



ICEBE
IMAGING
NATURE

Die Energie für
ein besseres Leben.



DIPLOMARBEIT

Untersuchungen zur Optimierung des Betriebs einer Gastrocknung mittels digitaler Methoden

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines
Diplomingenieurs unter der Leitung von

Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Hermann Hofbauer

am

Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften

betreut von

Dipl.-Ing. Josef Fuchs

Ing. Dipl.-Ing. Dr. Stefan Müller

Dipl.-Ing. Stephan Kreiger

Ing. Dipl.-Ing. (FH) Bernhard Bachler

Ing. Manfred Schlegel

eingereicht an der Technischen Universität Wien

Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

von

Fabian Schoißl



Wien, am 10.06.2020

Vorwort

An dieser Stelle möchte ich mich bei all jenen bedanken, die durch ihre fachliche und persönliche Unterstützung zum Gelingen dieser Diplomarbeit beigetragen haben.

Ganz besonders bedanken möchte ich mich Seitens der Technischen Universität bei Herrn Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Hermann Hofbauer für die Möglichkeit dieser Arbeit. Des Weiteren bei Herrn Dip.-Ing Josef Fuchs für die wissenschaftliche und richtungsweisende Unterstützung.

Ein großer Dank gilt auch der Firma, welche diese Arbeit zur Verfügung stellte. Ich bedanke mich Herzlich bei der OMV Gas Storage GmbH für die freundliche Hilfe, für die tollen Erfahrungen und für das kennen lernen dieses Konzerns. Persönlicher Dank geht an die Herrn Ing. DI (FH) Bernhard Bachler, Ing. Manfred Schlegel und Dipl.-Ing. Stephan Kreiger.

Ohne die finanzielle und persönliche Unterstützung meiner Eltern, Großeltern und meinen Bruder wäre so ein einwandfreies studieren nicht möglich gewesen, deshalb möchte ich mich sehr herzlich dafür bedanken.

Kurzfassung

Die OMV betreibt seit 1976 die Erdgasspeicher in Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn. Das Erdgas durchläuft in der obertägigen Anlage mehrere verfahrenstechnische Prozesse. Ein wichtiger Prozess ist die Gastrocknung bei der Entnahme des Erdgases. Bei der Gastrocknung handelt es sich um eine verfahrenstechnische Absorptionskolonne, welche den Wassergehalt im Erdgas verringert. Stoffaustausch, Phasenübergang und Phasengleichgewicht sind sehr komplexe Vorgänge in der Kolonne. Durch Veränderung von verschiedenen Prozessparameter, wie zum Beispiel Druck oder Temperatur, verändert sich auch das Ergebnis der Trocknung. Die zunehmende Flexibilisierung des Gasmarktes erhöht die Anforderungen an die Trocknungskolonnen. Zusätzlich stellt die Umstellung auf eine Wasserstoff- basierte Energieversorgung die Gasspeicher und damit auch die Trocknungskolonnen vor neue Herausforderungen. Um diesen Herausforderungen gerecht zu werden, wird mittels Aspen HYSYS ein Simulationsmodell der Trocknung erstellt. Eine Ermittlung der passenden Zustandsgleichung, welche am besten die Übergänge zwischen Erdgas, Wasser und Triethylenglykol beschreibt, ist notwendig. Dabei werden verschiedene experimentelle Daten mit Simulationsergebnissen verglichen. Die Ergebnisse vom Glycol-Package (Zustandsgleichung) korrelieren am besten mit den experimentellen Daten. Im nächsten Schritt werden einzelnen Module, wie zum Beispiel Erhitzer, Mixer und Kolonne, im Simulationsprogramm miteinander verknüpft. Danach wird der Wirkungsgrad der Absorptionskolonnen mit Onlinedaten aus der realen Anlage bestimmt. Somit kann der Einfluss von verschiedenen Parameter simuliert werden. Dabei wird stets der Wassertaupunkt der realen Anlage mit dem Simulationsmodell verglichen. Der Betrieb mit einer Beimischung bis zu 50 % Wasserstoff im Erdgas wird ebenfalls untersucht, um den Einfluss verschiedener Parameter auf das Gesamtsystem zu analysieren.

Abstract

Since 1976 OMV use the natural gas storages in Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn. Natural Gas streams through different processes at the over ground plant. A main important unit is the gas dehydration process during the extraction progress. The dehydration unit is an absorption column, which reduce the water content from the natural gas. Mass transfer, phase equilibrium and phase transition are very complex operations in the column. The change of different parameters, like pressure and temperature, have an impact to the dehydration result. For a change in the energy technology, the dehydration process should be analyzed for the admixture with hydrogen. Aspen HYSYS is used for the simulation, because it already has well implemented models and equations of state. An analysis, of which equation of state describes the transfers between natural gas, water and triethylenglycol best, has to be done. Therefore experimental data have to be compared with the simulation results. The results of the glycol package (equation of state) fits best. For the next step several models, like heater and column, are linked together to a closed system. Then the efficiency from the column is specified with online data from the real plant. Now the impact of different parameters can be simulated. The water dew point is used for the comparison of the real plant and the simulation model. An admixture of to 50 % of hydrogen is also simulated. Hydrogen has different impacts to the dehydration process.

Inhaltsverzeichnis

1	EINLEITUNG	1
1.1	ZIEL DER ARBEIT	3
2	STAND DES WISSENS ZUR ERDGASTROCKNUNG	4
2.1	MODELLIERUNG DER OBERTAGEANLAGE	4
2.2	ABSORPTION	10
2.3	TROCKNUNGSMETHODEN	13
2.4	HYDRATBILDUNG [26]	20
3	MODELLIERUNG DER TROCKNERKONFIGURATION	22
3.1	ANALYSE DER TROCKNERKONFIGURATION [29]	22
3.2	MATHEMATISCHE MODELLBILDUNG	25
3.3	SIMULATIONSTOOL	30
3.4	MODELLIERUNG DER EINZELKOMPONENTEN	31
3.5	STOFFDATEN	35
4	OPTIMIERUNG DER TROCKNERKONFIGURATION	43
4.1	WAHL DER RANDBEDINGUNGEN UND SETZWERTE	43
4.2	VALIDIERUNG DES STUFENWIRKUNGSGRADES DER ABSORPTIONSKOLONNE	47
4.3	EINFLUSS VON DRUCK UND TEMPERATUR AUF DIE ABSORPTION	52
4.4	AUFNAHME VON METHAN IN TEG	56
4.5	BEEINFLUSSUNG DES WASSERTAUPUNKTES DURCH DAS TEG	58
4.6	LEISTUNGSVERBRAUCH DES ERHITZERS	60
4.7	BEEINTRÄCHTIGUNG DURCH WASSERSTOFF	61
4.8	LEISTUNG DES GASGEMISCHES	65
4.9	WASSERSTOFFANTEIL IM BRÜDENGAS	67
5	CONCLUSIO	68
6	AUSBLICK	69
	NOTATION	71
	SYMBOLVERZEICHNIS	71
	ABKÜRZUNGSVERZEICHNIS	72
	LITERATURVERZEICHNIS	73
	TABELLENVERZEICHNIS	77
	ABBILDUNGSVERZEICHNIS	78
	ANHANG	82

1 Einleitung

Überschriften in den Nachrichten wie "Europa verfehlt Umweltziele für 2020" [1] sind immer häufiger zu lesen. Das Umweltthema polarisiert so stark wie noch nie zuvor und fordert die Politiker und die Wirtschaft weltweit. Das Pariser Klimaabkommen haben fast alle Länder der Welt unterzeichnet, um die Erderwärmung auf deutlich unter zwei Grad im Vergleich zur vorindustriellen Zeit zu begrenzen. Ein großer Schritt in die richtige Richtung ist der Ausstieg aus Kohle/ Erdöl und Umstieg zu alternative/ erneuerbare Energiequellen. Erdgas ist zum Vergleich zu den anderen fossilen Brennstoffen aufgrund des geringeren Kohlenstoffanteils klimaschonender und bietet deutliche Verbesserungen. In der deutschen Energiewirtschaft würde ein vollständiger Umstieg von Kohle auf Erdgas eine CO₂-Emissionsreduktion von mindestens 40 % erbringen. [2]

Aufgrund der zunehmenden Mobilisierung des Gasmarktes steht die Gasspeicherung in Österreich vor steigenden Herausforderungen. Extreme Speicherstände und große Speicher/- Entnahmeraten stellen große Anforderungen an den praktischen Betrieb der Gasspeicherstätten. Aktuelle Aktivitäten zum Thema „Greening the Gas“[3] führen zu wesentlichen neuen Fragestellungen hinsichtlich des zukünftigen Betriebs mit einem in Aussicht gestellten höheren Wasserstoffanteil im Erdgasnetz.

Mit bereits durchgeführten und aktuellen Forschungsprojekten wurde die Speicherfähigkeit von Wasserstoff als Beimengung zu Erdgas/ synthetischem Methan in Porenlagerstätten analysiert. Wasserstoff wird für zukünftige Technologien immer interessanter. Durch die Power-to-Gas-Technologie kann Wasserstoff zu einem direkt gespeichert, beigemischt oder später weiterverwendet werden, zum Beispiel als Primärenergie in Brennstoffzellen. In einem weiteren Prozessschritt kann synthetisches Methan durch die Reaktion von Wasserstoff mit Kohlendioxid hergestellt werden. Versorgungsschwankungen von Sonnen- und Windenergie können damit kompensiert werden. Die überschüssig erzeugte Energie der erneuerbaren Energiequellen kann für die Power-to-Gas-Technologie genutzt werden. [4][5]

Gaslagerstätten deren natürliches Vorkommen zur Neige gehen können heutzutage als Gasspeicher verwendet werden. Es wird also auf geologische Gegebenheiten zurückgegriffen, da diese Lagerstätten Gas über Jahrmillionen sicher gespeichert haben. In Österreich gibt es neben der OMV Gas Storage noch vier weitere Speicherunternehmen welche Speichermöglichkeiten vermarkten. Die OMV nutzt zwei Erdgaslagerstätten in Niederösterreich im Bezirk Gänserndorf. Die beiden Speicher befinden sich in den Gemeinden Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn. Das gesamte Arbeitsgasvolumen in Österreich beträgt 92,8 TWh. Die OMV besitzt 25,2 TWh und hält somit den größten Anteil. [6]

Österreich besitzt mit über 43.000 Kilometer [7] ein gut ausgebautes Erdgasnetz. Die Versorgung Österreichs mit Erdgas wird neben der inländischen Produktion überwiegend durch Importe

sichergestellt. Im Durchschnitt der letzten Jahre beträgt die eigene Förderung rund 20 % und der Rest kommt von anderen Ländern, wobei Russland der Hauptimporteur für Österreich ist.[8]

Abbildung 1-1 zeigt den monatlichen Erdgasverbrauch für das Jahr 2018. Der größte Anteil an Erdgas wird aufgrund der winterlichen Bedingungen zwischen November bis März benötigt. Durch diesen Verbrauch wird Erdgas in den Sommermonaten in die Lagerstätten eingespeichert und in den Wintermonaten ausgespeichert. Da der Gesamtverbrauch 2018 bei circa 96 TWh lag, ist Österreich in der Lage ungefähr den Jahresverbrauch in den vorhandenen Lagerstätten speichern zu können. [9]

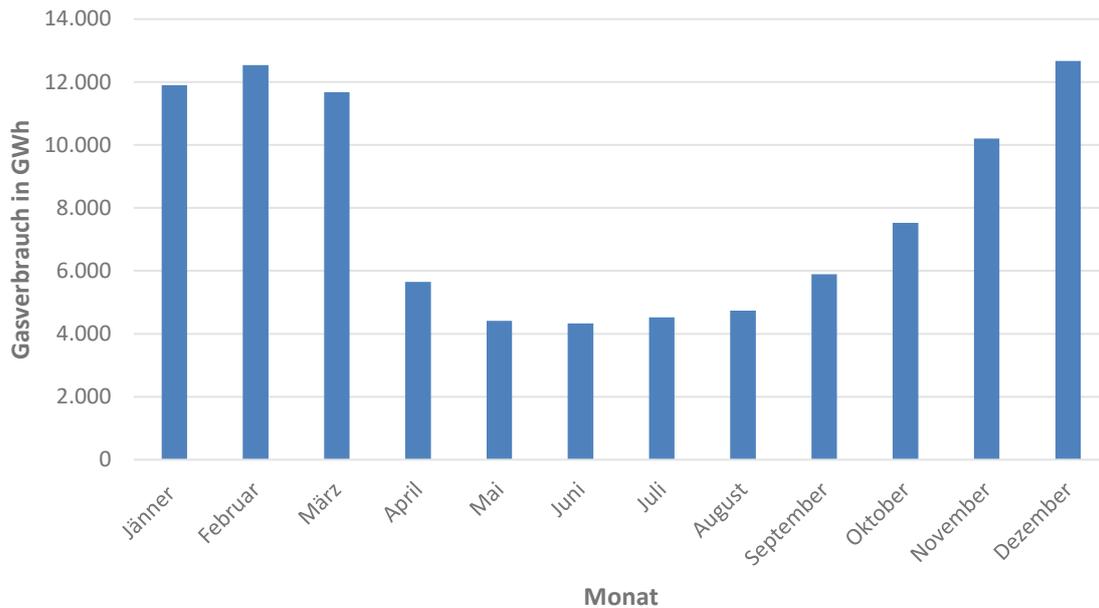


Abbildung 1-1: Erdgasverbrauch 2018 [9]

1.1 Ziel der Arbeit

Die obertägigen Anlagen weisen einige Optimierungen und Einsparpotentiale auf. Eine bis jetzt zu wenig betrachtete Einheit bildet die Gastrocknung, welche bei der Entnahme des Erdgases benötigt wird. Der komplexe Zustand des Phasengleichgewichts und des Phasen- und Stoffübergangs führt zu einer großen Herausforderung bezüglich der Optimierung. Um diese Herausforderung lösen zu können, wird ein Modell dieser Anlage erstellt. Die Ziele und zu lösende Problemstellungen lauten:

- Auswahl einer geeigneten Zustandsgleichung/ Modell:

Die Stoffe werden als reale Stoffe betrachtet und somit ist die Validierung eines geeigneten thermodynamischen Modells/ Zustandsgleichung notwendig. Nicht jede Zustandsgleichung beschreibt die vorhandenen Stoffe mit ausreichender Genauigkeit. Das Modell soll das reale System möglichst getreu wiedergeben, um eine aussagekräftige Antwort zu bekommen.

