentration erreicht ist.

Ist dies der Fall, kann das Produkt abgeleitet werden. Am Centritherm wird mit Direkt-dampfeinspritzung gearbeitet.

Aus Vertraulichkeitsgründen ist das Prinzipschema nicht aufgeführt.

Abbildung 4: Prinzipschema MZA I (multipurpose plant)

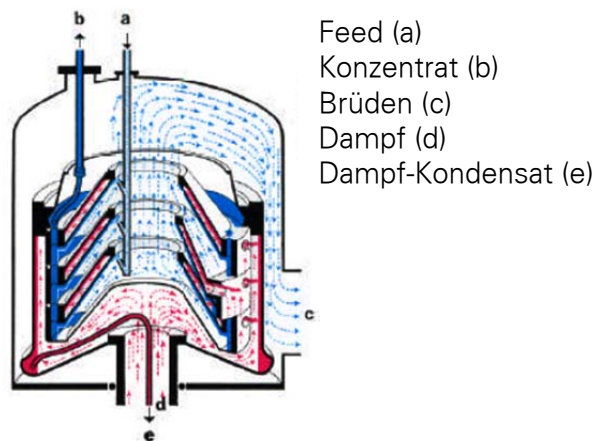


Abbildung 5: Prinzip Centritherm-Dünnschichtverdampfer (Quelle: Alfa-Laval)

2.4 Mazeration (MZA III)

Die Mazerationsanlage MZA III wird nicht im Detail erklärt. Das Prinzip der Anlage entspricht der MZA I. Der Unterschied zeigt sich in der Eindampfanlage. Anstatt einer Centritherm wird mit einer anderen Art von Dünnschichtverdampfer gearbeitet.

Die Apparate zur Zerkleinerung der Substanz sind ebenfalls etwas unterschiedlich. Abbildung 6 zeigt ein vereinfachtes Prinzipschema der MZA III.

Aus Vertraulichkeitsgründen ist das Prinzipschema nicht aufgeführt.

Abbildung 6: Prinzipschema MZA III (multipurpose plant)

⁶ Zwischen dem Mazerations-Tank und der Sieve-Pressen ist mit einem hohen Feststoffanteil zu rechnen.

3. Pinch-Analyse

Die Pinch-Analyse ist eine anerkannte Methode zur Optimierung von energieintensiven, thermischen Prozessen. Sie unterscheidet sich von herkömmlichen Analysemethoden in der ganzheitlichen und systematischen Betrachtungsweise.

Für die Energieanalyse wird das Tool PinCH, das in Zusammenarbeit von Hochschule Luzern Technik & Architektur, dem Bundesamt für Energie (BFE) und der Energie-Agentur der Wirtschaft (EnAW) entwickelt wurde, eingesetzt.

3.1 Vorgehen Pinch-Analyse

Schritt 1: Daten ermitteln

Im ersten Schritt der Analyse müssen die wichtigen Daten der thermischen Prozesse ermittelt werden. Dies sind insbesondere Temperaturen, Massenströme und Leistungen.

In der vorliegenden Arbeit mussten die Daten in Zusammenarbeit mit dem Betriebspersonal zuerst ermittelt werden.

Schritt 2: Thermische Ströme definieren

Die Basis jeder Pinch-Analyse bilden die so genannten heißen und kalten Ströme. Ein Strom bezeichnet dabei einen thermodynamischen Fluidstrom (z.B. Wasser, Luft oder ein Gemisch). Ein Medium aufheizen wird als kalter Strom (z.B. Feed aufheizen), ein Medium abkühlen als heißer Strom (z.B. Brüden abkühlen) bezeichnet.

Ein Strom ist immer über die Temperaturdifferenz in K, den Massenstrom in kg/s und die Wärmekapazität in kJ/(kg·K) des Mediums definiert. Dies entspricht der Leistung in kW.

Die vollständige Stromtabelle der Anlage befindet sich im Anhang A.4.

Schritt 3: Verbundkurve

Aus den definierten Strömen wird in Schritt drei der Analyse die so genannte Verbundkurve ermittelt. Dazu werden die vorgängig definierten heißen und kalten Ströme zu einer Temperatur-Enthalpie (Wärmeinhalt) Kurve zusammengesetzt. Abbildung 7 zeigt beispielhaft eine Verbundkurve.

Im besten Fall, wenn die Anlage vollständig optimiert wäre, würde der Heizbedarf 820 kW, der Kühlbedarf 120 kW und das WRG-Potenzial 232 kW betragen. Das Optimierungspotenzial bezogen auf den Fall ohne WRG beträgt somit 22%.

Dort wo sich die zwei Kurven am nächsten kommen spricht man vom "Pinch" (grüne senkrechte Linie). Pinch kommt aus dem englischen und kann als "Einschnürung" übersetzt werden. Der Pinch repräsentiert die minimale Temperaturdifferenz, die zur Wärmeübertragung notwendig ist.

Zudem teilt der Pinch die Verbundkurve in zwei thermodynamische Systeme: Eine Wärmequelle unter dem Pinch bzw. Wärmesenke über dem Pinch.

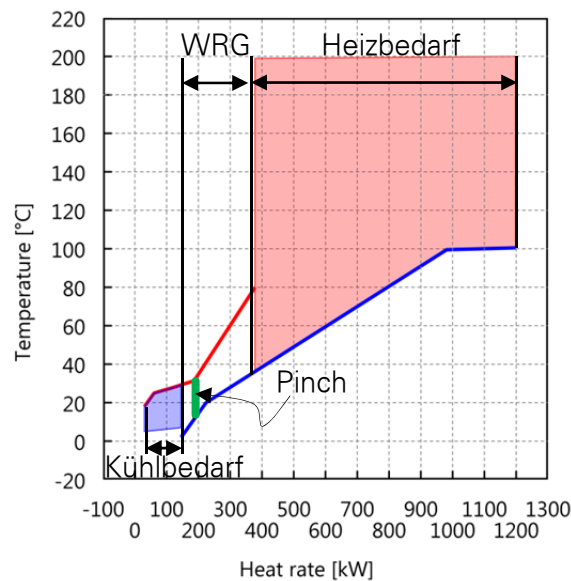


Abbildung 7: Verbundkurve mit WRG-Potential, Heiz- und Kühlbedarf

Schritt 4: Wärmeübertrager-Netzwerk (HEN)

Im letzten Schritt der Pinch-Analyse wird systematisch eine HEN ermittelt, welches das WRG-Potenzial erreichen kann. Dessen Kosten bzw. Einsparung an Betriebsenergie lassen dann auf den Payback schließen.

Ein HEN wird immer vom Pinch aus erstellt, nach den Hauptregeln der Pinch-Analyse:

1. Niemals Wärme über den Pinch übertragen
2. Wärmezufuhr (Heizen) nur oberhalb vom Pinch
3. Wärmeabfuhr (Kühlen) nur unterhalb vom Pinch

Wenn die drei Hauptregeln verletzt werden, erhöht sich der Heiz- und Kühlbedarf der Anlage. Der beste Fall kann nicht erreicht werden.

Jede reale Anlage weist ausserdem betriebliche, geografische und wirtschaftliche Einschränkungen auf. Diese gilt es zu berücksichtigen.

3.2 Pinch-Analyse

Grundlagen

Für die Pinch-Analyse wird mit einer Betriebszeit der Anlagen von 16 Stunden pro Tag bzw. 50 Wochen pro Jahr gerechnet.

Es ist zu beachten, dass die Ströme, aufgrund der variierenden Produkte, repräsentative Durchschnittswerte darstellen. Energiemengen, die aus den Verbundkurven abgeleitet werden, sind mit Schwankungen behaftet. Dies gilt für energetische wie auch für wirtschaftliche Kriterien.

Für die Umsetzung der Massnahmen, müssen die Werte mit Messungen validiert werden.

3.3 UHT-Sterilisation (UHT I)

WRG-Potenzial

Die UHT I wird heute ohne WRG betrieben. Beim verwendeten (mittleren) Massenstrom beträgt die Heizleistung ohne WRG 76 kW bzw. die Kühlleistung 61 kW. Die optimale WRG zeigt sich in der Verbundkurve in Abbildung 8 mit 61 kW.

Auf die Heizleistung ohne WRG bezogen sind dies 80% und auf die Kühlleistung bezogen 100% Einsparung. Die WRG erfolgt unterhalb vom Pinch (110°C).

Abbildung 9 zeigt das Prinzipschema der UHT I mit WRG.

Energiebilanz

Gemäss Energiebilanz in Tabelle 1 benötigt die UHT 1 ca. 133 kW Heizleistung. Die Pinch-Analyse zeigt jedoch ohne WRG ca. 76 kW. Es können somit 57 kW der effektiven Heizleistung nicht dem Prozess zugeordnet werden.

Mit dem Extraktionsbetrieb wurde die Thematik besprochen. Die 133 kW beziehen sich auf die installierte Nennleistung. Bei der Sterilisation können kurzzeitig grössere Spitzen als 76 kW notwendig sein. Daher kommt die grössere Nennleistung.

Für die Analyse sind die Annahmen gemäss Abbildung 8 massgebend.