- Parametervariation von Druck und Temperatur:

Werden Druck und Temperatur bei der Trocknung verändert, so verändert sich das Gleichgewicht der Absorption und infolgedessen das Ergebnis. Eine wesentliche Untersuchung der Einflüsse von Druck und Temperatur sind erheblich. Weiters sollen die Parameter so gewählt werden, dass ein optimaler Betriebspunkt gefunden wird.

- Simulation der Beimischung von Wasserstoff:

Da eine Veränderung im Energiesektor angestrebt wird, wird immer mehr Aufmerksamkeit auf Wasserstoff als Energieträger gelegt. Aufgrund dessen gibt es seitens der OMV ein aktuell laufendes Wasserstoffprojekt, wo ein bis jetzt noch nicht untersuchter Punkt die Veränderung der Trocknungsergebnisse durch Zugabe von Wasserstoff ist. Ob und welches thermodynamische Modell die zusätzliche Zugabe von Wasserstoff beschreibt, oder auch nicht, muss analysiert werden. Eine Aussage über die Veränderung der Parameter und der Trocknungsergebnisse soll getroffen werden.

- Wirtschaftliche Verbesserung:

Eine wirtschaftliche Optimierung soll aus den vorherigen genannten Zielen resultieren. Jede Einsparung begünstigt die Umwelt und den wirtschaftlichen Erfolg.

2 Stand des Wissens zur Erdgastrocknung

2.1 Modellierung der Obertageanlage

I. Lagerstätten

Die Erdgasspeicherstätten in Schönkirchen- Reyersdorf können in fünf Horizonte und in Tallesbrunn in einen Horizont eingeteilt werden. Bei den Speicherhorizonten handelt es sich um Trockengaslagerstätten, mit Ausnahme des tiefsten Horizonts in Schönkirchen- Reyersdorf, denn dieser war eine Erdöllagerstätte. Die Speicherhorizonte unterscheiden sich bezüglich Volumen, Druck, Tiefe, und weiteren Größen. Eine vereinfachte geologische Skizze der Horizonte in Schönkirchen- Reyersdorf ist in der Abbildung 2-1 dargestellt.

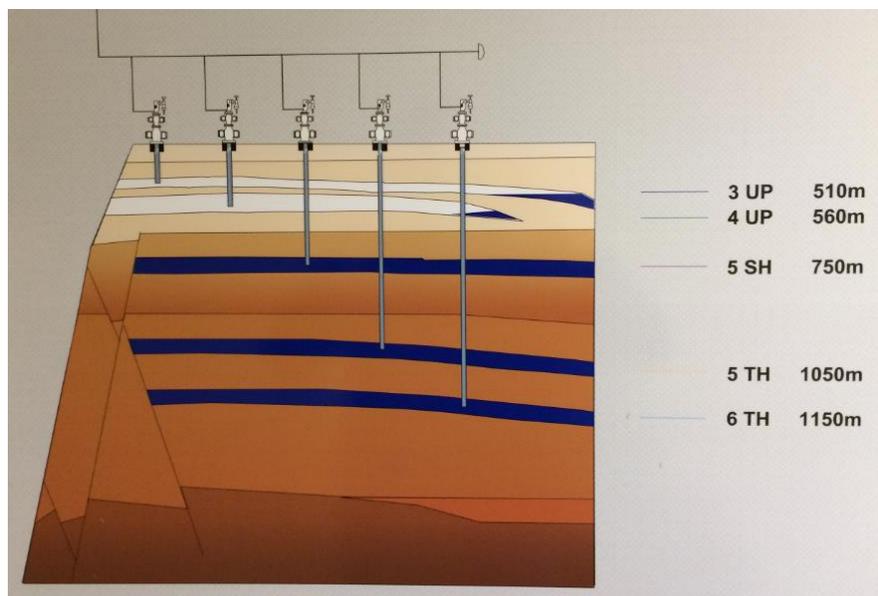


Abbildung 2-1: Vereinfachte Darstellung der geologischen Speicherhorizonte [10]

Diese Lagerstätten bestehen aus Sandsteinschichten mit einer darüber liegenden undurchlässigen Deckschicht. Das Erdgas ist in den Poren des Sandsteines gelagert. Neben den Kohlenwasserstoffen befindet sich auch Wasser in den Lagerstätten. In der Abbildung 2-2 sind das Lagerstättenwasser und der Porenspeicher zu sehen. Das Wasser hat Einfluss auf Effizienz und Mindestfüllstand. Wegen der geothermischen Tiefe übt das Wasser Druck auf das Erdgas aus.

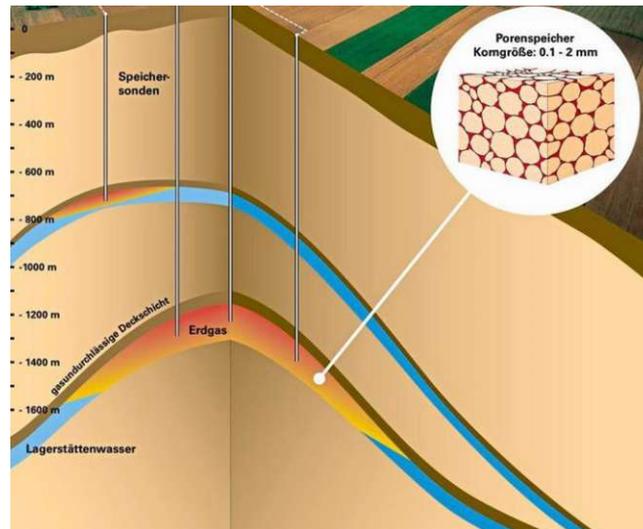


Abbildung 2-2: Schematische Darstellung des Erdgases und des Lagerstättenwassers [11]

Aufgrund des Aquifers, siehe Abbildung 2-3, wird das gespeicherte Gas in ein Arbeitsgas und Kissengas/ Polstergas unterteilt. Das Polstergas muss stets in den Lagerstätten vorhanden sein, damit ein Verwässern der Sonden beim Ausspeichern verhindert wird. Nachteile dieser Aquifers sind die Sättigung des Erdgases mit Wasserdampf und ein geringer Austrag von Wasser bei der Entnahme des Gases.

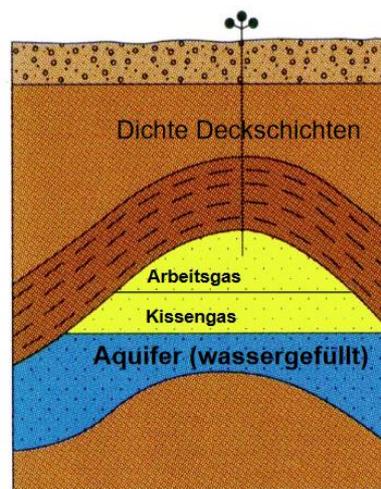


Abbildung 2-3: Arbeitsgas, Kissengas und Aquifer [12]

II. Simulationsmodell [13]

Ein Simulationsmodell zur Evaluierung der prozesstechnischen Obertageanlagen an einem OMV Gasspeicher wurde in einer vorhergehenden Arbeit erstellt [13]. Die beiden Speicherstationen Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn wurden modelliert. Bei dem verwendeten

Simulationsprogramm handelt es sich auf dem von MATLAB basierten Simscape, wobei innerhalb von Simulink die Modellierung der physikalischen Prozesse abläuft. Um folgende Prozesseinheiten handelt die Simulation im Wesentlichen:

- Gaskühler
- Verdichter
- Filterseparator
- Gastrocknung
- Druckreduktion
- Gasvorwärmung
- Eingangsseparator
- Lagerstätte/ Pipeline

Abbildung 2-4 zeigt eine schematische Darstellung der verwendeten Prozesseinheiten der Gasspeicherstationen bei der Entnahme. Eine Luftaufnahme der Anlage in Schönkirchen- Reyersdorf ist in der Abb. 2-5 zu sehen und unterscheidet sich vom Aufbau der Anlage in Tallesbrunn, siehe Abbildung 2-6, nicht.

Erdgas strömt mit einem gewissen Druck aus der Lagerstätte von wo es mit Rohrleitungen zur Anlage gefördert wird. In einem ersten Schritt wird vorhandenes Wasser durch Eingangsseparatoren abgetrennt. Die Gasvorwärmung dient zur Vermeidung von Hydrat- beziehungsweise Eisbildung, welche aufgrund der Abkühlung durch die nachfolgende Druckreduktion entsteht. Des Weiteren wird das Gas auf die gewünschte Temperatur für die Gastrocknung gebracht. Flüssige oder feste Verunreinigungen werden durch die nachfolgenden Filterseparatoren abgetrennt. In der Gastrocknung wird Wasserdampf vom Erdgas abgetrennt und das Gas durchströmt erneut Filterseparatoren. Um das Erdgas auf den für die Pipeline nötigen Druck zu erhöhen, wird es in Verdichtern komprimiert. Die Verdichter verursachen eine Temperatursteigerung, deshalb ist eine nachfolgende Kühlung erforderlich.

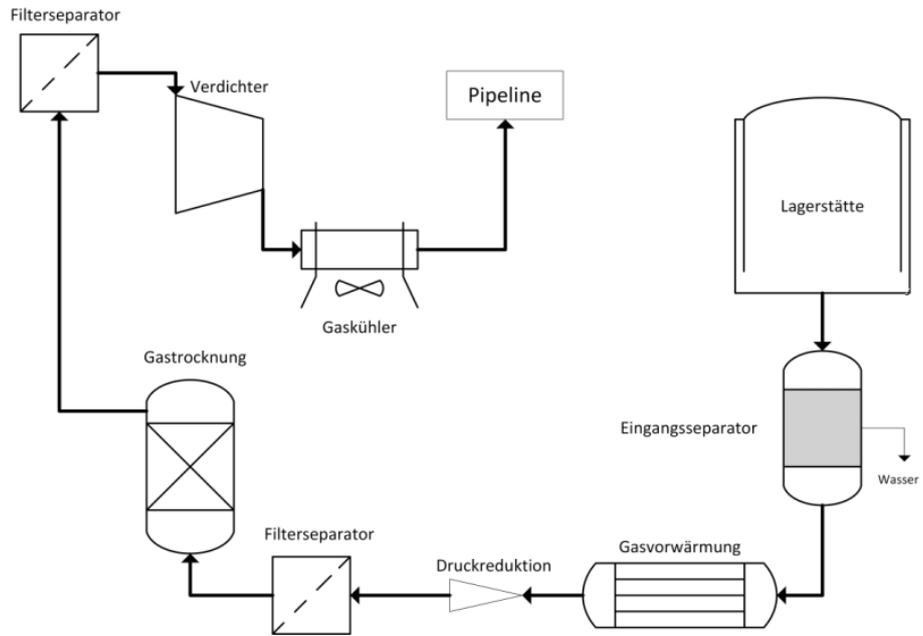


Abbildung 2-4: Schematische Darstellung der Anlagen der Gasspeicherstationen bei der Entnahme [13]



Abbildung 2-5: Luftaufnahme der Speicherstation Schönkirchen- Reyersdorf [10]



Abbildung 2-6: Luftaufnahme der Speicherstation Tallesbrunn [10]

Abhängig vom vorliegenden Druck in den Lagerstätten kann die Entnahme beziehungsweise die Speicherung in unterschiedliche Anlagenfahrweisen eingeteilt werden:

- Speichern ohne Verdichtung
- Speichern mit Verdichtung
- Entnahme ohne Verdichtung
- Entnahme mit Verdichtung
- Boosterbetrieb und Mengenaufteilung

Abbildung 2-7 zeigt das gesamte Simulationsprogramm für die Fahrweise „Entnahme mit Verdichtung“. Die durchsichtigen/ hellen Modellblöcke werden für diese Anlagenfahrweise nicht benötigt und dadurch deaktiviert.