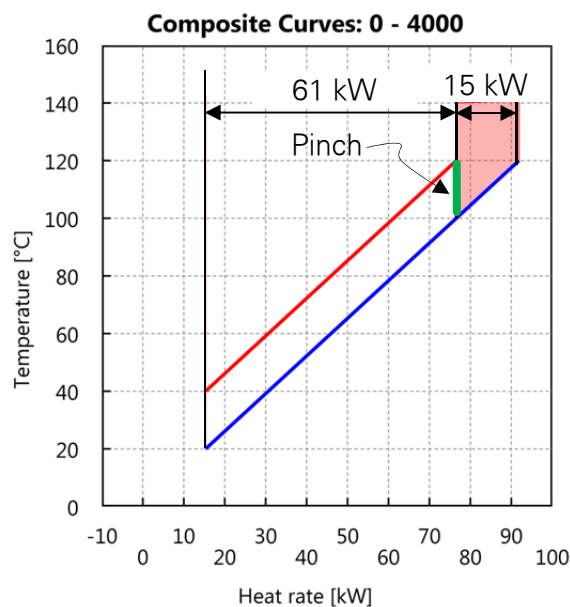


Abbildung 8: Verbundkurve UHT-Sterilisation, $\Delta T = 20$ K

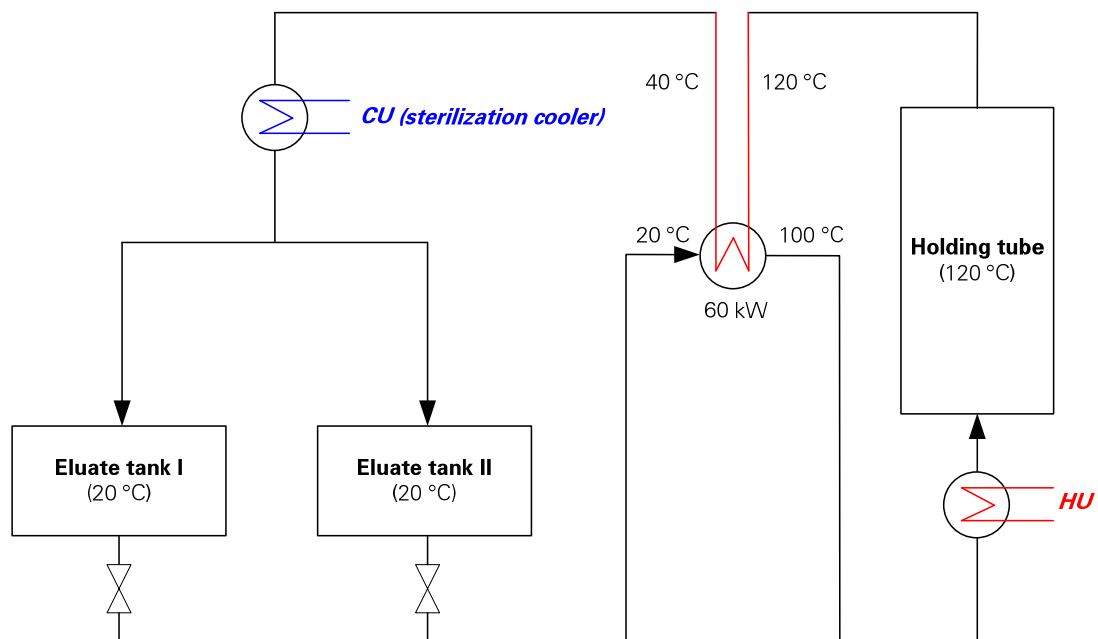


Abbildung 9: Prinzipschema UHT-Sterilisation mit WRG

Anlage	Massenstrom [kg/h]	t_1/t_2 [°C]	t_2/t_3 [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Feed UHT	1'150	20/100	120/40	60	150

Abbildung 10: Wärmeübertrager UHT-Sterilisation, Betriebszeit 2'500 h

3.4 Perkulator

Fahrplan

Der Prozess lässt sich in drei Zeitschritte unterteilen. Zum einen läuft die Extraktionsanlage (die Perkulatoren) während 16 Stunden pro Tag. Sobald diese genügend Eluat produziert haben, startet die Eindampfanlage, ebenfalls für 16 Stunden.

Sobald ein Perkulator neu befüllt werden muss, startet der Leer- bzw. Befüll-Prozess. Dieser erzeugt einen semi-kontinuierlichen Solvent-Abfluss zum Rektifikations-Tank.

Das entsprechende Gantt-Chart ist in Abbildung 11 aufgeführt.

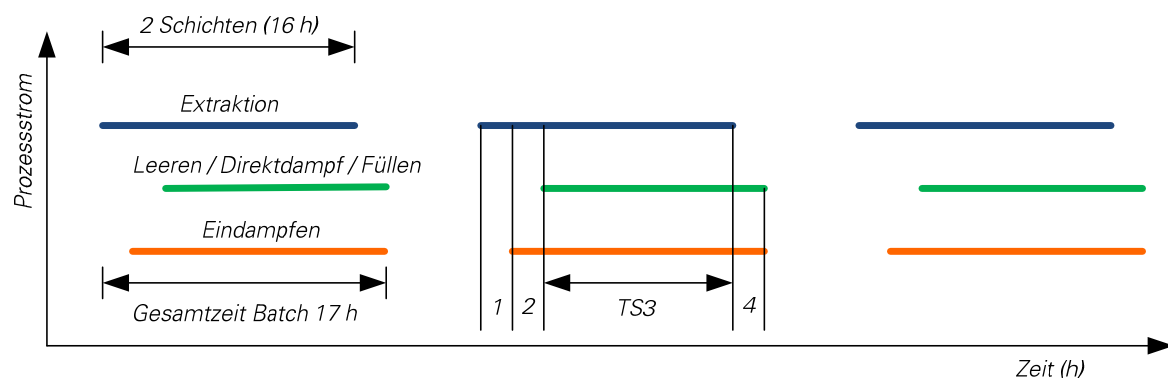


Abbildung 11: Gantt-Chart Perkulator und Eindampfanlage

Modellierung Pinch-Analyse

Die zeitlich unterschiedlichen Prozesse lassen sich für die Pinch-Analyse in Zeitschritte (time slices - TS) unterteilen⁷.

Wie in Abbildung 11 gezeigt ist, hat der dritte Zeitschritt (TS3) das (zeitlich) grösste Potential zur WRG.

Die Entsprechende prozentuale Energiemenge zeigt sich in Abbildung 12.

In TS3 können rund 90% der WRG vom bestmöglichen Fall (TAM) erreicht werden. Der Fokus der Pinch-Analyse muss also auf das TS3 gelegt werden. Es zeigt den "grossen Hebel" zur Energieoptimierung.

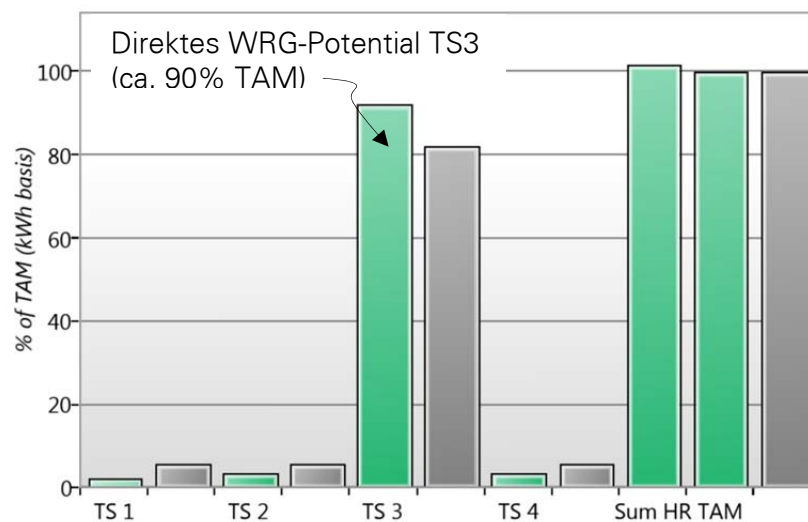


Abbildung 12: Potential zur direkten WRG bei den Perkolatoren und der Eindampfanlage

Eindampfanlagen

Typischerweise werden bei einer Pinch-Analyse die bestehenden WRG weggelassen und nur die Prozessanforderungen in der Verbundkurve berücksichtigt.

Wie im Prinzipschema (vgl. Anhang A.1) ersichtlich, wird beim Extraktionsbetrieb mit der zweistufigen Verdampfung bereits WRG betrieben.

Es stellt sich die Frage, ob die WRG nach den Pinch-Regeln so platziert werden sollte.

Abbildung 13 zeigt die Verbundkurve ohne die bestehende WRG der Eindampfanlage. Der Pinch ist bei 55°C gegeben. In der Kurve ist ersichtlich, dass mit der Stufe 1 der Eindampfanlage WRG zur Stufe 2 betrieben werden kann.

Die Pinch-Regeln werden dabei nicht verletzt.

⁷ Die Pinch-Analyse unterscheidet grundsätzlich zwei Zeit-Modelle, das Time Average Model (TAM) und das Time Slice Model (TSM). Das TAM ignoriert die zeitliche Einschränkung durch den Zeitplan - es zeigt den bestmöglichen (idealisierten) WRG-Fall. Dabei können alle Ströme miteinander direkt WRG betreiben.

Das TSM berücksichtigt den Zeitplan und unterscheidet verschiedene Time Slices (TS); Es zeigt den besten Fall von zeitgleicher direkter WRG.

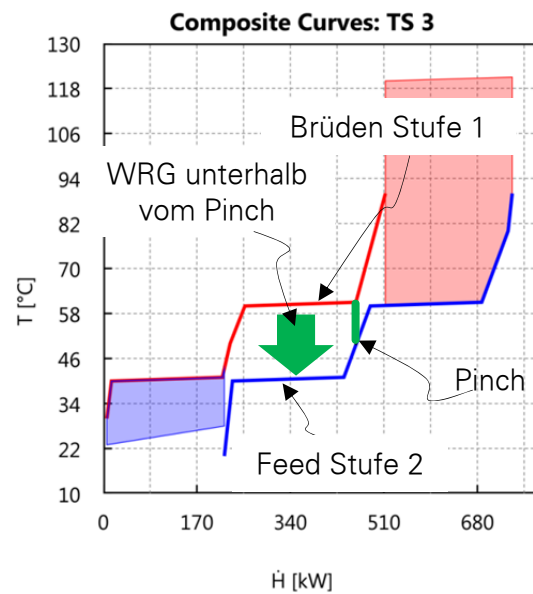


Abbildung 13: Verbundkurve OTT 1, TS3, ohne WRG bei Eindampfanlage ($\Delta T = 10$ K)

WRG Perkolator-Anlage

Im weiteren Verlauf der Analyse wird die Kurve vereinfacht bzw. den heutigen Gegebenheiten angepasst. Die Eindampfanlage wird dazu mit dem heutigen Heiz- bzw. Kühlbedarf repräsentiert.

Abbildung 14 zeigt die Verbundkurve von TS3 der heutigen Situation. Das WRG-Potential zeigt sich mit 93 kW, der Heizbedarf mit 277 kW und der Kühlbedarf mit 277 kW.

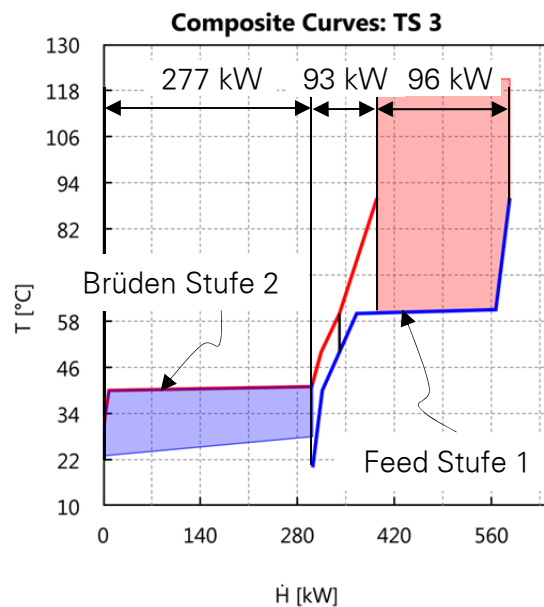


Abbildung 14: Verbundkurve OTT 1, TS3 (heutiger Fall), $\Delta T = 10$ K

Das entsprechende Wärmeübertrager-Netzwerk für die WRG in Abbildung 14 ist im Anhang A.5 aufgeführt. Die Möglichen WRG für die Anlage OTT 1 sind in Tabelle 2 aufgeführt.