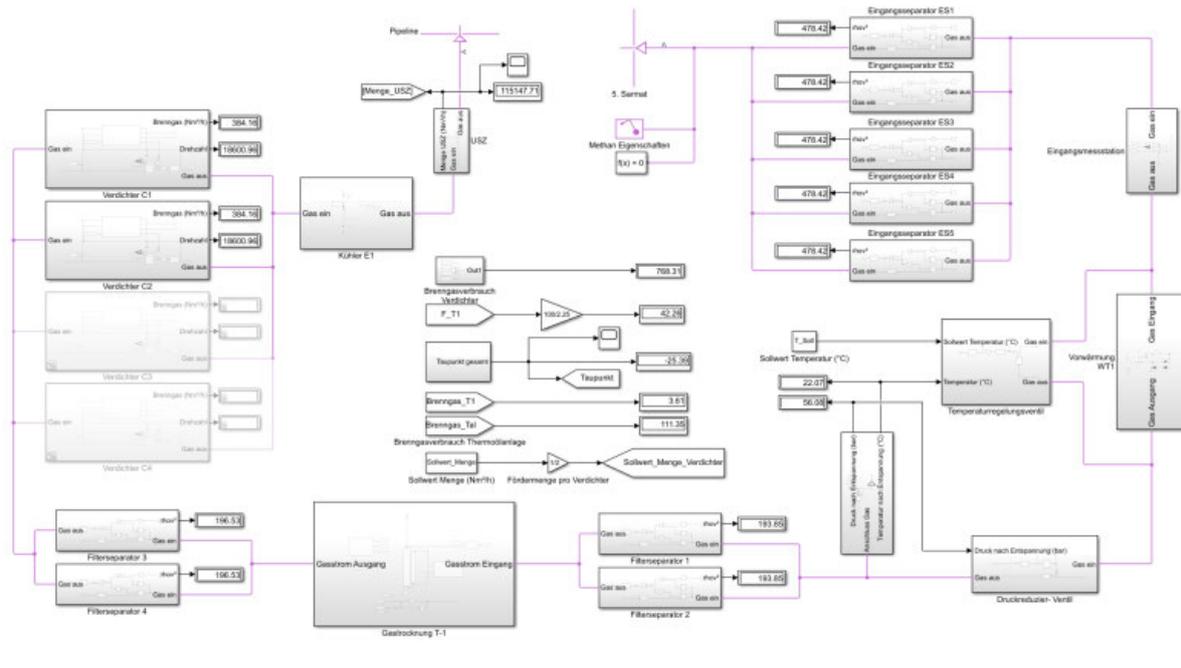


Abbildung 2-7: Darstellung des ganzen Modells bei der Entnahme mit Verdichtung der Speicherstation Tallesbrunn [13]

III. Ergebnis und Ausblick von der vorhergehenden Arbeit [13]

Das Ergebnis des Simulationsmodells stimmt gut mit den tatsächlichen Messdaten überein. Unter Betrachtung der Werte für Druck und Temperatur an verschiedenen Punkten sind nur kleine Abweichungen zu den vorhandenen Messdaten festzustellen. Brenngas wird beim Verdichter, der Vorwärmung und bei der Regeneration der Gastrocknung verbraucht. Beim Vorwärmer und bei der Gastrocknung ist die Verifikation des Brenngasbedarfs aufgrund mangelnder Messwerte schwierig. Die Simulation und Erfahrungsberichte lassen darauf schließen, dass die größte Menge des Brennstoffs von den Verdichtern verbraucht wird.

Bei der Gastrocknung werden aufgrund der Komplexität Vereinfachungen getroffen. Dazu gehören unter anderem eine konstant angenommene Glykolreinheit und der Verzicht von Strippgas. Für eine Verbesserung des Modells sollte die Glykolreinheit in regelmäßigen Abständen überprüft werden. Ferner wäre eine Aufzeichnung der verwendeten Menge an Strippgas und dessen Einfluss auf die Reinheit für eine Optimierung nötig. Der Einfluss von Temperatur und Druck wird nur bei der Berechnung des Flutpunktes berücksichtigt, jedoch wird der Einfluss auf die Absorption komplett vernachlässigt. Eine weitere Vereinfachung wird im Zusammenhang von Trocknungsgrad und Verweilzeit des Erdgases innerhalb der Kolonne gemacht, da keine Stoffaustauschreaktionen betrachtet werden und das Phasengleichgewicht vernachlässigt wird. Die Gastrocknung weist zu viele unbekannte Größen in der Simulation auf.

Die Ergebnisse der Simulation weisen darauf hin, dass die Gastrocknung und Gaskühlung als begrenzender Faktor der Einzelkomponenten betrachtet werden können. Eine Verbesserung dieser Komponenten führt zu einem besseren Gesamtmodell.

2.2 Absorption

Grundlagen

Die verfahrenstechnische Trenntechnik der Gastrocknung beruht auf Absorption und Desorption. Das Verfahrensprinzip ist in der Abbildung 2-8 gezeigt. Bei dem thermischen Trennverfahren „Absorption“ werden aus einem Gasgemisch ein oder mehrere Stoffe entfernt. Diese Stoffe werden Absorptiv genannt. Notwendig dafür ist ein Stoffaustausch zwischen Gasphase und Flüssigkeit. Diese Flüssigkeit wird als Absorbens (Lösungsmittel, Absorptionsmittel) bezeichnet. Die Löslichkeit des zu entfernenden Stoffes muss in der Flüssigkeit höher als im Gas sein. Ein geeignetes Lösungsmittel ist dafür notwendig. Die Bindung im Lösungsmittel kann physikalisch oder chemisch erfolgen. Es wird daher zwischen physikalischer und chemischer Absorption unterschieden. Der Umkehrvorgang wird Desorption genannt. [14][15]

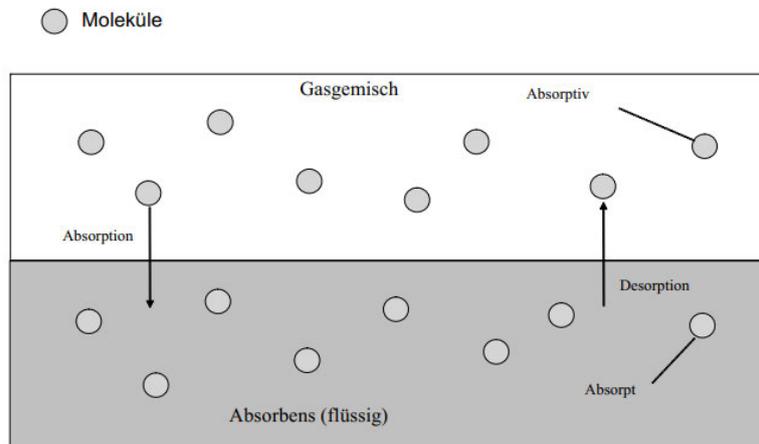


Abbildung 2-8: Verfahrensprinzip Absorption [14]

Abbildung 2-9 zeigt eine Absorption mit nachgeschalteter Regeneration. Die Reinigung des gesättigten Absorbens (Absorbat) findet in der Regeneration statt, wo das Absorptiv abgetrennt wird. Das rein gewonnene Absorptionsmittel durchläuft erneut einen Absorptionszyklus.

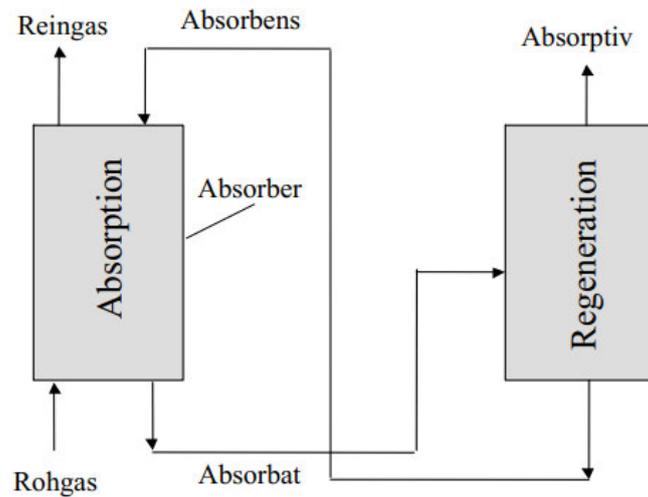


Abbildung 2-9: Absorption mit nachgeschalteter Regeneration [14]

Einbauten

Bei der Kolonne kann je nach verwendeten Einbauten in Bodenkolonnen, Benetzungskolonnen (Füllkörper- und Packungskolonne) oder in Kolonnen mit bewegten Einbauten unterschieden werden. Drei häufig verwendete Einbautypen sind: [15][16]

I. Bodenkolonne

Die Böden können in Sieb-, Tunnel-, Ventil- oder Glockenböden unterteilt werden. Die Flüssigkeit wird in den Böden aufgestaut und das Gas dringt durch Öffnungen in die Flüssigkeitsschicht ein. Dadurch bildet sich eine Zweiphasenschicht, wo der Wärme- und Stoffaustausch stattfindet. Der Austausch führt zu einem Gleichgewicht und im Idealfall entspricht ein Boden einer theoretischen Trennstufe. Die Flüssigkeit sammelt sich am Kolonnenboden und das Gas im Kolonnenkopf.

Abbildung 2-10 zeigt eine vereinfachte Darstellung eines Siebbodens mit Zulaufwehr und Ablaufwehr, welche für die Aufstauung der Flüssigkeit notwendig sind.

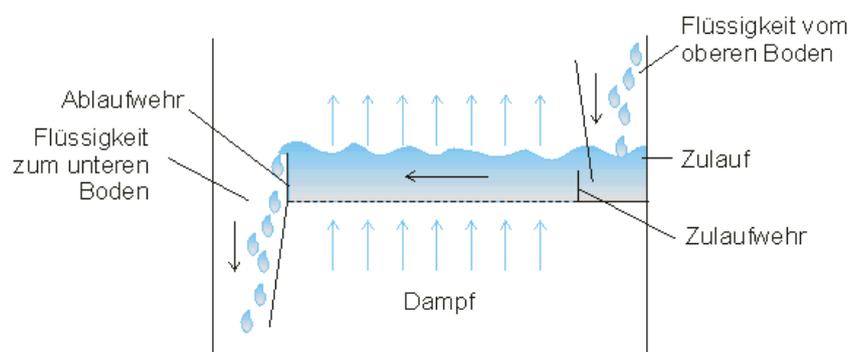


Abbildung 2-10: Prinzipskizze eines Siebbodens [17]

II. Packungskolonne

Die Kolonne ist entweder mit geordneten oder ungeordneten Packungen gefüllt. Der Wärme- und Stoffaustausch ist von einer gleichmäßigen Flüssigkeitsverteilung in der Packung abhängig. Bei hohen Kolonnen ist es notwendig die Flüssigkeit nach einer gewissen Packungshöhe zu sammeln und erneut zu verteilen. Wegen den Packungen ist mit großen Druckverlusten zu rechnen. In der Abb. 2-11 ist links eine Packungskolonne und rechts eine Mellapak- Packung zu sehen.

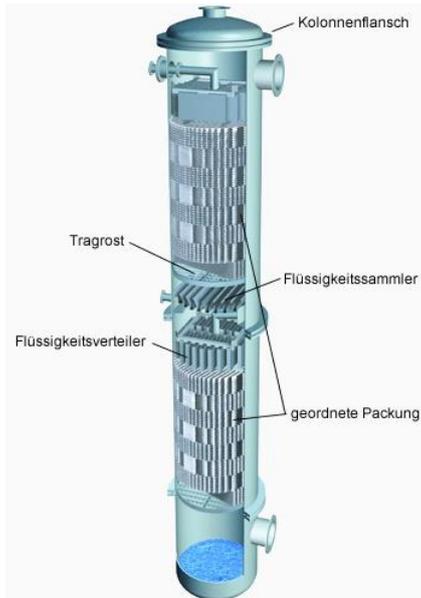


Abbildung 2-11: links: Kolonne gefüllt mit Packungen [18], rechts: Mellapak- Packung der Firma Sulzer AG [19]

III. Füllkörperkolonne

Die Füllkörper können unterschiedlichste Geometrien besitzen und bestehen aus den verschiedensten Materialien. Oft verwendete Füllkörper sind zum Beispiel Raschig- Ring, Prall- Ring oder Berl- Sattel. Die Füllkörper werden lose in die Kolonne eingebracht und sorgen durch die große Oberfläche für guten Wärme- und Stoffaustausch. Des Weiteren weisen Füllkörper einen geringen Strömungswiderstand auf. In der Abbildung 2-12 sind verschiedene Füllkörper skizziert.

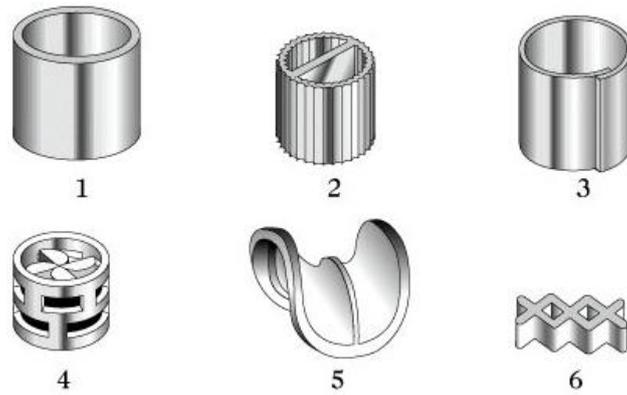


Abbildung 2-12: Füllkörper: 1,2,3 Raschigringe, 4 Prallring, 5 Sattelkörper, 6 Strahlenkörper [20]

2.3 Trocknungsmethoden

Aufgrund der unterirdischen Lagerstätten wird das Erdgas während der Speicherung mit Wasserdampf gesättigt. Vor allem bei ehemaligen Erdöllagerstätten kann es zu Verunreinigungen des gespeicherten Gases durch Dämpfe höherer Kohlenwasserstoffe kommen.

Die ÖVGW-Richtlinie G31 (Qualitätsanforderungen für Gase im österreichischen Gasnetz) schreibt eine maximale Konzentration an Wasser vor, welche durch den Wassertaupunkt von maximal -8 °C bei 40 bar [21] Druck begrenzt ist. Diese Spezifikationen sind je nach geographischer Region unterschiedlich.

Durch eine unzureichende Abscheidung des Wassers im Gas können mehrere Probleme entstehen: [22]

- Wasser kann in Kombination mit Erdgas Hydrate bilden, was zu Verstopfungen in Ventilen, Armaturen oder Rohrleitungen führt
- Kondensiertes Wasser verursacht Korrosion
- Schwallströmungen und Erosionen können in den Rohrleitungen auftreten
- Wasserdampf erhöht das Volumen und verringert den Heizwert

Diese Probleme können durch eine geeignete Erdgastrocknung verhindert werden. Für die Trocknung können mehrere Verfahren eingesetzt werden. Zu diesen zählen:

- Absorption
- Adsorption
- Kondensation
- Trennung durch Überschallgeschwindigkeit
- Membrantechnik

2.3.1 Absorption

Die am weitesten verbreitete Methode zur Trocknung von Erdgas ist die Absorption, welche üblicherweise mit Glykol durchgeführt wird. Monoethylen-, Diethylen-, Triethylen- und Tetraethylenglykol sind für den kommerziellen Betrieb anwendbar. Triethylenglykol weist die besten technischen, sowie wirtschaftlichen Eigenschaften auf und wird in der Industrie am häufigsten eingesetzt [23]. Abb. 2-13 zeigt das Schema einer Trocknung mittels Absorption samt anschließender Regeneration.