Die Tabellen 3 und 4 zeigen die WRG für die grösseren Anlagen OTT 2 und OTT 3. Das Prinzip der WRG bleibt das gleiche.

Das Prinzipschema der optimierten Anlage mit den WRG ist in Abbildung 16 aufgezeigt.

Ein Wärmetauscher kann vor den Perkolatoren zur Vorwärmung des Lösungsmittels verwendet werden. Dabei kann gleichzeitig das Eluat auf die gewünschten 40 °C gekühlt werden.

Als zweite Möglichkeit zur WRG zeigt sich der quasi-kontinuierliche Solvent-Strom zur Rektifikation. Mit dem heissen Strom kann der Feed zur Eindampfanlage vorgewärmt werden.

OTT 1	Massenstrom [kg/h]	t₁/t₂ [°C]	t₂/t₃ [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Lösungsmittel / Eluat	713	20/70	90/40	35	88
Solvent / Feed Eindampfung	1'141	40/60	82/50	36	90

Tabelle 2: WRG Perkolator-Anlagen OTT 1, Betriebszeit 2'500 h

OTT 2	Massenstrom [kg/h]	t₁/t₂ [°C]	t₂/t₃ [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Lösungsmittel / Eluat	1'235	20/70	90/40	60	150
Solvent / Feed Eindampfung	1'141	40/50	90/50	45	113

Tabelle 3: WRG Perkolator-Anlage OTT 2, Betriebszeit 2'500 h

OTT 3	Massenstrom [kg/h]	t₁/t₂ [°C]	t₂/t₃ [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Lösungsmittel / Eluat	1'425	20/70	90/40	70	175
Solvent / Feed Eindampfung	1'141	40/50	90/50	45	113

Tabelle 4: WRG Perkolator-Anlagen OTT 3, Betriebszeit 2'500 h

3.5 Mazeration (MZA I)

Fahrplan

Die Mazeration wird heute 16 Stunden am Tag in zwei Schichten betrieben. Abbildung 15 zeigt den Fahrplan der MZA I. Die Extraktion im Mazerations-Tank dauert ca. vier Stunden. Dazu wird der Tank gefüllt, auf die notwendige Temperatur aufgeheizt (ca. 70 °C), gekühlt (ca. 30 °C) und wieder entleert.

Der Vorgang wiederholt sich vier Mal am Tag, d.h. für vier Batches.

Nach dem ersten Extraktionsbatch startet die Eindampfanlage (d.h. die Centritherm). Sie ist für ca. 12 Stunden in Betrieb.

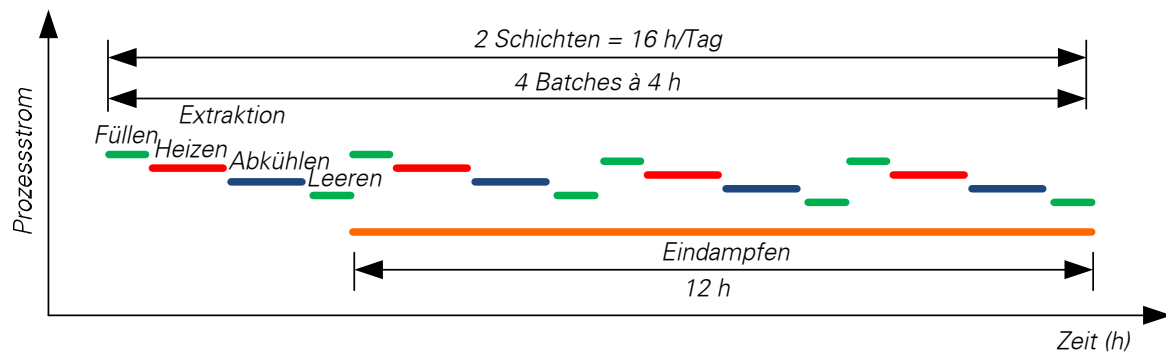


Abbildung 15: Gantt-Chart Mazeration (MAZ I), 2 Schichten, 16 h/Tag

Optimierung des Fahrplans

Für die Pinch-Analyse stellt sich die Frage, wo der zeitliche Engpass der Anlage ist (engl. bottleneck)⁸. Dieser begrenzt die Anzahl Batches pro Tag und somit den Durchsatz.

Im vorliegenden Fall ist der Engpass mit dem Mazerations-Tank gegeben. Dieser benötigt Zeit, um das Gemisch aufzuheizen und wieder abzukühlen.

Aus Vertraulichkeitsgründen ist das Prinzipschema nicht aufgeführt.

Abbildung 16: Perkulator und Eindampfanlage mit optimierter WRG, OTT 1-3

Die Beheizung des Mazerations-Tank erfolgt mittels Mantelheizung. Diese ist im Wärmeübergang beschränkt. Die (externe) Beheizung mittels Plattenwärmeübertrager wäre effizienter, da grössere Übertragerflächen möglich sind.

Mit einem effizienteren (externen) Wärmeübertrager kann die Aufheizzeit verkürzt und somit der Durchsatz der Anlage erhöht werden.

In diesem Sinn sollte das Lösungsmittel während dem Befüllen des Mazerations-Tanks aufgeheizt (oder mindestens vorgewärmt) werden.

Mit dieser Massnahme könnten jeweils 4 x 1.5 Stunden Aufheizzeit während dem Prozess reduziert werden. Dadurch könnten sechs Batches pro Tag à 2.5 h gefahren werden.

In realen Fall muss zwischen dem Befüllen und Kühlen mit einer gewissen Reaktionszeit gerechnet werden. Das Ziel sollte also bei 5 Batches à 3 h 15 min angesetzt werden. Die Reaktionszeit liegt dann bei ca. 40 min pro Batch.

Das entsprechende Gantt-Chart ist in Abbildung 17 aufgezeigt. Die Betriebszeit der Eindampfanlage kann in diesem Fall auf ca. 13 h erhöht werden.

⁸ Vgl. z.B. Kemp I. (2007), Pinch Analysis and Process Integration, Kapitel 7, Batch and time-dependent processes

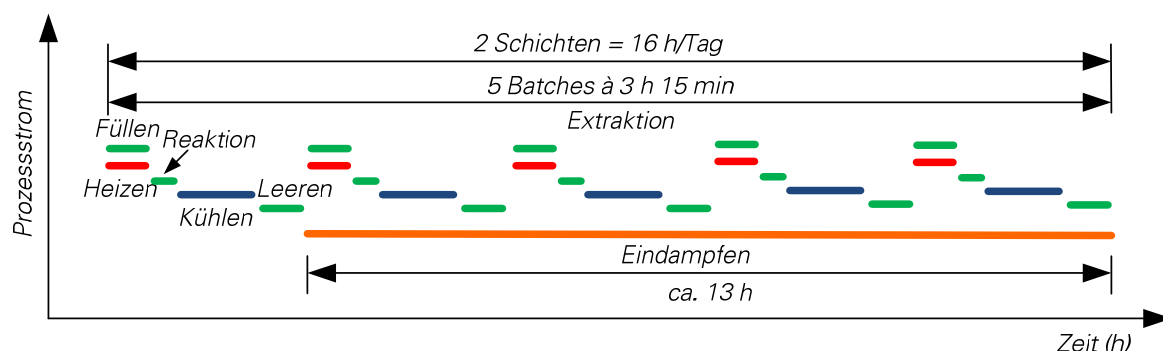


Abbildung 17: Gantt-Chart Mazeration (MAZ I), 2 Schichten, 16 h/Tag

In der Theorie könnte das Substanz-Lösungsmittel-Gemisch ebenfalls extern, während dem Leeren des Behälters, gekühlt werden. Beim Medium ist jedoch ein hoher Feststoffanteil⁹ zu erwarten. Bei der Wärmeübertragung muss daher mit starker Verschmutzung der Übertragerflächen gerechnet werden.

Die externe Kühlung wurde aus diesem Grund nicht weiter verfolgt.

Modellierung Pinch-Analyse

Für die Analyse mittels Verbundkurve wird angenommen, dass das Lösungsmittel während dem Befüllen (oder davor) aufgeheizt werden kann. Aus diesem Grund wird der Strom, d.h. Temperatur und Leistung, als konstant angenommen¹⁰.

Der Fahrplan in Abbildung 17 benötigt für das Befüllen des Mazerations-Tanks ca. 30 Minuten. In dieser Zeit sollte das Lösungsmittel von 10 °C auf ca. 80 °C¹¹ vorgewärmt werden. Nur für den Wasserstrom mit ca. 12'500 kg/h sind dazu ca. 1'000 kW notwendig - eine sehr grosse, kurzzeitige Lastspitze.

Dies muss in der Analyse berücksichtigt werden. Eine solche Leistungsspitze ist kaum mit einem guten Kosten-Nutzen zu vereinbaren. Allenfalls wäre es sinnvoll die Wassererwärmung extern, unabhängig vom Prozess mit einem Speicherkonzept zu machen.

Der Ethanol-Massenstrom beträgt ca. 2'400 kg/h. Die notwendige Leistung, um den Ethanol-Massenstrom zu erwärmen, wäre bei ca. 150 kW.

Für die Verbundkurven wird darum die heute benötigte Leistung der Mantelheizung von 80 kW (vgl. Tabelle 1) auf 150 kW erhöht.

Der Batch-Prozess kann mittels Time Slice Model (TSM) in Zeitschritte unterteilt werden. Daneben zeigt das Time Average Model (TAM) das theoretisch maximale Potenzial zur WRG (d.h. ohne zeitliche Beschränkungen).

⁹ Besprechung mit Technischem Leiter, Extraktionsbetrieb, 23.05.2014

¹⁰ Eine (interne) Mantelheizung oder externe Reaktorbeheizung ändert Temperatur und Leistung zeitlich mit dem Prozess⁹.

¹¹ Die meisten Produkte (d.h. > 80%) benötigen Temperaturen im Mazerations-Tank von 60-80 °C. Einzelne Produkte können auch mehr als 80 °C benötigen. Für die Pinch-Analyse wird mit 80 °C gerechnet.

Wärmeübertragung im Prozess

Abbildung 18 zeigt das Potenzial zur internen Wärmeübertragung bei der Mazeration-Anlage. Neben der WRG (grüne Balken) ist auch die notwendige Energiemenge (in % vom TAM) aufgezeigt.