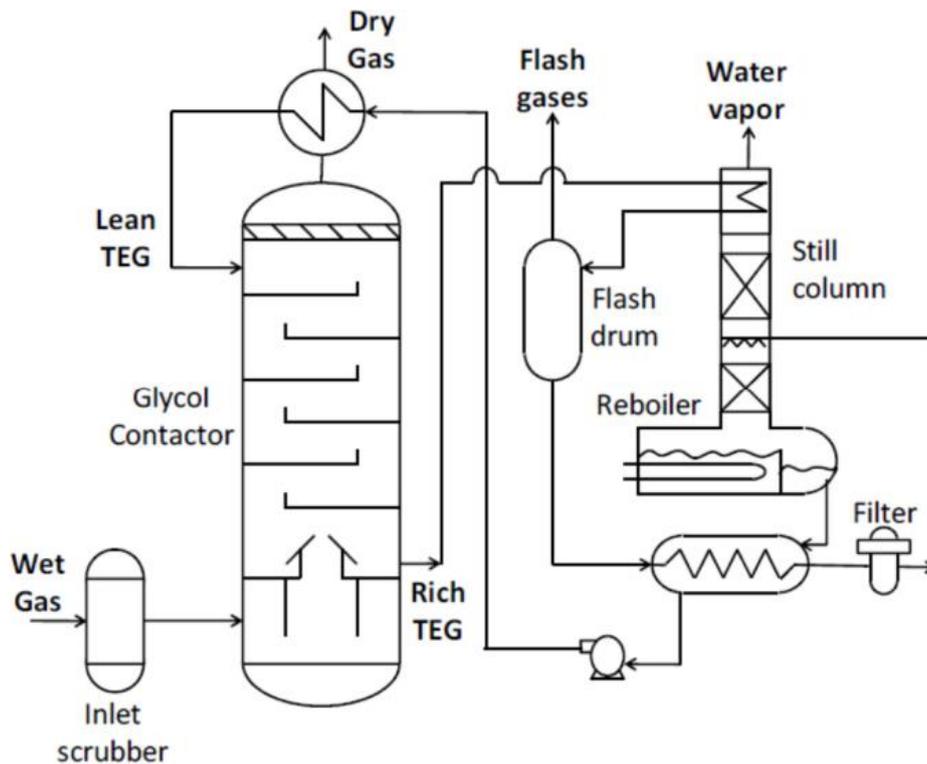


Abbildung 2-13: Schema einer Absorptions-Gastrocknungsanlage [22]

Die Absorptionskolonne kann als Packungs- oder Bodenkolonne ausgeführt sein und wird im Gegenstrom durchflossen. Das mit Wasser angereicherte Glykol wird am Boden abgezogen und strömt durch den Wärmetauscher, welcher ganz oben in der Stillkolonne eingebaut ist. Der Flashseparator trennt die Gase vom Strom. Das beladene TEG fließt durch einen Wärmetauscher und einen Filter bevor das Glykol in die Kolonne eingesprüht wird. Im Reboiler wird das gesammelte Wasser- TEG- Gemisch durch Erhitzung getrennt. Das Wasser verdampft dabei. Die Temperatur darf 208°C nicht überschreiten, sonst zersetzt sich das TEG. Das regenerierte TEG fließt in einen Tank, danach durch eine Pumpe und einen Wärmetauscher bevor es in die Absorptionskolonne eingesprüht wird.

Die Zirkulationsrate und die Reinheit vom regenerierten TEG sind limitierende Faktoren in Bezug auf den Wassertaupunkt vom Erdgas. Es ist eine sehr hohe Reinheit des regenerierten TEGs verlangt, aber

diese wird schwer ohne zusätzliche Einrichtungen erreicht. Die einfachste Verbesserung erfolgt durch Einblasen von Strippgas in den Reboiler.

2.3.2 Adsorption

Das zweite Dehydrierungsverfahren ist die Adsorption von Wasser mit einem festen Trocknungsmittel. Bei dieser Methode ist das Wasser an Molekularsieben, Kieselgelen oder Aluminiumoxiden adsorbiert. Mit steigendem Druck des Gases und sinkender Temperatur nimmt die Menge an adsorbierten Wassermolekülen zu. Die Trocknungskolonnen arbeiten immer periodisch, deshalb werden mindestens zwei Kolonnen benötigt. Eine der beiden Kolonnen trocknet das Gas während bei der anderen die Regeneration abläuft. In der Abbildung 2-14 ist das Schema einer Gastrocknungsanlage mittels Adsorption dargestellt.

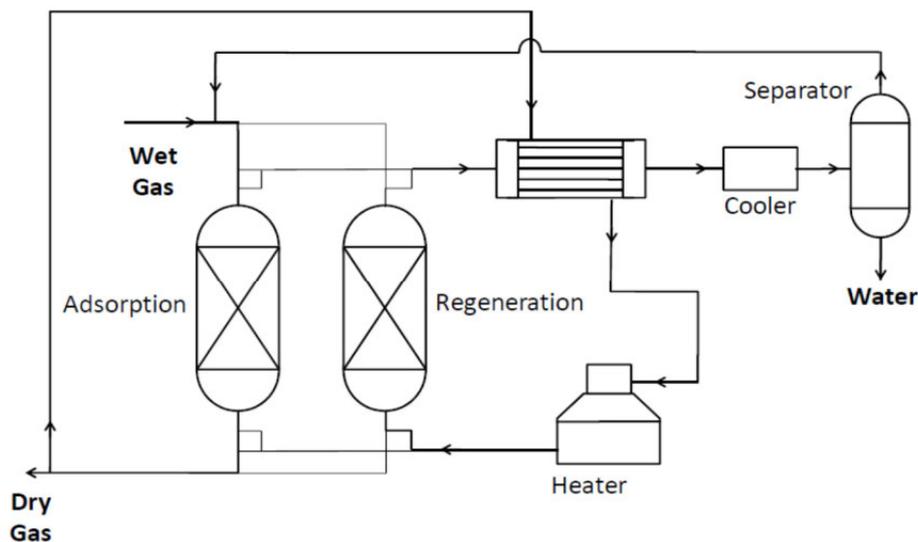


Abbildung 2-14: Fließbild einer Adsorptions-Gastrocknungsanlage [22]

Das zu trocknende Gas strömt von oben in die Adsorptionskolonne ein und wird getrocknet. Für die Regeneration wird das Regenerationsgas im Brenner aufgewärmt und strömt in die Regenerationskolonne. Dort wird das Wasser ins Regenerationsgas desorbiert und das Adsorbens kann wiederverwendet werden. Im Kühler kondensiert Wasser aus und das Gas wird im anschließenden Separator abgetrennt und zurückgeführt. [22]

2.3.3 Kondensation

Bei dieser Variante werden die gasförmigen Wassermoleküle durch Kühlung in die Flüssigphase kondensiert und vom Gasstrom entfernt. Ein Vorteil dieser Methode ist die Abtrennung von höheren Kohlenwasserstoffen.

Bei der Kondensation wird der Joule-Thompson Effekt genutzt. Dieser Effekt beschreibt die Änderung der Temperatur bezogen auf den Druck. Eine Expansion (Entspannung) führt zu einer Absenkung der Temperatur. Durch die Kühlung kann es zur Bildung von Hydraten kommen, was durch Einspritzen von geeigneten Hydratinhibitoren verhindert werden kann. In der Abbildung 2-15 ist die Trocknung mittels Joule-Thompson Effekt und Hydratinhibitoren skizziert.

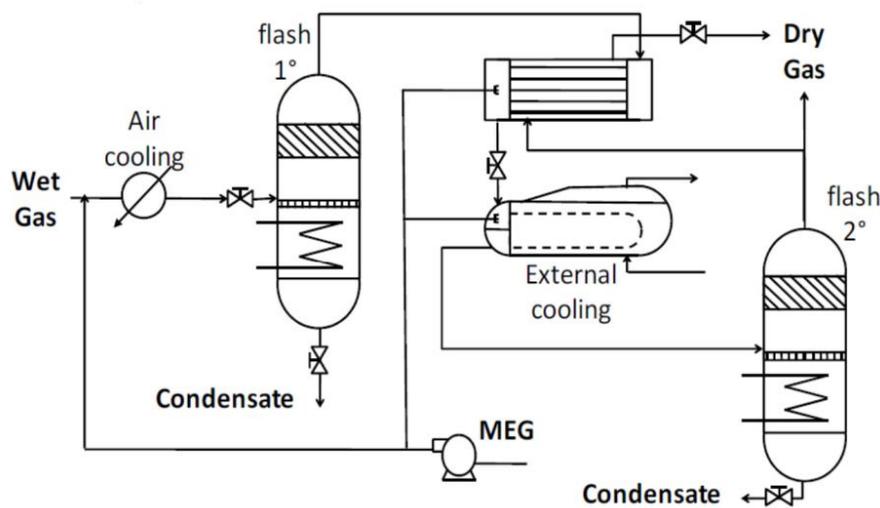


Abbildung 2-15: Trocknungsmethode mittels Kondensation [22]

Wenn die Druckdifferenz zwischen Einlass und Auslass zu gering ist, dann reicht die Kühlung durch den Joule-Thompson Effekt nicht aus. Ein Luftvorkühler und ein externer Kühler werden zugeschaltet. Die Leistung der Kühler ist sehr groß was zu sehr großen Energieverbräuchen führt. Diese Variante wird verwendet wenn kein geringer Wassertaupunkt gefordert ist. [22]

2.3.4 Trennung durch Überschallgeschwindigkeit

Die physikalische Grundlage dieser Methode liegt in der Verwendung einer Lavalldüse. Bei der Lavalldüse wird die potentielle Energie aus Druck und Temperatur des Gases in kinetische Energie (Geschwindigkeit) transformiert. Dadurch entstehen Geschwindigkeiten im Überschallbereich und ein ausreichend hoher Temperaturabfall wird verzeichnet. Ausscheidung des Wassers in Form von Tröpfchen sind die Folgen.

Wie in der Abb. 2-16 skizziert, durchströmt das feuchte Gas zuerst statische Messer, welche eine wirbelnde Strömung erzeugen. In der Lavaldüse werden die Wassertropfen aufgrund der Zentrifugalkraft an der Wand abgeschieden. Nach der Wasserabtrennung strömt das getrocknete Gas durch einen Diffusor um die Geschwindigkeit zu verringern und den Druck erneut zu erhöhen. [22]

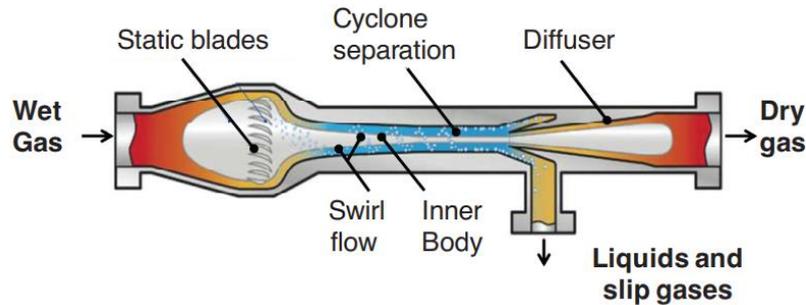


Abbildung 2-16: Design einer Überschallgeschwindigkeitsdüse [22]

Abbildung 2-17 zeigt ein mögliches Schema einer solchen Einheit. Bei der Abtrennung der Flüssigphase strömt auch eine geringe Menge an Gas mit. Durch einen Separator wird das abgeführte Gas abgetrennt und zurückgeführt. [24]

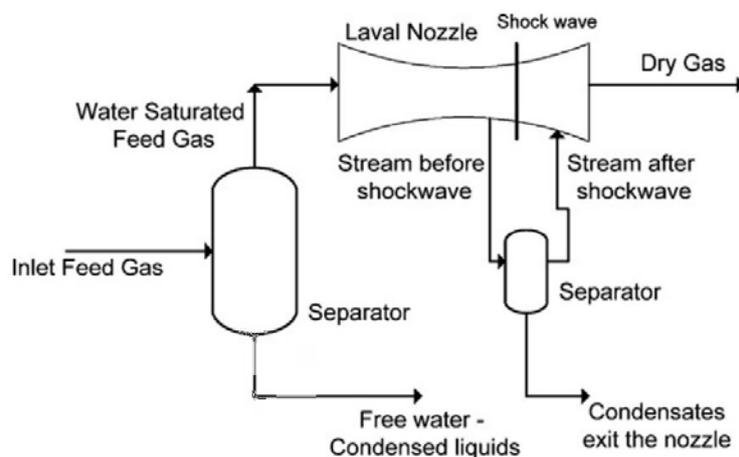


Abbildung 2-17: Schema einer Trocknung mit Überschallgeschwindigkeit [24]

2.3.5 Membrantechnik

Die Membrantechnik ist eine immer öfter verwendete Variante. Mit dieser Technologie kann Sauer gas entfernt und Erdgas dehydriert werden. Geringe Instandhaltungskosten, geringer Energieverbrauch und Einsparungen bei Gewicht und Größe sind wichtige Vorteile der Membrantechnik. Eines der Hauptprobleme ist der Verlust von Methan im Permeatstrom. Wasserdampf permeiert durch die Membran und getrocknetes Gas befindet sich im Retentatstrom. Abbildung 2-18 zeigt die Flüsse einer

Membran. [25]

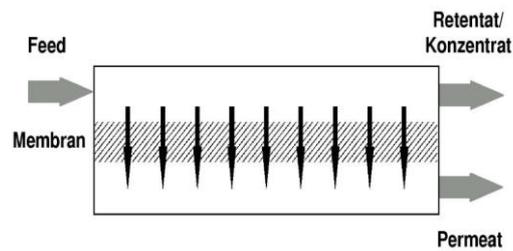


Abbildung 2-18: Zu- und Ablauf einer Membran [25]

2.3.6 Vergleich der Trocknungsmethoden [22]

Wie bereits erwähnt, ist die am meist verwendeten Methode die Absorption mittels TEG. Der zu erreichende Wassertaupunkt von -8 °C stellt bei der Trocknung mit TEG durch ein optimiertes Reboilersystem kein Problem dar. Flüssige höhere Kohlenwasserstoffe sind von Nachteil in Verbindung mit TEG, denn diese erhöhen die Neigung zur Schaumbildung, was zu einer Senkung der Trocknungseffizienz führt.

Mit der Adsorption können sehr niedrige Wassertaupunkte von kleiner -50 °C erreicht werden. [22] Kontaminierte Gase und Korrosion spielen hierbei eine untergeordnete Rolle. Die hohen Investitionskosten und der große Platzbedarf wegen der mindestens zwei benötigten Kolonnen sind von Nachteil. Die Gesamtkosten für die Trennung sind bei der Adsorption höher als bei der Absorption [25].

In Fällen wo die Druckdifferenz zwischen der Lagerstätte und Pipeline groß ist, ist die Expansionstrocknung (Kondensation) am geeignetsten. Ineffizient wird dieses System bei zu geringer Druckdifferenz, da zusätzliche Kühleinheiten und eine Regeneration der Inhibitoren installiert werden muss. Abb. 2-19 stellt einen Überblick der Einsatzbereiche von Trocknungsmethoden dar.

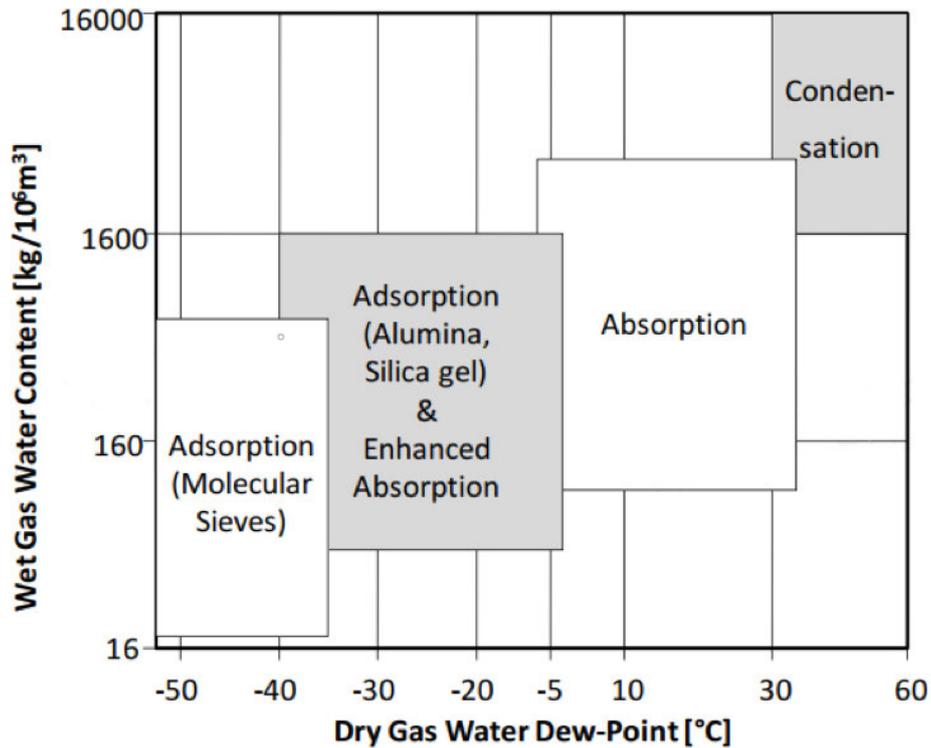


Abbildung 2-19: Einsatzbereiche von Trocknungsmethoden [22]

In der Abbildung 2-20 ist der Energieverbrauch abhängig vom Lagerstättendruck der Absorptions-, Adsorptions- und Kondensationsmethode zu sehen. Die verwendeten Daten sind aus [22]. Gut zu sehen ist, dass der Energieverbrauch der Kondensation (two stage expansion) zu Beginn linear mit dem Druck sinkt. Bei niedrigen Erdgasdrücken ist der Energieverbrauch jedoch extrem hoch. Absorptions- und Adsorptionskurve verlaufen beinahe parallel und der Energieverbrauch sinkt mit steigendem Lagerstättendruck. Dies ist auf den besseren Stoffübergang mit steigendem Druck zurück zu führen.

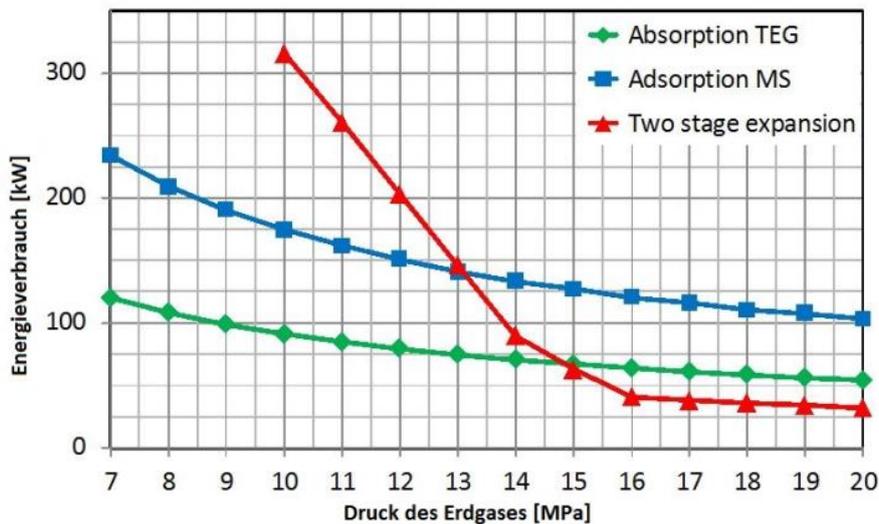


Abbildung 2-20: Energieverbrauch bezogen auf Erdgasdruck (Lagerstättendruck) [22]

Kurz zusammengefasst: Bei hohen Drücken ist die Kondensationsmethode die angemessenste Variante. Wenn sehr tiefe Wassertaupunkte gefordert werden, dann bietet die Adsorption die perfekte Lösung. Aufgrund des geringen Energieverbrauches ist die Absorption die geeignetste Methode in vielen Fällen und wird auch am häufigsten eingesetzt.

2.4 Hydratbildung [26]

Hydrate sind eine physikalische Kombination aus Wasser zusammen mit Kohlenwasserstoffe, wobei Druck zur Bildung vorliegen muss. Hydrate sehen aus wie Eis, besitzen aber eine unterschiedliche Struktur. Es gibt drei verschiedene Kristallstrukturen die sich in der Größe der Moleküle unterscheiden. Abb. 2-21 zeigt die Dimensionen eines gebildeten Hydrates, welches Verstopfungen in einer Rohrleitung verursacht.



Abbildung 2-21: Hydrat welches eine Rohrleitung verstopft [27]

Die Bildung von Hydraten ist ein langwieriger Prozess. Wie schnell sich Hydratkristalle bilden hängt von der Gaszusammensetzung, der Anwesenheit von Kristallkeimbildungsstellen in der vorhandenen flüssigen Phase und von weiteren Faktoren ab. Des Weiteren haben Druck und Temperatur einen entscheidenden Einfluss auf die Entstehung. Ein hoher Druck oder eine niedrigere Temperatur fördern die Bildung von Hydraten. Eine einfache Vorhersage über die Bildung kann durch mehrere Methoden bestimmt werden. Eine oft verwendete ist die Katz- Methode, wo über einen K- Faktor und dazugehörigen Diagrammen eine Vorhersage getroffen wird, auf welche jedoch nicht näher eingegangen wird.

Bei Erdgas mit hohem Schwefelwasserstoff- und Kohlendioxidgehalt ändert sich die Hydratbildungstemperatur wesentlich. Weist das Gas einen hohen Anteil an Schwefelwasserstoff auf, dann steigt die Hydratbildungstemperatur bei gegebenen Druck deutlich an. Dies ist in der Abbildung 2-22 zu erkennen, welche eine Vorhersage über die Hydratbildung von Erdgas in Abhängigkeit von Druck und Temperatur zeigt. Die Linien werden Hydratkurven genannt und bei Zuständen oberhalb der Kurven sind Hydrate stabil und können sich bilden. Dies besagt nicht, dass sich Hydrate bilden müssen, sondern nur dass es möglich wäre und diese in einem stabilen Zustand vorliegen. Im Gegensatz zu H_2S

verringert Kohlendioxid die Bildungstemperatur minimal.

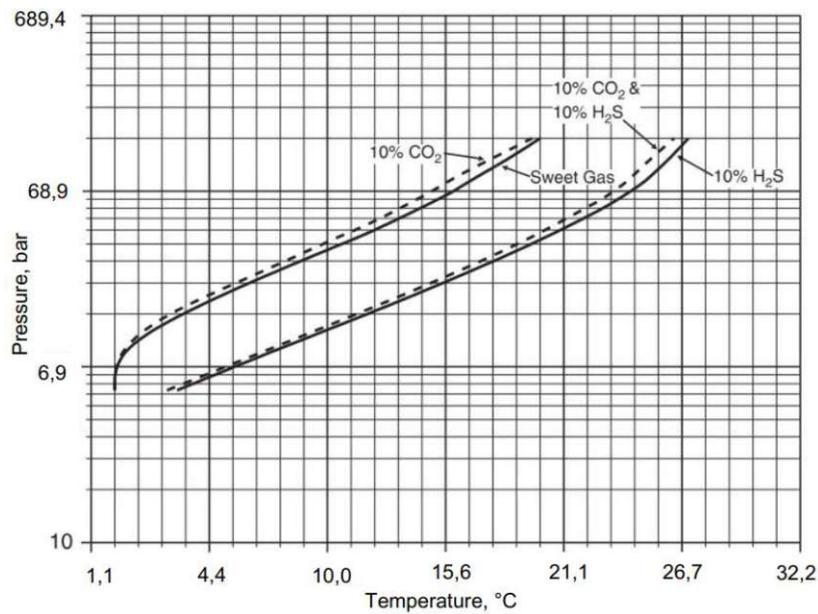


Abbildung 2-22: Einfluss von CO₂ und H₂S auf die Hydratbildung [28]

Die meist verwendete Methode um Hydratbildung zu verhindern ist die Trocknung des Gases. Dadurch findet keine Kondensation des Wassers statt und somit werden keine Hydrate gebildet. Wenn eine Trocknung wirtschaftlich oder praktisch nicht möglich ist, dann werden chemische Inhibitoren eingesetzt. Es wird in thermodynamische Inhibitoren und niedrig dosierte Hydratinhibitoren unterschieden.

Die meist verwendeten thermodynamischen Inhibitoren sind Glykole oder Methanol. Diese werden in den Prozessstrom eingespritzt und verbinden sich mit der flüssigen Phase. Dadurch wird die Hydratbildungstemperatur bei gegebenen Druck verringert. Die Inhibitoren werden gemeinsam mit der flüssigen Phase wiedergewonnen, regeneriert und erneut verwendet.

Niedrig dosierte Hydratinhibitoren können entweder kinetische Hydratinhibitoren oder Antiagglomerationsmitteln sein. Im Gegensatz zu den thermodynamischen Inhibitoren verringern diese nicht die Bildungstemperatur, sondern beziehungsweise hemmen den Effekt der Bildung. Kinetische Hydratinhibitoren sind für Unterwasser- und Kälteumgebungen, wie es bei Pipelines oder Bohrlöchern der Fall ist, entwickelt worden.

Austrag von TEG- Tröpfchen vermieden. Das Gas strömt im letzten Schritt durch den Gas- Glykol- Wärmetauscher und kühlt das regenerierte TEG auf Prozesstemperatur ab.

Das beladene TEG wird am Kolonnenboden gesammelt und mittels pneumatischer Niveauregelung gesteuert. Das austretende Glykol wird zuerst entspannt bevor es entweder direkt im Sammel tank erwärmt oder davor im Reflux- Kondensator vorgewärmt, sowie als Kühlmedium für das Brüdengas dienend, geleitet wird. Die Entspannung und anschließende Erwärmung im Sammel tank führt zu einer teilweisen Verdampfung des Wassers. Gasförmige und flüssige Komponenten werden danach im Flashseparator getrennt. Die gasförmige Komponente ist ein Zweiphasengemisch bestehend aus Wasserdampf und Flashgas. Beim Flashgas handelt es sich um ein Gemisch aus Erdgas und Wasserdampf, welches vom TEG aufgenommen wird. Die flüssige Komponente vom Flashseparator fließt zum Glykolfilter, welcher feste Verunreinigungen abscheidet. Nach dem Filter werden flüssige und gasförmige Komponenten wieder zusammengeführt und gelangen über eine Stillkolonne in den Reboiler.