Direktes WRG-Potenzial (d.h. ohne Speicherung) zeigt sich ausschliesslich im Zeitschritt 1 (TS1). Die Energiemenge entspricht ca. 50% vom maximal möglichen Wert (d.h. TAM). Die WRG in TS1 entspricht ca. 9% vom Heizenergiebedarf (roter Balken).

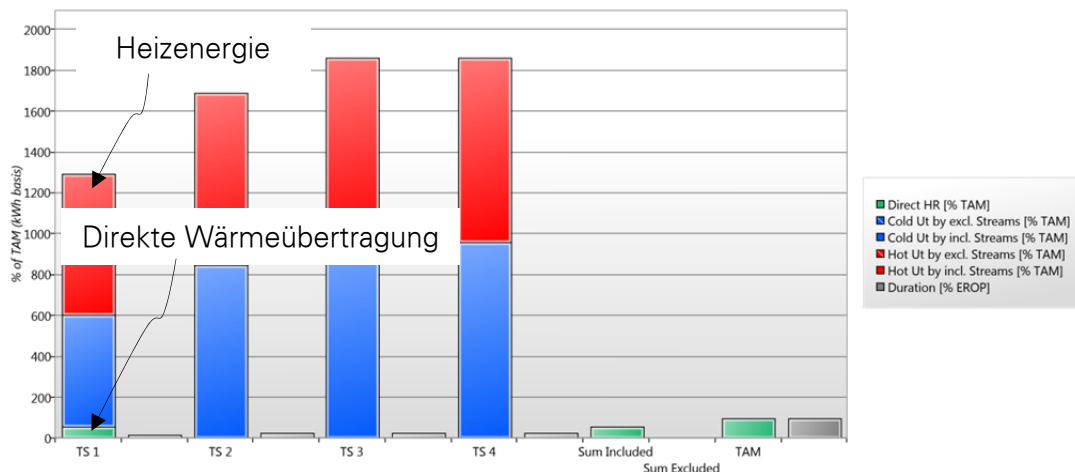


Abbildung 18: Vergleich Heiz-, Kühlbedarf und WRG

Auf den gesamten Batch bezogen ist das WRG-Potenzial sehr klein. Bei 34 MWh in TS1 ca. 2% vom gesamten Energiebedarf.

19 zeigt die Verbundkurve der Mazeration (TS1). Das WRG-Potenzial beträgt 43 kW.

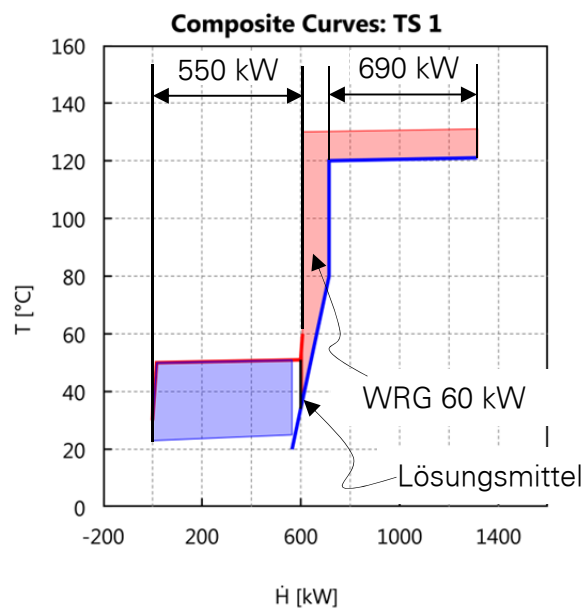


Abbildung 19: Verbundkurve MAZ 1, TS1, $\Delta T = 10$ K (optimierter Fahrplan)

Das entsprechende Wärmeübertragernetzwerk ist in Anhang A.5 aufgezeigt. Als WRG kann der Ethanolstrom von 20 °C auf 40 °C vorgewärmt werden. Es kann Abwärme vom Centritherm-Kondensator verwendet werden.

Der Füll- und Heizvorgang läuft täglich ca. 2.5 h. Bei 250 Tagen pro Jahr sind dies ca. 34 MWh/Jahr.

Der Wärmeübertrager ist in Tabelle 5 aufgeführt.

MAZ I	Massenstrom [kg/h]	t_1/t_2 [°C]	t_2/t_3 [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Ethanol / Kondensat (Centritherm)	2'000	20/44	50.1/50	60	39

Tabelle 5: WRG Mazeration-Anlage MAZ I, Betriebszeit 650 h

Optimierung Durchsatz

Heute werden auf der Mazerations-Anlage vier Batches pro Tag gefahren. Pro Jahr sind dies ca. 1'000 Batches. Mit fünf Batches pro Tag könnten 1'250 Batches pro Tag gefahren werden. Der Durchsatz erhöht sich um 25%.

Mit dem Extraktionsbetrieb wurde die Möglichkeit für einen zusätzlichen Batch pro Tag diskutiert und gut geheissen.

Die effektiven Auswirkungen auf den Betrieb und die resultierenden Mehreinnahmen durch den erhöhten Produktedurchsatz können im Rahmen der Pinch-Analyse nicht ermittelt werden.

Konzeptionelle Überlegungen zur externen Wasservorwärmung mittels Speicher sind im Abschnitt 3.8 aufgeführt.

3.6 Mazeration (MZA II)

Optimierung Fahrplan

Das Prinzip der Mazerations-Anlage MZA II entspricht der Anlage MZA I (vgl. Kapitel 2). Die Optimierung des Fahrplans kann daher von MZA I übernommen werden.

Direkte WRG ist dabei nicht möglich. Es wird keine Eindampfanlage betrieben.

3.7 Mazeration (MZA III)

Optimierung Fahrplan

Das Prinzip der Mazerations-Anlage MZA III entspricht der Anlage MZA I (vgl. Kapitel 2). Die Optimierung des Fahrplans kann von der MZA I übernommen werden.

Für die Anlage MZA II kann der Fahrplan ebenfalls übernommen werden. Direkte WRG ist dabei nicht möglich. Es wird keine Eindampfanlage betrieben.

Wärmeübertragung im Prozess

Die WRG mit dem entsprechenden Wärmeübertrager ist in MZA III gleich wie bei MZA I. Der Massenstrom vom Lösungsmittel zum Extraktions-Tank ist ebenfalls deckungsgleich.

Die Verbundkurve wird nicht aufgeführt.

Die Heizleistung beträgt ca. 895 kW, bei einem WRG-Potenzial von 55 kW oder 6%. Die mögliche WRG zur Ethanol-Vorwärmung ist in Tabelle 6 gegeben.

MAZ III	Massenstrom [kg/h]	t_1/t_2 [°C]	t_2/t_3 [°C]	Q_{WRG} [kW]	Q_{WRG} [MWh]
Ethanol / Kondensat (Centritherm)	2'000	20/36	50.1/50	40	26

Tabelle 6: WRG Mazeration-Anlage MAZ III, Betriebszeit 650 h

3.8 Wärmepumpe in Gesamtanlage

Allgemein

Abbildung 20 zeigt die Gesamtverbundkurve der Anlage (engl. Grand Composite Curve). Die Kurve ist aus der Verbundkurve abgeleitet und zeigt Optimierungsmöglichkeiten bezüglich der Systemtemperaturen.

In die Kurve sind alle Ströme der vorgängig durchgeführten Einzel-Analysen (d.h. OTT I-III, MAZ I&II) aufgeführt. Einige Anlagen aus der Energiebilanz sind nicht aufgeführt, da sie nicht mittels Pinch-Analyse optimiert werden können.

Mit dem Extraktionsbetrieb wurde abgeklärt, welche Prozesse in der Analyse betrachtet werden.

Die Kurve zeigt den Zeitschritt 6 (TS6). Während TS6 existieren alle kalten Ströme (d.h. Heizbedarf) und mehr als 95% der kalten Ströme (Kühlbedarf).

Vergleicht man den Heiz- und Kühlbedarf der Anlage mit der Energiebilanz in Tabelle 1 zeigt sich, dass der Heiz- und Kühlbedarf mit TS6 zu 100% abgebildet wird.

In der Energiebilanz wird von einer Gleichzeitigkeit der Heiz- und Kühlleistung von 85% ausgegangen.

TS6 kann daher repräsentativ für die Anlage verwendet werden.

Potenzial Wärmepumpe

Typischerweise wird mit der Gesamtkurve geklärt, ob im Energiesystem eine Wärmepumpe platziert werden kann.

In Abbildung 20 zeigt sich dieses charakteristische Potenzial für eine Wärmepumpe. Zum einen ist unter dem Pinch auf hohem Temperaturniveau Abwärme mit ca. 40 °C vorhanden (d.h. aus der Kondensation der Eindampfanlagen).

Zum anderen zeigt sich über dem Pinch bei ca. 70 °C ein grosser Wärmebedarf (d.h. bei den Eindampfanlagen OTT I-III).

Nach den Regeln der Pinch-Analyse muss eine Wärmepumpe immer über den Pinch arbeiten. Sie nutzt die Wärmequelle unter dem Pinch und gibt Wärme über dem Pinch an eine Wärmesenke ab.

Die Kondensatorleistung zeigt sich mit 950 kW (rote Linie), bei einer Verdampferleistung von 780 kW (blaue Linie).

Bei 40°C Verdampfungs- und 72°C Kondensationstemperatur ergibt sich ein COP von ca. 5.0.

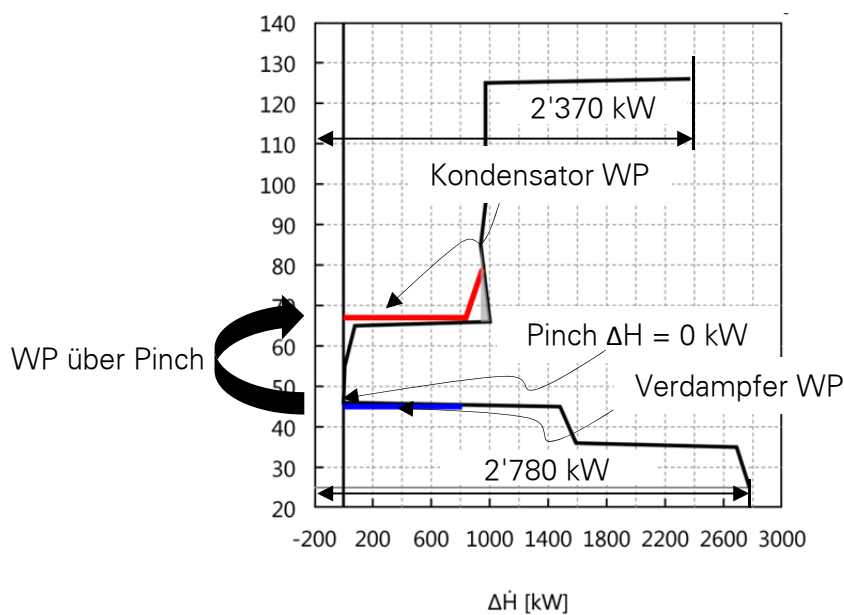


Abbildung 20: Gesamtverbundkurve , TS6, $\Delta T = 10 \text{ K}$

Die Wärmepumpe würde im vorliegenden Fall die Eindampfanlagen der Perkolatoren (OTT I-III) bewirtschaften. Diese werden heute mit ca. $60 \text{ }^{\circ}\text{C}$ betrieben und benötigen ca. 950 kW Heizleistung.