In der Stillkolonne strömt die Flüssigphase abwärts und die Gasphase (Brüdengas) im Gegenstrom aufwärts zum Reflux- Kondensator. Im Reboiler herrscht eine Temperatur von 204 °C. Durch die hohen Temperaturen verdampft das Wasser. Die Reboiler- Temperatur ist nahe der Zersetzungstemperatur von TEG und darf nicht überschritten werden [22]. Das ausgedampfte Wasser wird gemeinsam mit dem Brüdengas über den Reflux- Kondensator geführt, wo noch dampfförmiges TEG kondensieren kann. Über eine Strippkolonne, welche als Überlauf konzipiert ist, fließt das regenerierte Glykol in den Sammel tank. Die Strippkolonne ist ein mit Füllkörpern gefüllter Zylinder. Die Reinheit des Glykols kann in der Strippkolonne durch Einblasen von Stripppgas erhöht werden. Durch das Einblasen wird der Partialdruck des Wassers gesenkt und das Wasser verdampft. Dadurch verringert sich der Wassergehalt im TEG. Stripppgas kann bei Bedarf händisch zugeschalten werden. Beim Stripppgas handelt es sich um getrocknetes Erdgas.

Die aufsteigende Gasphase wird Brüdengas genannt und setzt sich aus Flashgas, Wasserdampf und falls zugeschalten aus Stripppgas zusammen. Steigt die Temperatur des Brüdengases über 110°C, dann wird durch zuschalten des Reflux- Kondensators das Gas mit dem feuchten, kühlen TEG gekühlt. Die Gastemperatur muss stets über 100°C liegen, da ansonsten Wasser auskondensiert und zurück in den Reboiler fließt. Das Brüdengas wird anschließend im Brüdengaskühler auf 35°C abgekühlt. Das Zweiphasengemisch wird dem Brenngasabscheider zugeführt. Die Flüssigphase/ Kondensat wird vom Gas abgetrennt, im Sumpf des Brenngasabscheiders gesammelt und pneumatisch ausgeschleust. Anschließend wird das Brüdengas dem Gebläsebrenner zur Beheizung des Glykols zugeführt. Durch die Rezyklierung des Brüdengases wird Brenngas eingespart. Erfahrungsberichte bestätigen, dass vor allem zu Beginn der Ausspeicherperiode Brüdengas zur Beheizung ausreicht. Sinkt der Überdruck im Reboiler unter 90 mbar, dann wird mehr Brüdengas verbraucht als bei der Regeneration anfällt und infolge dessen muss zusätzlich Gas eingespeist werden. Für das zusätzliche nötige Brenngas wird die

Strippgasleitung benutzt. Dies führt zu einem positiven Nebeneffekt, denn die Reinheit des Glykols wird dadurch zusätzlich erhöht. Erst wenn der Überdruck wieder abfällt, also noch mehr Brenngas benötigt wird als durch die Strippgasleitung eingebracht werden kann, wird Brenngas über die Brenngasleitung zugeführt.

Eine Abkühlung des regenerierten Glykols im Sammel tank erfolgt durch das beladene TEG aus der Kolonne über einen Rohrbündelwärmetauscher. Die Glykolvmenge verringert sich nach der Zeit aufgrund etwaiger Verluste und kann im Sammel tank nachgefüllt werden. Das reine Glykol verlässt den Sammel tank und strömt zur Glykolvpumpe. Die Pumpe führt das TEG über den Gas- Glykol- Wärmetauscher zum Kolonnenkopf. Mit der Pumpe wird die benötigte Menge an Glykol gesteuert. Die Steuerung der Pumpendrehzahl erfolgt über einen hinterlegten Polygonzug in Abhängigkeit des beim Stationseingang gemessenen Gasvolumenstroms. Die Drehzahl wird entweder durch zwei vorgegebene Einstellungen (niedrige und hohe Drehzahl) oder variabel über einen Frequenzumrichter eingestellt.

In der Tabelle 3-1 sind alle Trocknungsanlagen von Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn gelistet. Es sind die wichtigsten technischen Unterscheidungen und Prozessgrößen dargestellt.

Tabelle 3-1: Wichtigsten technische Unterscheidungen und Prozessgrößen der Trocknungsanlagen [13]

Trocknung	Horizonte	Einbauten	Maximaler Gasdurchsatz (Auslegung bei 60bar und 25°C) (Nm ³ /h)	Glykolvmenge (l/h)	Durchmesser (m)	Volumen (m ³)
T-1A	5. TH 6. TH 5. SH	Thormann Böden (Montz)	165000	1300- 1700	2	16,8
T-1B	5. TH 6. TH 4. UP	Thormann Böden (Montz)	165000	1300- 1700	2	16,8
T-1C	5. TH 6. TH 3. UP	Thormann Böden (Montz)	165000	1300- 1700	2	16,8
T-1D	5. TH 6. TH 3. UP 4. UP	BXPlus Packung (Sulzer)	209000	2050 & 2400	2	19,35
T-1E	5. TH 6. TH 4. UP	BXPlus Packung (Sulzer)	209000	2050 & 2400	2	19,35
T-1F	5. TH 6. TH	Mellapak Packung (Sulzer)	300000	2500- 3400	2,2	32
T-1G	6. TH 5. TH	Mellapak Packung (Sulzer)	300000	2500- 3400	2,2	32

T-2A	6. TH 3. UP 5. SH	Thormann Böden (Montz)	165000	1300- 1700	2	16,8
T-1	5. SH Tallesbrunn	Mellapak Packung (Sulzer)	300000	2500- 3400	2,2	19,35

3.2 Mathematische Modellbildung

3.2.1 Zustandsgleichungen [23]

Durch die allgemeine Gasgleichung kann der Zusammenhang von Druck, Temperatur und spezifischen Volumen beschrieben werden. Der Unterschied zwischen idealen und realen Gas wird mit dem Realgasfaktor Z beschrieben, siehe Gleichung (3.1). Dieser beschreibt reale Gase in idealer Näherung.

$$Z = \frac{P v}{R T} \quad (3.1)$$

Bei Standardbedingungen liegt ein großer Abstand zwischen den Molekülen vor und der Realgasfaktor liegt bei eins ($Z=1$). Somit ergibt sich die ideale Gasgleichung, siehe Gl. (3.2).

$$P v = R T \quad (3.2)$$

Vor allem bei steigendem Druck und sinkender Temperatur kommt es zu signifikanten Abweichungen und die ideale Gasgleichung ist nicht mehr gültig. Es liegt ein reales Gas vor und der Realgasfaktor weicht aufgrund folgenden Punkten von eins ab:

- Wechselwirkungskräfte zwischen den Teilchen
- Teilchen sind ständig in Bewegung
- Wechselwirkungskräfte sind vom Abstand der Teilchen abhängig

Aufgrund dessen ist die ideale Zustandsgleichung nicht für die Trocknung von Erdgas geeignet. Weitere Zustandsgleichungen, welche besser ein reales Verhalten abbilden, sind:

- Van der Waals
- Redlich-Kwong
- Soave-Redlich-Kwong
- Peng Robinson
- Cubic-Plus-Association
- Twu-Sim-Tassone, etc.

van der Waals

Die Van der Waals- Gleichung ist eine zwei- Parameter Zustandsgleichung und ist in der Gl. (3.3) zu sehen. Diese Zustandsgleichung ist mit einem Eigendruck- und Eigenvolumenterm erweitert.

$$P = \frac{R T}{v - b} - \frac{a}{v^2} \quad (3.3)$$

Die van der Waals- Koeffizienten a und b werden mittels Gl. (3.4) und (3.5) berechnet. Die Koeffizienten sind Stoffspezifisch, hängen jedoch nicht von der Temperatur ab.

$$a = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c} \quad (3.4)$$

$$b = \frac{1 R T_c}{8 P_c} \quad (3.5)$$

Twu-Sim-Tassone [30]

Die Twu-Sim-Tassone ist eine zwei- Parameter Zustandsgleichung und führt zu einer besseren Vorhersage der Flüssigkeitsdichte für höhere Kohlenwasserstoffe und polare Komponenten, siehe Gl. (3.6). Diese Zustandsgleichung wird im „glycol package“ von Aspen HYSYS verwendet.

$$P = \frac{R T}{v - b} - \frac{a}{(v^2 + 3b)(v - 0,5b)} \quad (3.6)$$

Die Werte für a und b werden durch die erste und zweite Ableitung vom Druck bezogen auf das Volumen am kritischen Punkt ermittelt.

3.2.2 Modellierung mittels HTU/NTU Konzept [14]

Bei einem System mehrerer Komponenten mit zwei Phasen (Flüssig/ Dampf) stellt sich abhängig von Druck, Temperatur und Zusammensetzung nach einer gewissen Zeit ein Gleichgewicht ein. Dieses Gleichgewicht kann mit der Gleichgewichtskonstante K_i , welche in der Gl. (3.7) dargestellt ist, beschrieben werden.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\text{Molenbruch der Komponente } i \text{ im Gas}}{\text{Molenbruch der Komponente } i \text{ in der Flüssigkeit}} \quad (3.7)$$

Das Phasengleichgewicht von Gasphase und Flüssigphase wird mit dem Gesetz von Raoult, Henry und Dalton beschrieben. In der Gl. (3.8) ist das Daltonsche Gesetz für ein ideales Gas beschrieben.

$$p_i = y_i p \quad (3.8)$$

Dieses Gesetz muss aufgrund von Volumenänderungen realer Gase mit dem Fugazitätskoeffizienten φ_i angepasst werden, siehe Gl. (3.9).

$$p_i = \varphi_i y_i p \quad (3.9)$$

Liegt eine Mischphase vor, dann kann der Partialdruck der flüssigen Komponente i mit dem Gesetz von Raoult beschrieben werden. Dieses gilt nur im Bereich reiner Komponenten, siehe Abbildung 3-2. Bei realen Gasen muss dieses Gesetz mit dem Aktivitätskoeffizienten γ_i korrigiert werden, siehe Gl. (3.10).

$$p_i = \gamma_i x_i p_i^0 \quad (3.10)$$

Im Gleichgewicht sind die Drücke der Gas- und Flüssigphasen gleich ($p_i^G = p_i^L$) und somit kann Gl. (3.9) mit (3.10) gleichgesetzt und umgeformt werden zu, siehe Gl. (3.11).

$$y_i = \frac{\gamma_i x_i p_i^0}{\varphi_i p} \quad (3.11)$$

Im Gegensatz zu Raoult gilt das Gesetz von Henry für unendlich verdünnte Flüssigkeiten, siehe Abbildung 3-2. Es beschreibt den Zusammenhang der Konzentration und dem Partialdruck eines gelösten Stoffes. In der Gl. (3.12) ist der Partialdruck für reale Gase formuliert.

$$p_i = \gamma_i x_i H_i \quad (3.12)$$

In der Abbildung 3-2 ist das Gesetz von Henry und Raoult an einer realen Partialdruckkurve dargestellt.

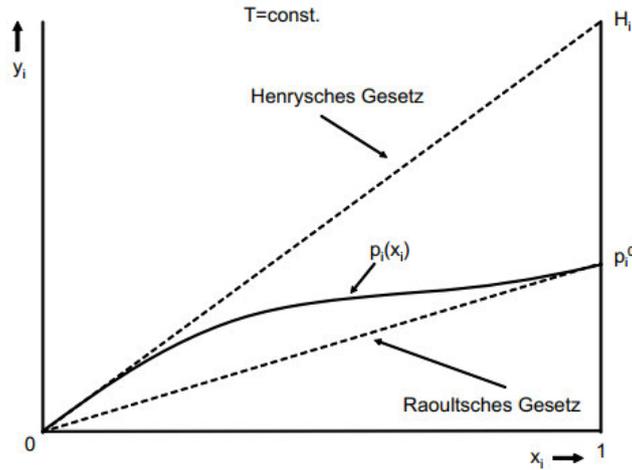


Abbildung 3-2: Raoult'sches und Henry'sches Gesetz [14]

Stufenwirkungsgrad für Bodenkolonnen

Die Anzahl der Stufen muss bei realen Anlagen gegenüber den theoretischen Stufen korrigiert werden. Die Korrektur für die Anzahl der praktischen Stufen erfolgt mit dem Stufenaustauschgrad E , auch Murphree-Efficiency genannt. Die Beladungen der einzelnen Stufen sind in der Abbildung 3-3 dargestellt.

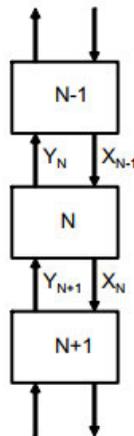


Abbildung 3-3: Beladung der einzelnen Stufen [14]

In der Gleichung (3.13) ist der Stufenaustauschgrad zu sehen. Dieser setzt sich in einfachen Worten erklärt aus der Trennwirkung der praktischen Stufen dividiert durch die Trennwirkung der theoretischen Stufen zusammen.

$$E = \frac{Y_{N+1} - Y_N}{Y_{N+1} - Y_{N,t}} \quad (3.13)$$

Berechnung der Absorption mittels HTU/ NTU- Konzept

Mit dem HTU/ NTU- Modell lässt sich die erforderliche stoffaustauschende Höhe einer Trennkolonne mit den Grundlagen des Stofftransports berechnen. Dies ist ein oft verwendetes Konzept bei der Absorption. HTU steht für "Height of one Transfer Unit" und NTU für "Number of Transfer Units". Wesentlich für dieses Konzept ist der ständige Kontakt zwischen den beteiligten Phasen. Es wird zwischen äquimolaren und einseitigen Stoffaustausch unterschieden. Ein klassisches Beispiel für einseitigen Stofftransport ist die Absorption, da die übertragene Komponente von nur einer Phase in die andere übergeht. In der Abbildung 3-4 ist ein differentielles Volumenelement einer Absorptionskolonne, welche im Gegenstrom betrieben wird, dargestellt. Phase I stellt die Gasphase und Phase II die Flüssigphase dar. Die Beladung des Gasstromes im Eintritt beträgt $Y+dY$ und verlässt den Kolonnenabschnitt nach der Höhe dz mit einer geringeren Konzentration Y , weil das Absorptiv in die Flüssigphase übergeht.