Als Wärmequelle dient die Rückkühlung des Centritherm- bzw. des Dünnschichtverdampfers.

Rückkühlung als Wärmequelle

Für den Extraktionsbetrieb wäre es sehr interessant, die Verdunstungskühler zu entlasten. Sie laufen heute an den Kapazitätsgrenzen. Der Kältebedarf wird ausserdem in Zukunft ansteigen.

Mit der Wärmepumpe in Abbildung 20 kann die Rückkühlung direkt entlastet werden. Der heutige Kältebedarf von ca. $3'750 \text{ kW}$ kann um 770 kW bzw. 20% entlastet werden.

Frischwasserspeicher für MZA I-III

Die Pinch-Analyse hat gezeigt, dass die Mazeration-Tanks möglichst extern beheizt werden sollten. Die direkte Beheizung des Wasserstroms würde dabei zu extrem grossen (und kurzen) Lastspitzen führen. Interessanter wäre, das Frischwasser extern und unabhängig vom Prozess bereitzustellen - analog einer Brauchwarmwasser-Aufbereitung.

Auch zu diesem Zweck kann Abwärme der Rückkühlung mittels Wärmepumpe verwendet werden. Immer wenn Abwärme in den Rückkühlbecken zur Verfügung steht, kann die Wärmepumpe Speicher mit $70 - 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$ Frischwasser aufheizen.

Das heisse Wasser kann dann direkt für die Mazeration-Tanks eingesetzt werden. Die Speicher sollten mindestens einen halben Tagesbedarf der Anlagen bereitstellen.

Die MZA I-III benötigen ca. 20 m^3 Wasser pro Tag. Ein halber Tagesbedarf wäre dann bei ca. 10 m^3 .

Temperaturniveau Rückkühlbecken

Heute werden die Rückkühlbecken mit 33 °C bzw. 23 °C betrieben. Der Extraktionsbetrieb möchte in erster Priorität das Kaltbecken auf 16 °C reduzieren. Mit 16 °C könnten die Temperaturen der Eindampfanlagen reduziert werden. Damit könnte auch der Dampfbedarf gesenkt werden.

Heute werden die Rückkühlbecken bei Lastspitzen gezielt gemischt bzw. intern umgewälzt. Dies hat zur Folge, dass die Abwärme aus den Eindampfanlagen (40 - 50 °C) in den Becken auf 33 °C reduziert wird. Mit der Umwälzung wird gleichzeitig das Kaltbecken auf 23 °C gehalten.

Eine grosse Wärmepumpe würde die Rückkühlung entlasten. Die Rückkühlbecken müssten möglicherweise nicht mehr durchmischt werden. Die Temperatur im Warmbecken würde auf ca. 40-45 °C ansteigen, während die Temperatur im Kaltbecken sinken würde.

Dimensionierung Wärmepumpe

Eine Wärmepumpe zur Entlastung der Rückkühlung sollte eine regulierbare Heizleistung von ca. 300 - 1'200 kW aufweisen. Die Vorlauftemperatur wäre bei ca. 80 °C, die Rücklauftemperatur bei ca. 50-60 °C.

Abbildung 22 zeigt ein Prinzipschema zur Integration der Wärmepumpe in den Rückkühlkreislauf.

Die Daten im Schema sind als Schätzung zu verstehen. Die Machbarkeit einer Wärmepumpe hängt von vielen verschiedenen Aspekten ab.

Sie können im Rahmen der Pinch-Analyse nicht detailliert geprüft werden. Die definitive Machbarkeit muss mit einer Vorstudie im Detail geprüft werden.

Folgende Punkte gilt es zu klären:

- Effektiv notwendige Heizleistung der Wärmepumpe
- Gleichzeitigkeit der Prozess- und Heizungsanlagen
- Temperaturverhalten der Rückkühlbecken bei Integration einer Wärmepumpe
- Rücklauftemperaturen im System
- Funktionalität der Wärmeübertragung bei den Eindampfanlagen (mit Wärmepumpe)
- Mögliches Kältemittel¹² der Wärmepumpe, d.h. synthetisches (z.B. R134 a) oder natürliches Kältemittel (z.B. Ammoniak, Propan, CO₂)
- Möglichkeit einer Hochtemperatur-Hybrid-Wärmepumpe¹³ (vgl. Abbildung 21)
- Fördergelder für eine Hochtemperatur-Wärmepumpe (z.B. eine Hybrid-Wärmepumpe würde in der Schweiz Pilot-Charakter haben)
- Massenstrom der Rückkühlbecken und die Auswirkung auf die (best.) Pumpen
- Soll mit direkter WRG gearbeitet werden (gemäss Pinch-Analyse) oder sollen auch

¹² Seit dem 1.12.2013 muss bei Anlagen mit mehr als 600 kW mit natürlichen, d.h. in der Luft stabilen, Kältemitteln wie z.B. Ammoniak, Propan oder CO₂ gearbeitet werden. Wärmepumpe mit natürlichem Kältemitteln weisen viele Vorteile bezüglich Ökologie und Energieeffizienz auf. Die Investitionskosten sind jedoch höher als bei synthetischen Kältemitteln.

¹³ Eine Hochtemperatur-Hybrid-Wärmepumpe nutzt neben einem Kompressionskreislauf zusätzlich einen Absorptionskreislauf. Dadurch wird die Wärmepumpe sehr effizient. Ausserdem sind Temperaturen von bis zu 105 °C machbar. Typische Anwendungsgebiete der Hybrid-Wärmepumpe sind Prozessanlagen (www.hybridenergy.no).

die WRG-Prozessströme (z.B. Eluat OTT I-III) mit der Wärmepumpe vorgewärmt werden. Eine Wärmepumpe könnte dann etwas grösser dimensioniert werden.

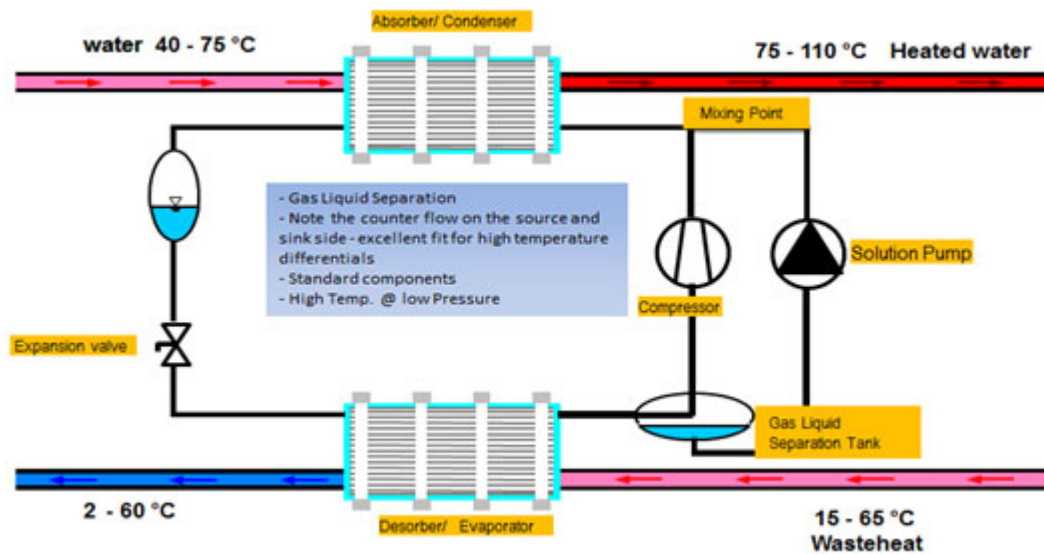


Abbildung 21: Hybrid-Wärmepumpe mit Kompressor- und Absorptionskreislauf¹³

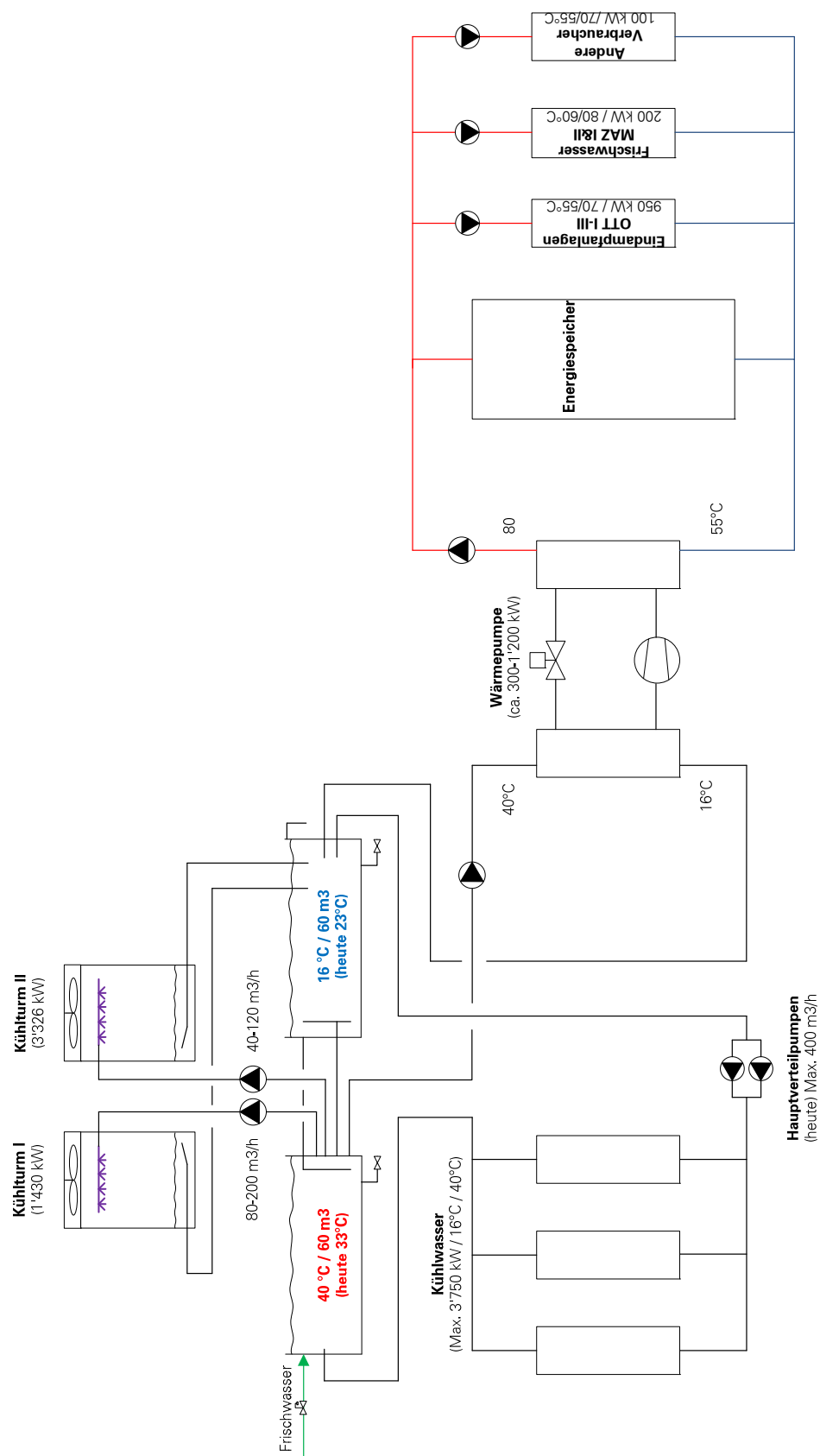


Abbildung 22: Wärmepumpe Prozesse als Entlastung der Rückkühlung

3.9 Übersicht Massnahmen aus Pinch-Analyse

Allgemein

Für die wirtschaftliche Bewertung werden Energiepreise von 11 Rp./kWh für Strom und 6 Rp./kWh für Erdgas verwendet.

Für die Daten der Pinch-Analyse mussten teilweise Model-Substanzen definiert werden. Diese zeigen bei den WRG-Massnahmen mittlere anzunehmende Leistungen bzw. Energiemengen auf, da die Produkte variieren.

Zur effektiven Dimensionierung der WRG müssen die Ströme über eine Produktionswoche gemessen werden. Damit können auch die WRG-Daten validiert werden.

UHT-Sterilisation

Der Eluat-Strom wird mittels WRG auf ca. 100 °C vorgewärmt (Tabelle 7).

Anlage	Massnahme	Leistung [kW]	Einsparung [MWh/a]	Kosten [CHF]	Payback [Jahre]
UHT-Sterilisation	Eluat vorwärmen	60	150	20'000	2

Tabelle 7: Massnahmen UHT-Sterilisation, Betriebszeit 2'500 h/Jahr

Perkolatoren

Der Feed zu den Perkolatoren wird mittels Eluat auf ca. 70 °C vorgewärmt (Tabelle 8).

Anlage	Massnahme	Leistung [kW]	Einsparung [MWh/a]	Kosten [CHF]	Payback [Jahre]
OTT I	Eluat/Feed Perkolator	35	88	15'000	3
OTT II	Eluat/Feed Perkolator	60	150	20'000	2.5
OTT III	Eluat/Feed Perkolator	70	175	22'000	2

Tabelle 8: Massnahmen Perkolatoren, Betriebszeit 2'500 h/Jahr

Der Feed der Eindampfanlagen soll mit dem Solvent der Perkolatoren von 40 °C auf 60 °C vorgewärmt werden (Tabelle 9).

Anlage	Massnahme	Leistung [kW]	Einsparung [MWh/a]	Kosten [CHF]	Payback [Jahre]
OTT I	Solvent/Feed Evaporator	36	90	15'000	3
OTT II	Solvent/Feed Evaporator	45	113	20'000	3
OTT III	Solvent/Feed Evaporator	45	113	20'000	3

Tabelle 9: Massnahmen Perkolatoren, Betriebszeit 2'500 h/Jahr

Mazeration

Wasser und Ethanol zu den Mazeration-Tanks soll extern vorgewärmt werden. Eine Wärmepumpe (Massnahme unten) bewirtschaftet dabei externe Speicher mit Frischwasser. Der Durchsatz der Mazeration-Anlagen kann um 25% von vier auf fünf Batches/Tag erhöht werden.

Der Ethanol-Strom zu den Mazeration-Tanks soll auf ca. 40 °C vorgewärmt werden (Tabelle 10).

Anlage	Massnahme	Leistung [kW]	Einsparung [MWh/a]	Kosten [CHF]	Payback [Jahre]
MZA I	Ethanol/Kondensat	53	34	18'000	9
MZA III	Ethanol/Kondensat	40	26	18'000	9

Tabelle 10: Massnahmen Mazeration-Tank, Betriebszeit 650 h/Jahr

Wärmepumpe

Die Daten der Wärmepumpe zeigen eine erste grobe Einschätzung der Situation. Die Datengrundlagen aus der Pinch-Analyse sind zu grob, um detaillierte Daten für ein Konzept zu ermitteln. Sie müssen in einer Vorstudie ermittelt werden.

Die Betriebszeit der Wärmepumpe wird mit 3'000 Stunden pro Jahr, die mittlere Leistung mit 800 kW angenommen.

Die Massnahme ist in Tabelle 11 und Tabelle 12 aufgeführt.

WP Leistung (mittlere)	Einsparung Erdgas [MWh/a]	Stromaufnahme [MWh/a]	Energiekosten [CHF/a]	Wartung / Betrieb [CHF/a]
800 kW	2'400	533	58'600	18'000

Tabelle 11: Wärmepumpe (NH₃) mit Betriebskosten

WP Leistung (mittlere)	Investition [CHF]	Betriebskosten [CHF/a]	Energieeinsparung [CHF/a]	Wärmegestehungskosten [Rp./kWh]
800 kW	1'800'000	76'600	144'000	10-12

Tabelle 12: Wärmepumpe (NH₃) mit Investition und Wärmegestehungskosten

4. Empfehlung

Allgemein

Die Prozessanlagen werden mit unterschiedlichen Produkten betrieben. Aus diesem Grund wurden für die Pinch-Analyse Model-Substanzen ermittelt. Die Daten sind mit Unsicherheiten behaftet.

Vor der Umsetzung wird empfohlen die Energieströme zu messen und zu validieren.

UHT-Sterilisation und Perkolatoren

Die UHT-Sterilisation und die Perkolatoren zeigen energetisches und wirtschaftliches Energiesparpotenzial von ca. 880 MWh/Jahr. Mittels interner WRG lassen sich die Massnahmen relativ einfach umsetzen, ohne Infrastruktur und andere Prozessanlagen zu tangieren.

Die Investitionskosten sind verhältnismässig tief. Es kann mit einem Payback von ca. zwei bis drei Jahren gerechnet werden.

Mazeration

Die (direkte) Vorwärmung des Ethanol-Stroms mit dem Brüdenkondensat der Centritherm zeigt eine verhältnismässig kleine Energieeinsparung. Die Investition ist entsprechend hoch. Die Massnahme wird nicht zur Umsetzung empfohlen.

In Zukunft sollte das Frischwasser zu den Mazerations-Tanks extern, unabhängig vom Prozess mittels Speicher vorgewärmt werden. Dazu sollte in erster Priorität mit einer Wärmepumpe gearbeitet werden.

Mit einem Speicherkonzept könnte der Durchsatz der Mazerations-Anlagen um 25% erhöht werden. Pro Tag könnten fünf anstatt vier Batches gefahren werden.

Wie sich ein Speicherkonzept mit einer Wärmepumpe ins System integrieren lässt, kann mit der Datengrundlage der Pinch-Analyse nicht abschliessend definiert werden.

Es wird empfohlen, dies in einer Vorstudie zu prüfen.

Wärmepumpe

Mit einer Wärmepumpe könnten ca. 2'400 MWh/a Erdgas eingespart werden. Der Wert ist als Hochrechnung zu verstehen und muss validiert werden.

2'400 MWh/a entsprechen ca. 25% der heutigen Erdgasmenge beim Extraktionsbetrieb.

Die Wärmepumpe würde die Rückkühlung entlasten. Die Durchmischung der Rückkühlbecken könnte dadurch reduziert werden. Das Warmbecken könnte die Temperatur an ca. 45 °C und das Kaltwasserbecken an ca. 16 °C annähern.

Es wird empfohlen, mit einer Vorstudie ein detailliertes Wärmepumpen- und Speicherkonzept auszuarbeiten.

Fördermassnahmen für eine Vorstudie sind zu prüfen. Eine Hochtemperatur-Wärmepumpe (z.B. Hybrid-Wärmepumpe) zur direkten Prozessbeheizung hätte in der Schweiz möglicherweise Pilot-Charakter.

Eine grosse industrielle Wärmepumpe könnte als Hauptenergieerzeuger im System beim Extraktionsbetrieb betrachtet werden. Ein zukünftiger Dampfkessel könnte möglicherweise signifikant kleiner gebaut werden.

Industrielle Wärmepumpen werden mit sehr soliden, langlebigen Komponenten gebaut. Sie sind keine Standardprodukte, sondern werden individuell für eine Anlage gebaut.