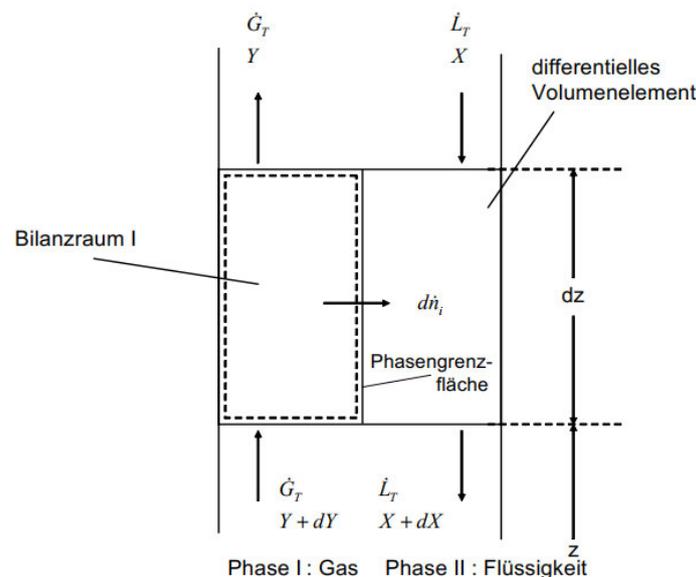


Abbildung 3-4: Bilanzskizze eines differentiellen Volumenelements einer Kolonne [14]

Durch Aufstellen einer Bilanz, Betrachtung des Stoffüberganges und weiteren Faktoren kann durch Integration die Formel für die Höhe der Kolonne aufgeschrieben werden, siehe Gleichung (3.14). Diese Gl. ist auf die gasförmige Phase bezogen.

$$H = \frac{\dot{G}_T}{k_G \varphi a A_Q \tilde{\rho}_G} \int_{Y_A}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} \tag{3.14}$$

Dabei kann die Gl. (3.13) umgeschrieben werden und es ergibt sich HTU (Gl. 3.15) und NTU (Gl. 3.16).

$$HTU_{OG} = \frac{\dot{G}_T}{k_G \varphi a A_Q \tilde{\rho}_G} \quad (3.15)$$

$$NTU_{OG} = \int_{Y_A}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad (3.16)$$

3.3 Simulationstool

Die Auswahl eines geeigneten Simulationstools ist entscheidend für das Ergebnis dieser Arbeit. In der Tabelle 3-2 ist eine Programmevaluierung dargestellt, wo mehrere Punkte behandelt werden.

Tabelle 3-2: Simulationstools: Vor- und Nachteile*

	Verfügbarkeit	Bedienerfreundlichkeit	Know-how vorhanden	Kosten	Stoffdaten
Matlab	+	~	+	+	-
IPSEpro	+	~	+	-	-
Aspen Plus	~	~	-	-	+
Aspen HYSYS	+	~	~	-	+
Excel	+	+	+	+	-

*Symbolerklärung: „+“ steht für „sehr gut“, „~“ steht für „mittelmäßig“ und „-“ für „schlecht“.

IPSEpro scheidet deutlich aus, da eine Lizenz gekauft werden muss, keine Stoffdaten und kein geeignetes Modell in der Software vorhanden ist.

Matlab ist von Seiten der OMV bereits vorhanden. Ein Vorteil von Matlab im Vergleich zu Excel stellt die übersichtlichere Gestaltung der Programmierung dar. Des Weiteren ist die Adaptierung in das bereits vorhandene Simulationsprogramm einfacher, weshalb Matlab gegenüber Excel bevorzugt zu wählen ist.

Aspen Plus und Aspen HYSYS sind vom selben Hersteller. HYSYS ist spezifischer auf die Erdölindustrie abgestimmt, welches deswegen besser geeignet ist. Bezüglich HYSYS ist Expertise Seitens der OMV vorhanden. Der Unterschied zwischen Matlab und HYSYS ist, dass in Matlab alles von Hand programmiert werden muss. Die Berechnung ist dadurch bekannt und das System ist flexibler

anpassbar. Infolge des komplizierten Stoffaustausches ist die Programmierung in Matlab sehr aufwendig und komplex. Ein weiterer entscheidender Punkt ist die Simulation mit einem geringem Wasserstoffanteil im System und ob eine richtungsweisende Aussage darüber gemacht werden kann. Stoffdaten und verschiedene Modelle sind in Aspen HYSYS bereits implementiert, daher hat sich dieses als geeignetes Simulationstool für diese Arbeit herausgestellt.

3.4 Modellierung der Einzelkomponenten

Die Simulation der Gastrocknung samt Regeneration wird durch einzelne Modelle und Ströme zusammengestellt. Diese Modelle sind teilweise bei der echten Anlage vorhanden und manche werden für die Konfiguration der Simulation benötigt. Die folgenden Modelle sind von Aspen HYSYS und die dazugehörige Informationen aus der Aspen Hilfe [31].

Mixer

Ein Mixer vermischt verschiedene Ströme zu einem kombinierten Strom zusammen, siehe Abb. 3-5. Die Parameter des Mix- Stromes ergeben sich aus einer Wärme- und Stoffbilanz über den Mixer.

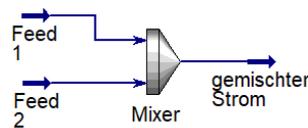


Abbildung 3-5: Mixer

Separator

Der Feed des Separators, siehe Abbildung 3-6, besteht aus einem mehrphasigen Strom. Über eine Druck-Enthalpie- Gleichgewichtsrechnung teilt der Separator den Feed in einen dampfförmigen und flüssigen Strom auf. Je nach Druck, Temperatur und weiteren Parametern ändert sich der Gleichgewichtszustand und somit auch die Flüssig- bzw. Dampfphase der Produktströme.

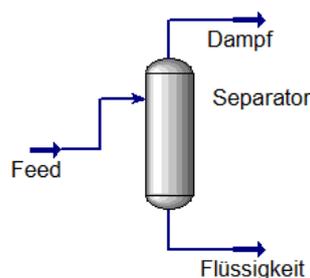


Abbildung 3-6: Separator

Ventil

Das Ventil, siehe Abb. 3-7, wird verwendet um den Druck zu verringern. Über Massen- und Energiebilanz wird der Ausgangsstrom berechnet.



Abbildung 3-7: Ventil

Pumpe

In der Abb. 3-8 ist die Pumpe zu sehen, mit welcher der Druck vom regenerierten TEG erhöht wird. Die benötigte Leistung wird über Druckdifferenz, Volumenstrom, Dichte und Wirkungsgrad berechnet. Für die Berechnung wird angenommen, dass die Flüssigkeit inkompressibel und die Dichte konstant ist.

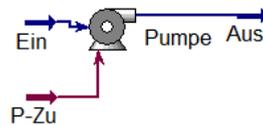


Abbildung 3-8: Pumpe

Wärmetauscher

Wird für die Wärmeübergabe verwendet. Dieser Wärmetauscher, siehe Abb. 3-9, berechnet die Ströme mittels zweiseitiger Wärme- und Stoffbilanz.

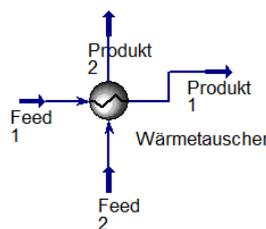


Abbildung 3-9: Wärmetauscher

Erhitzer

In der Abbildung 3-10 ist ein Erhitzer zu sehen. Dieser dient zur Erwärmung eines kalten Stroms. Die benötigte Enthalpiedifferenz wird durch den Energiestrom P-Zu hinzugeführt.

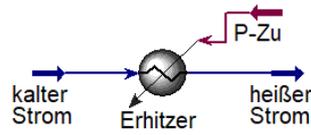


Abbildung 3-10: Erhitzer

Strom- Sättiger

Dieses Modell, siehe Abbildung 3-11 links, dient zur Sättigung des Erdgases mit Wasserdampf. Es wird ausreichend Wasserdampf hinzugefügt, damit der Ausgangsstrom eine relative Feuchtigkeit von 100% besitzt. Die Sättigung des Erdgasstromes kann auch über eine Kombination von Mixer und Separator erfolgen, siehe Abb. 3-11 rechts.

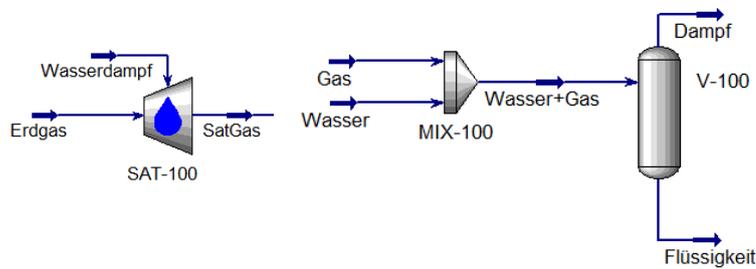


Abbildung 3-11: links: Strom-Sättiger, rechts: Sättigung des Erdgases

Kolonnen

Eine Kolonne besteht aus einer Reihe von gleichgewichts- oder nicht-gleichgewichts- Stufen. Der Dampf einer Stufe strömt in die darüber liegende Stufe und die Flüssigkeit in die nächst tiefere Stufe. Jede Stufe kann mit einem Energiestrom erhitzt oder gekühlt werden und einen oder mehrere Feed-Ströme besitzen. Die Bilanzskizze einer Stufe ist in der Abbildung 3-12 dargestellt

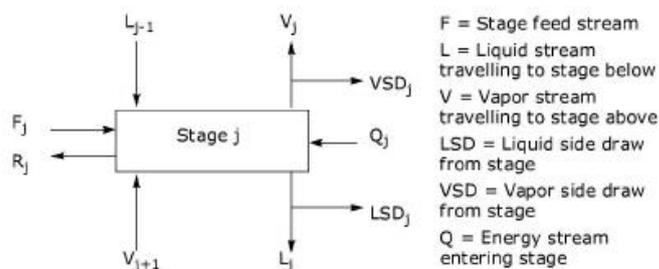


Abbildung 3-12: Bilanzskizze einer Kolonnenstufe

- Absorber, Abbildung 3-13:

Eine Absorptionskolonne besteht aus zwei Einlassströme und zwei Produktströme. Der Druck, die Anzahl an Stufen und der Stufenwirkungsgrad werden gesetzt.

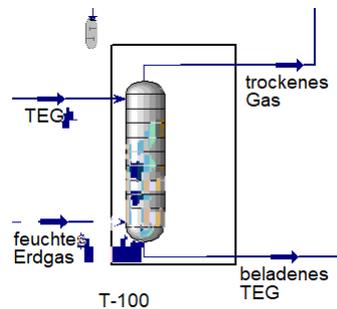


Abbildung 3-13: Absorptionskolonne

- Regeneration, Abbildung 3-14:

Die Regeneration wird durch eine Destillationskolonne mit einem Reboiler und Kondensator modelliert. Diese besitzt einen Feedstrom und zwei oder mehrere Produktströme. Es werden Druck, Anzahl an Stufen und Wirkungsgrad der Stufen festgelegt. Der Kondensator ist als Kondensator mit vollständigem Rückfluss ausgeführt, somit wird das Kondensat zurück in die Kolonne geführt. Die Temperatur im Kondensator und die Temperatur im Reboiler werden gesetzt.

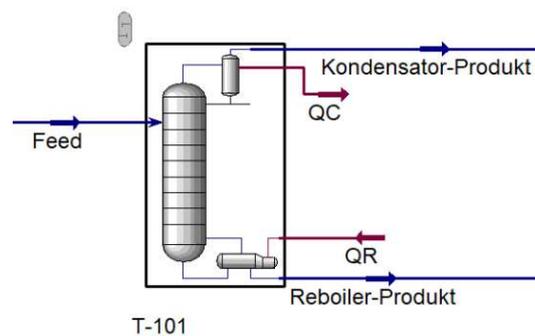


Abbildung 3-14: Regenerator

Recycle

Eine Herausforderung bei Flowsheet- Simulationen ist die Berechnung von Rückführungen. Das Recycle- Modul, siehe Abb. 3-15, erlaubt die Berechnung des geschlossenen Systems. Es vergleicht die Werte vom Eingangsstrom mit dem Ausgangsstrom und überschreibt diese Werte mit neu berechneten Werten. Dies wird so lange durchgeführt, bis die gewünschte Toleranz erreicht wird.



Abbildung 3-15: Recycle

Iterationsmodul

Dieses Modul berechnet einen festgelegten Zielwert durch Iteration eines ausgewählten Wertes. Die Grenzen und Genauigkeit der Iteration können festgelegt werden. Das Symbol ist in der Abbildung 3-16 zu sehen.



Abbildung 3-16: Adjust- Iterationsmodul

3.5 Stoffdaten

Verschiedene experimentell ermittelte Stoffdaten werden mit den in HYSYS zur Verfügung stehenden Stoffdaten und Zustandsgleichungen, den sogenannten „fluid packages“, verglichen. Es werden folgende Zustandsgleichungen näher betrachtet:

- **Glycol Package – GP**
Diese Zustandsgleichung basiert auf der Twu-Sim-Tassone Gleichung [32].
- **Peng Robinson – PR**
Ist eine Zustandsgleichung für reale Gase.
- **Cubic-Plus-Association – CPA**
Basiert auf einer Kombination von Soave-Redlich-Kwong und der Wertheim-Theorie [33].

3.5.1 Aktivitätskoeffizient

Die experimentellen Daten beschreiben den Aktivitätskoeffizienten von Wasser im Gleichgewicht mit TEG. Diese Daten stammen von Herskowitz [34]. Der Koeffizient wurde bei einer Temperatur von 24,45 °C und atmosphärischen Druck bestimmt.