A.1 Anhang Stoffdaten

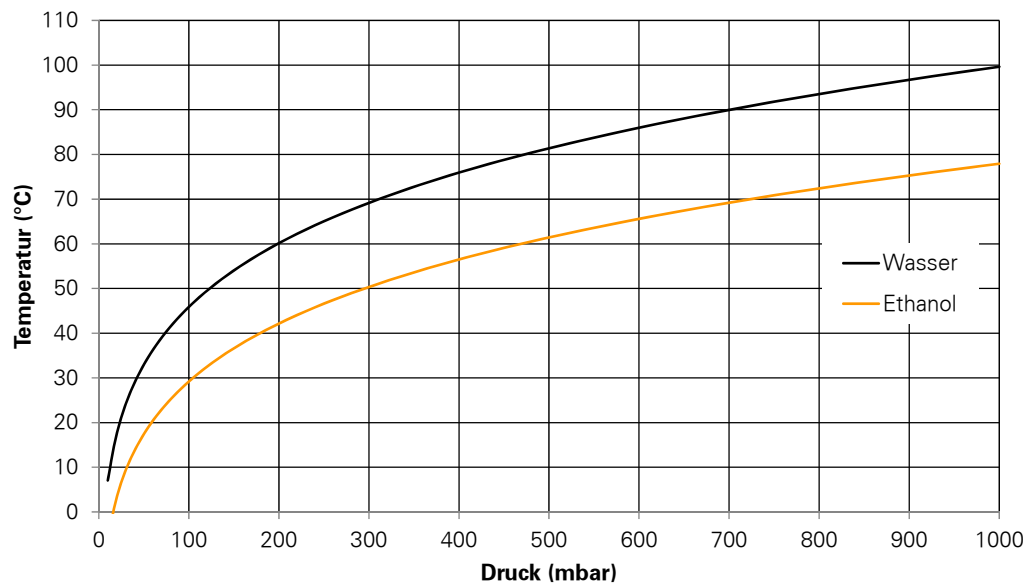


Abbildung 23: Dampfdruckkurven von Wasser und Ethanol

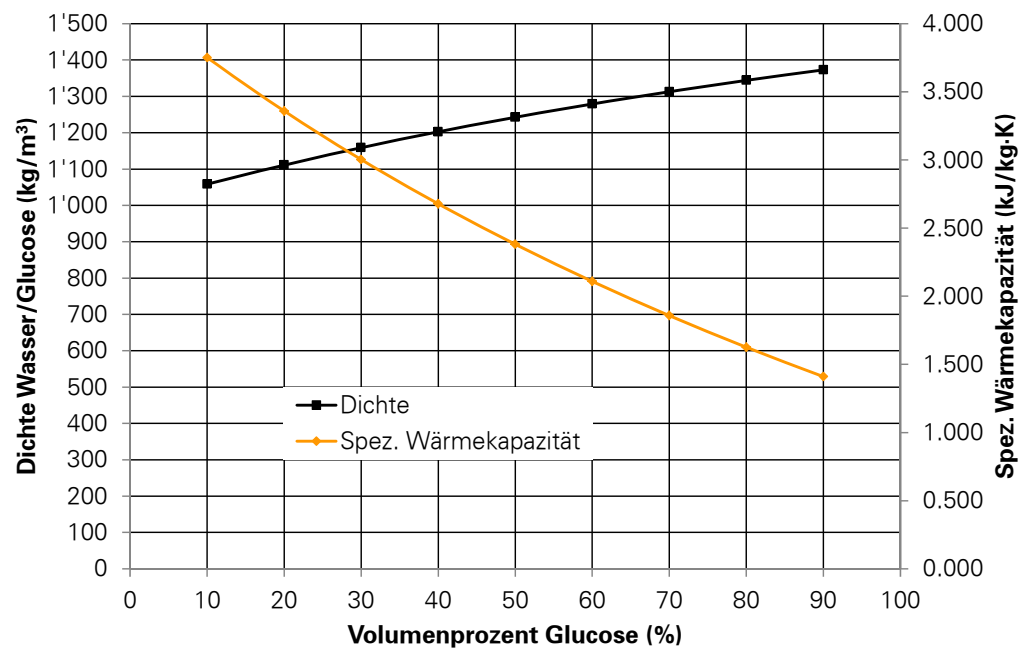


Abbildung 24: Dichte und spez. Wärmekapazität vom Gemisch Wasser / Glukose (25°C)

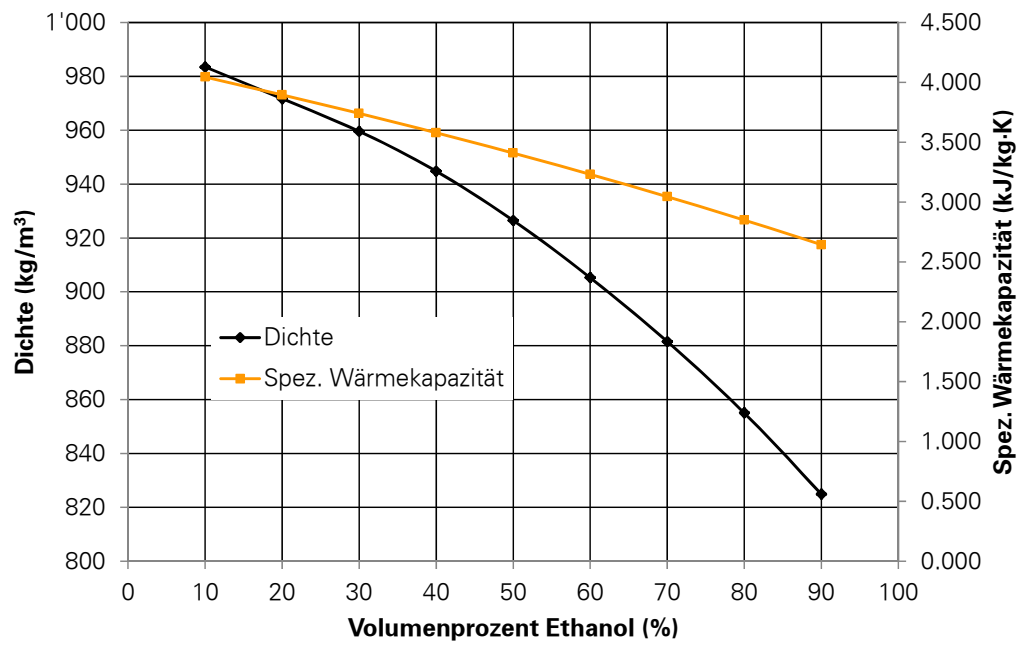


Abbildung 25: Dichte und spez. Wärmekapazität vom Gemisch Wasser / Ethanol (20°C)

A.2 Energiebilanz Extraktionsbetrieb

Gleichzeitigkeitsfaktor (%)		Heizen		Kühlen		Strom		Verdampfung h _D (kJ/kg) Wasser c _w (kJ/(kgK))		2'250 4.19	
Preis Biogas (CHF/MWh) (gem. EnAW)		85		75		100		dT Kühlwasser (K) Dichte Kühlwasser (kg/m ⁻³)		2.50 999.00	
Preis Erdgas (CHF/MWh) (gem. Frutarom)		160									
Preis Strom (CHF/MWh) (gem. EnAW)		0.07									
Preis Strom (CHF/MWh) (gem. EnAW)		110.5									
Laufzeit Prozesse [h]		2200									
Anlage	Vollaststunden (h)	Dampf		Kühlwasser		Strom					
		(kW)	(kg/h)	(kW)	(l/h)	(kW)	(MWh)				
MZA I	2'200	80	128	70	4'000	154	60				
MZA II	2'200	88	141	116	16'000	255	18				
MZA III	2'200	167	267	175	12'000	385	33				
Summe MZA I-III			737		794		244				
CentriTherm	2'200	600	960	582	65'000	1'280	16				
Dünnschichtverdampfer	2'200	800	1'280	900	100'000	1'980	35				
Technikum	2'200	267	427	350	30'000	770					
EAA I Verdampfer	2'200	200	320	291	23'000	640	15				
EAA I LM-Erhitzer	2'200	53	85	45	2'000	99	33				
EAA II Verdampfer	2'200	400	640	418	46'000	920	28				
EAA II LM Erhitzer	2'200	100	160	70	3'000	154	62				
EAA III Verdampfer	2'200	527	843	482	55'000	1'060	34				
EAA III LM-Erhitzer	2'200	133	213	93	4'000	205	75				
Summe EAA Verdampfer/LM-Erhitzer			3'109		3'078		169				
UHT I	2'200	133	213	232	13'000	510	9				
UHT pilot	2'200	40	64	70	3'000	154	5				
UHT ex Kanada	2'200	133	213	232	13'000	510	11				
Summe UHT			673		1'175		26				
Rührkessel AL 500l	2'200	53	85	93	3'000	205	1				
Rührkessel AL 2'000l	2'200	53	85	93	3'000	205	2				
Rührkessel Extr 1'500l	2'200	53	85	93	3'000	205	2				
Rührkessel Extr 5'000l	2'200	67	107	140	6'000	308	6				
Summe Rührkessel			497		922		13				
CentriTherm ex Kanada	2'200	600	960	582	65'000	1'280	24				
Trobot	2'200	80	128	70	20'000	154	35				
Heizung	2'200	67	107				16				
Kühlaggregate (Kühlraum)	2'200			145	6'000	319	29				
Total Verbrauch		3'990	6'384	4'007	371'250	11'752	64				
							8				
							18				
							46				
							101				
							375				
							1'320				

Tabelle 13: Energiebilanz Extraktionsbetrieb

A.3 Stromdaten der Pinch-Analyse

Process	Name	Hot/Cold	T _{in} [°C]	T _{out} [°C]	Flow [kg/s]	Cp [kJ/(kg*K)]	Leistung[kW]	t _{Start} [h]	t _{Stop} [h]
Gesamtanlage	Feed aufheizen 1 (Ethanol) MAZ	Cold	20.00	80.00	0.71	3.50	150	0.00	0.50
Gesamtanlage	Eluate kühlen 1 MAZ I	Hot	70.00	50.00	0.50	3.50	35	1.20	1.95
Gesamtanlage	Eluate kühlen 2 MAZ I	Hot	50.00	30.00	0.50	3.50	35	1.95	2.70
Gesamtanlage	Direktampf Centritherm MAZ II	Cold	120.00	121.00	0.27	2'200	600	0.00	2.70
Gesamtanlage	Evap. Kondensieren MAZ I	Hot	51.00	50.00	0.26	2'200	582	0.00	2.70
Gesamtanlage	Kühlung Vakuumpumpe MAZ I	Hot	60.00	30.00	0.20	4.20	25	0.00	2.70
MAZ_3;Gesamtanlage	Feed aufheizen 1 (Ethanol) MAZ	Cold	20.00	80.00	0.71	3.50	150	0.00	0.50
MAZ_3;Gesamtanlage	Eluate kühlen 1 MAZ III	Hot	70.00	50.00	1.26	3.50	88	1.20	1.95
MAZ_3;Gesamtanlage	Eluate kühlen 2 MAZ III	Hot	50.00	30.00	1.26	3.50	88	1.95	2.70
MAZ_3;Gesamtanlage	Direktampf Centritherm MAZ II	Cold	120.00	121.00	0.36	2'200	800	0.00	2.70
MAZ_3;Gesamtanlage	Evap. Kondensieren MAZ III	Hot	51.00	50.00	0.41	2'200	900	0.00	2.70
MAZ_3;Gesamtanlage	Kühlung Vakuumpumpe MAZ III	Hot	60.00	30.00	0.40	4.21	50	0.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Feed aufheizen OTT I	Cold	20.00	90.00	0.20	3.50	49	0.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Eluate kühlen OTT I	Hot	90.00	40.00	0.20	3.50	35	0.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Stripping Ethanol OTT I	Hot	90.00	50.00	0.31	3.50	44	2.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Evap. Verdampfen OTT I	Cold	60.00	61.00	0.10	1'650	165	1.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Evap. Kondensieren OTT I	Hot	41.00	40.00	0.16	1'650	266	1.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Evap. Feed aufheizen OTT I	Cold	40.00	60.00	0.51	3.50	36	1.00	2.70
OTT_I;Gesamtanlage	Kühlung Vakuumpumpe OTT I	Hot	60.00	30.00	0.20	4.20	25	1.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Feed aufheizen OTT II	Cold	20.00	90.00	0.34	3.50	84	0.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Eluate kühlen OTT II	Hot	90.00	40.00	0.34	3.50	60	0.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Stripping Ethanol OTT II	Hot	90.00	50.00	0.31	3.50	44	2.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Evap. Verdampfen OTT II	Cold	60.00	61.00	0.20	1'650	322	1.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Evap. Kondensieren OTT II	Hot	41.00	40.00	0.23	1'650	383	1.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Evap. Feed aufheizen OTT II	Cold	40.00	60.00	1.16	3.50	81	1.00	2.70
OTT_II;Gesamtanlage	Kühlung Vakuumpumpe OTT II	Hot	60.00	30.00	0.28	4.21	35	1.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Feed aufheizen OTT III	Cold	20.00	90.00	0.40	3.50	97	0.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Eluate kühlen OTT III	Hot	90.00	40.00	0.39	3.50	69	0.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Stripping Ethanol OTT III	Hot	90.00	50.00	0.31	3.50	44	2.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Evap. Verdampfen OTT III	Cold	60.00	61.00	0.27	1'650	440	1.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Evap. Kondensieren OTT III	Hot	41.00	40.00	0.26	1'650	437	1.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Evap. Feed aufheizen OTT III	Cold	40.00	60.00	1.27	3.50	89	1.00	2.70
OTT_III;Gesamtanlage	Kühlung Vakuumpumpe OTT III	Hot	60.00	30.00	0.36	4.21	45	1.00	2.70

Tabelle 14: Stromtabelle der Pinch-Analyse (Gesamtanlage)

A.4 Wärmeübertragernetzwerke

UHT

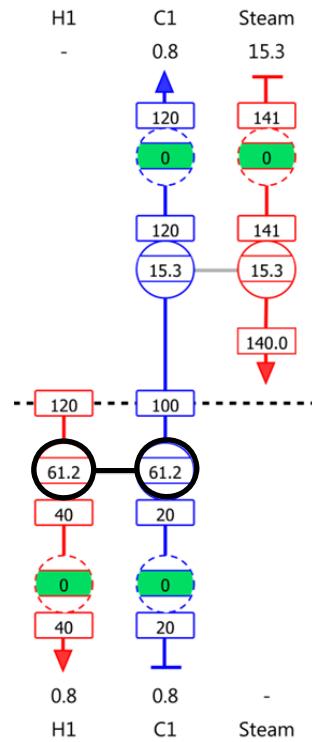


Abbildung 26: HEN UHT & Sterilisation

Perkolator

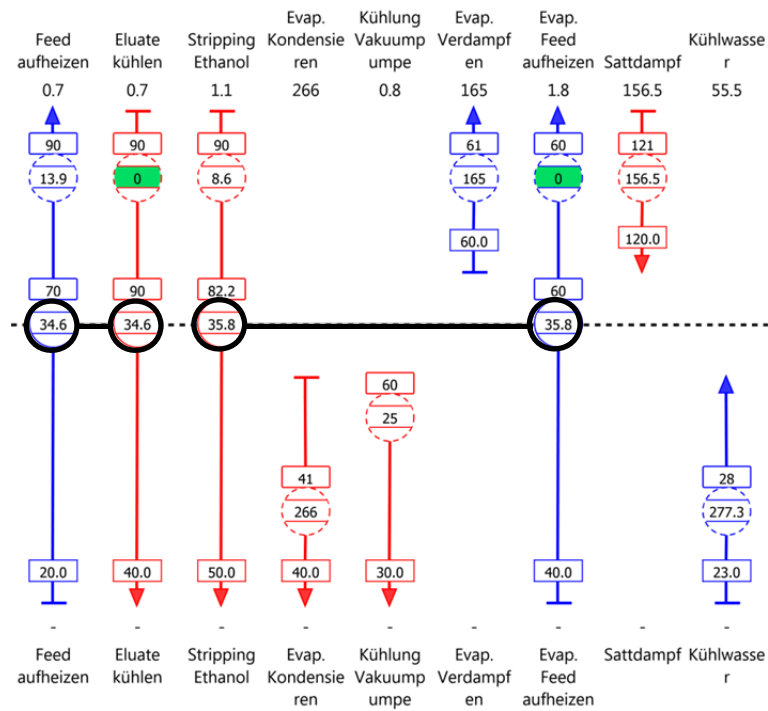


Abbildung 27: OTT I, HEN Perkolator und Eindampfanlage

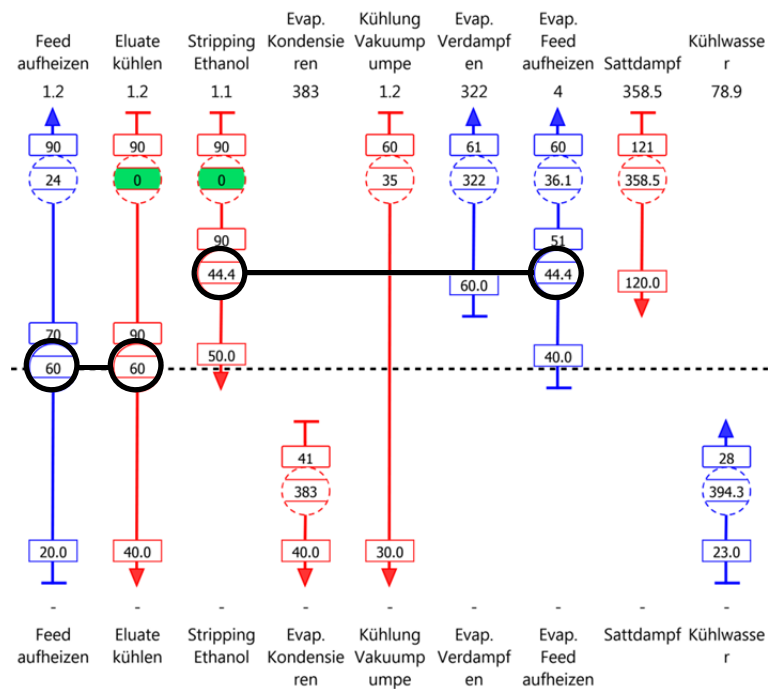


Abbildung 28: OTT II, HEN Perkolator und Eindampfanlage

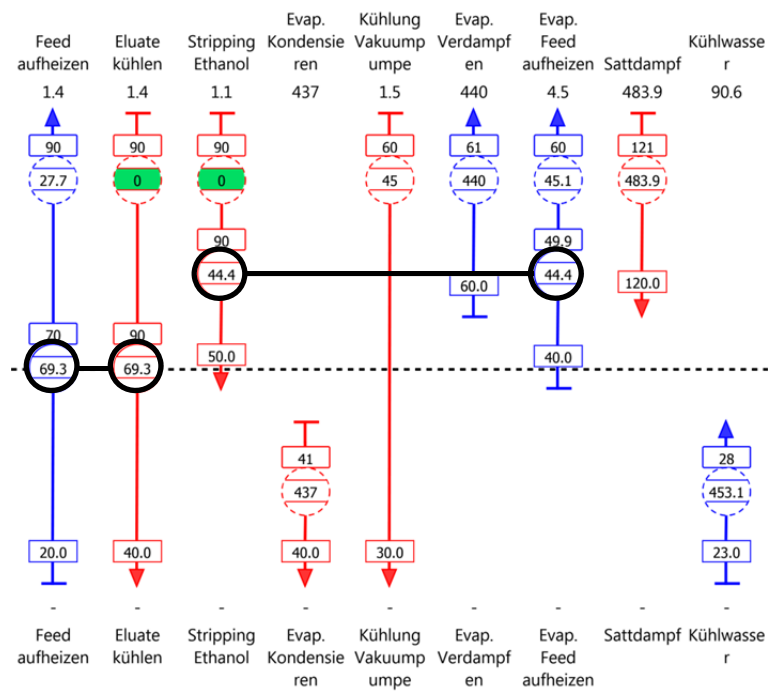


Abbildung 29: OTT III, HEN Perkolator und Eindampfanlage

Mazeration

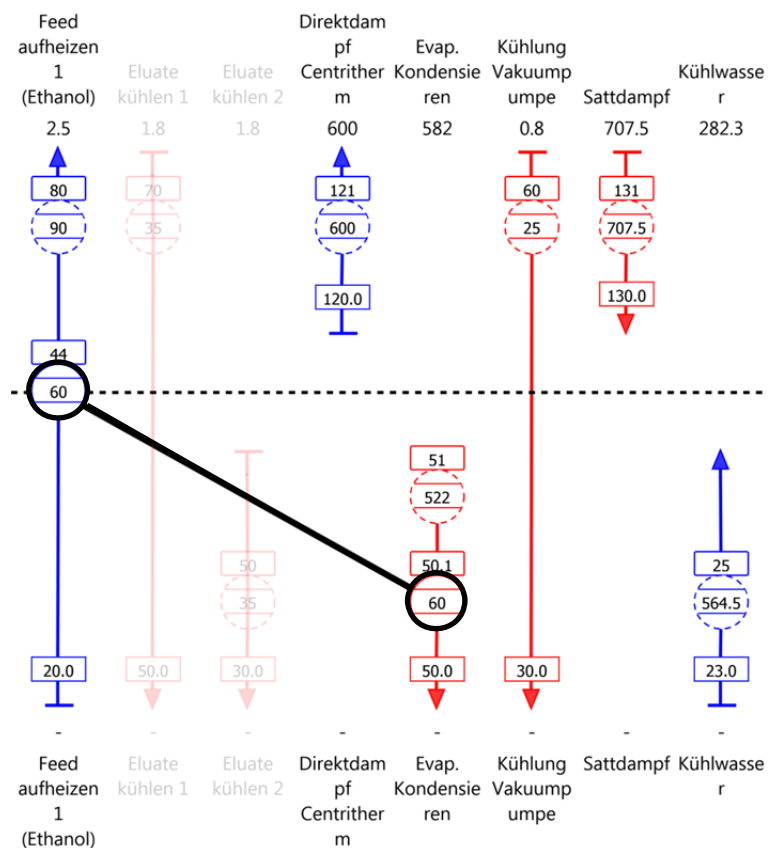


Abbildung 30: MAZ I, HEN Mazeration und Centritherm