Für die Berechnung in HYSYS wird TEG und Wasser in einem Mixer gemischt und ein geringer Anteil an Stickstoff wird hinzugefügt, damit ein Teil der Mischung verdampft. Der Strom wird anschließend in einen Separator geleitet. Die Temperatur des Separators wird auf 24,45 °C und atmosphärischen Druck gesetzt. Der Stoffmengenanteil von Wasser wird von 1 % bis auf 99 % variiert und mit der

Gleichung 3-17 wird der Aktivitätskoeffizient berechnet. Die Gl. 3-17 ergibt sich aus der Gl. 3-11 unter der Vernachlässigung der Fugazität, da diese bei geringen Drücken sehr nahe eins liegt. Der Verlauf ist in der Abbildung 3-17 zu sehen.

$$\gamma_i = \frac{y_i p}{p_i^0 x_i} \quad (3.17)$$

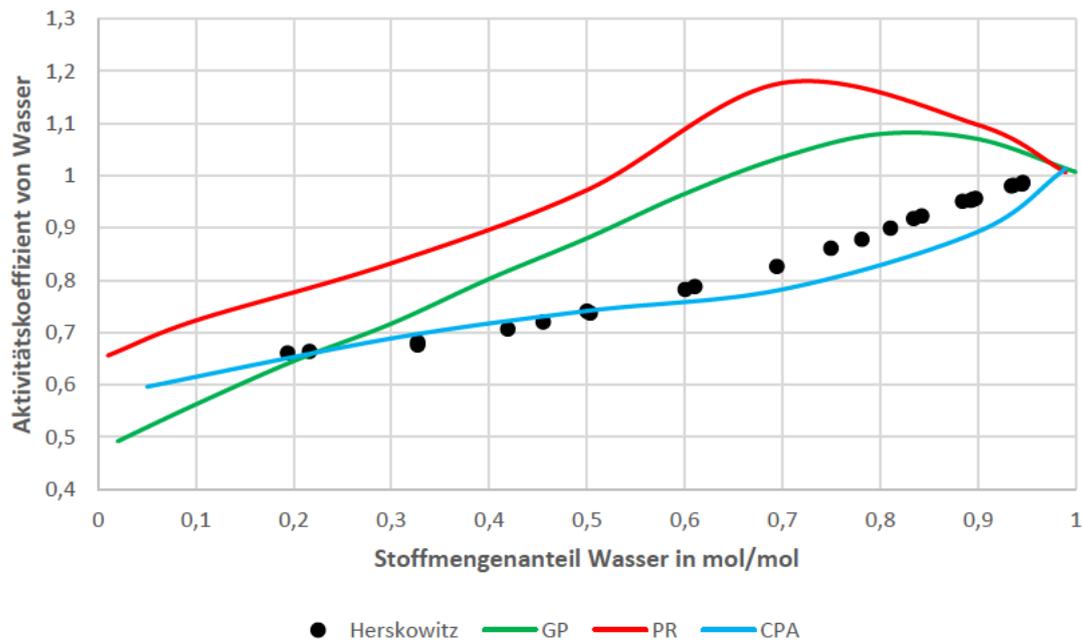


Abbildung 3-17: Aktivitätskoeffizient von Wasser im Gleichgewicht mit TEG

Besonders interessant ist der Aktivitätskoeffizient bei geringem Stoffmengenanteil von Wasser, da der Anteil von Wasser im TEG nur sehr gering ist. Die experimentellen Daten reichen nur bis zu einem Stoffmengenanteil von 0,2. Wird der Verlauf der experimentellen Daten verlängert, dann wird ein Aktivitätskoeffizient von knapp über 0,6 bei einer unendlichen Verdünnung erreicht.

Der Verlauf von CPA stimmt am besten mit den experimentellen Daten überein. Der Verlauf von GP liegt bei einem sehr kleinen Stoffmengenanteil von Wasser unterhalb der Daten von Herskowitz und PR etwas darüber.

3.5.2 Stoffmengenanteil von Wasser im Methan bei steigendem Druck

Der Wassertaupunkt des Erdgases hängt vom Wassergehalt im Gas ab. Der Molenbruch von Wasser in Methan ist daher ein sehr wichtiger Parameter für diese Simulation. Die experimentellen Daten stammen von Olds [35] und wurden bei einer Temperatur von 37,78 °C aufgenommen. Der Druck variiert von

13- 250 bar.

Um die empirischen Daten vergleichen zu können, wird in Aspen HYSYS ein Strom aus Methan mit Wasser gesättigt. Dieser wird anschließend in einen Separator geführt. Die Temperatur des Systems beträgt 37,78 °C und der Druck steigert sich von 10 bar bis auf 200 bar. Die Ergebnisse der Dampfphase der einzelnen Zustandsgleichungen sind in der Abb. 3-18 zu sehen.

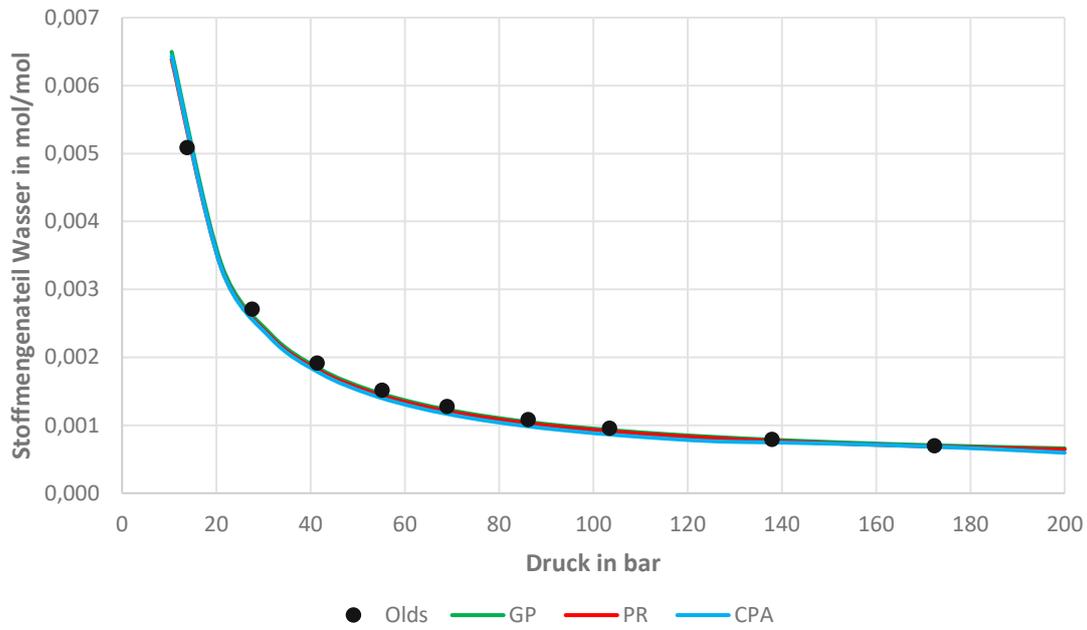


Abbildung 3-18: Berechneter Molenbruch von Wasser in Methan – Dampfphase

Der Druckbereich im realen System liegt bei 40- 80 bar, deshalb wird der Vergleich in der Abbildung 3-19 in einem skalierten Bereich dargestellt. Es ist klar zu erkennen, dass alle drei fluid packages gut koinzidieren. Das Glykol Package weist die geringsten Abweichungen auf.

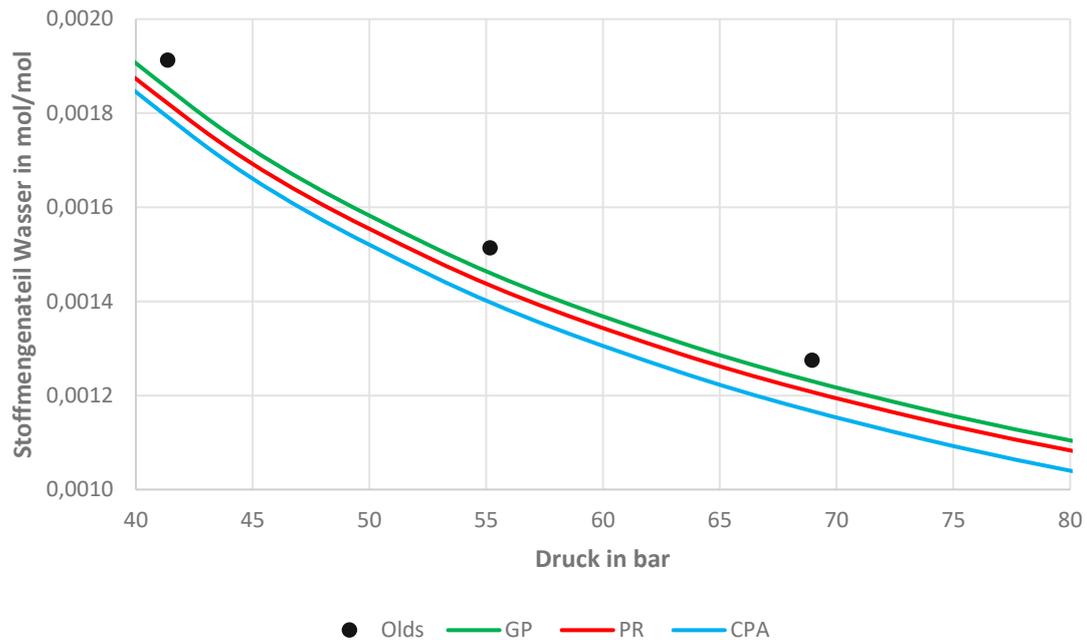


Abbildung 3-19: skalierter Druckbereich für den Stoffmengenanteil von Wasser in Methan

3.5.3 Dampf- Flüssig Gleichgewicht von Wasser in TEG

Das TEG ist für die Absorption des Wassers zuständig. Ein hoher Anteil an Wasser im TEG ist für ein gutes Trocknungsergebnis wichtig. Von Mostafazadeh [36] stammen die empirischen Daten, welche bei einem Druck von 0,85 bar und einer Temperatur von 98,4 °C bis 144,0 °C aufgenommen wurden.

Für die Berechnung in HYSYS wird ein TEG- Strom und ein Wasser- Strom gemischt und in einen Separator geleitet. Der Druck wird auf 0,85 bar gesetzt und die Temperatur variiert zwischen 95- 193 °C. Die Molenströme müssen groß genug sein, damit stets eine Flüssig- bzw. Dampfphase im Ausgangsstrom vorhanden ist. In der Abbildung 3-20 sind die Verläufe des Molanteils von Wasser in der Flüssigphase der unterschiedlichen Zustandsgleichungen und der experimentellen Daten zu sehen.

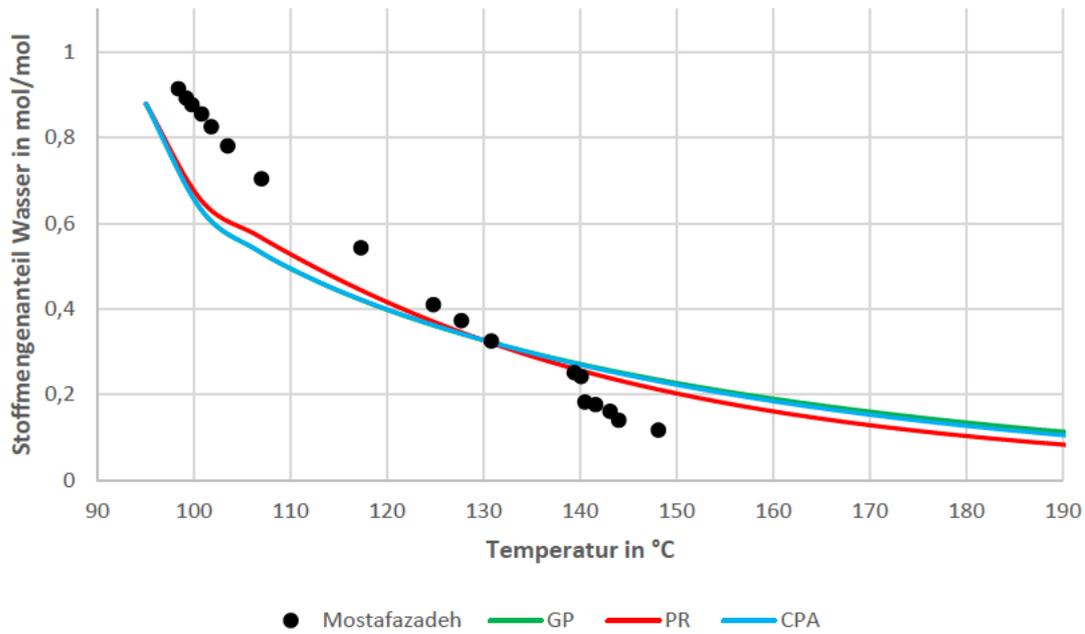


Abbildung 3-20: Vergleich des Stoffmengenanteils von Wasser in der Flüssigphase

Alle drei Verläufe weisen bis ca. 140 °C einen geringeren Wassergehalt in der Flüssigphase im Vergleich zu den Daten von Mostafazadeh auf.

Da an der realen Anlage TEG- Verluste vorhanden sind, wird frisches TEG ab und zu im Sammel-tank hinzugefügt. Diese Verluste haben mehrere Ursachen. Einer dieser Ursachen ist der Verlust in der Dampfphase der Stillkolonne. In der Abb. 3-21 ist der Verlauf des Stoffmengenanteils von TEG in der Dampfphase zu sehen. Auffällig ist die Abweichung von PR. Die Werte von PR liegen bis zu 50 % höher als die von GP oder CPA.

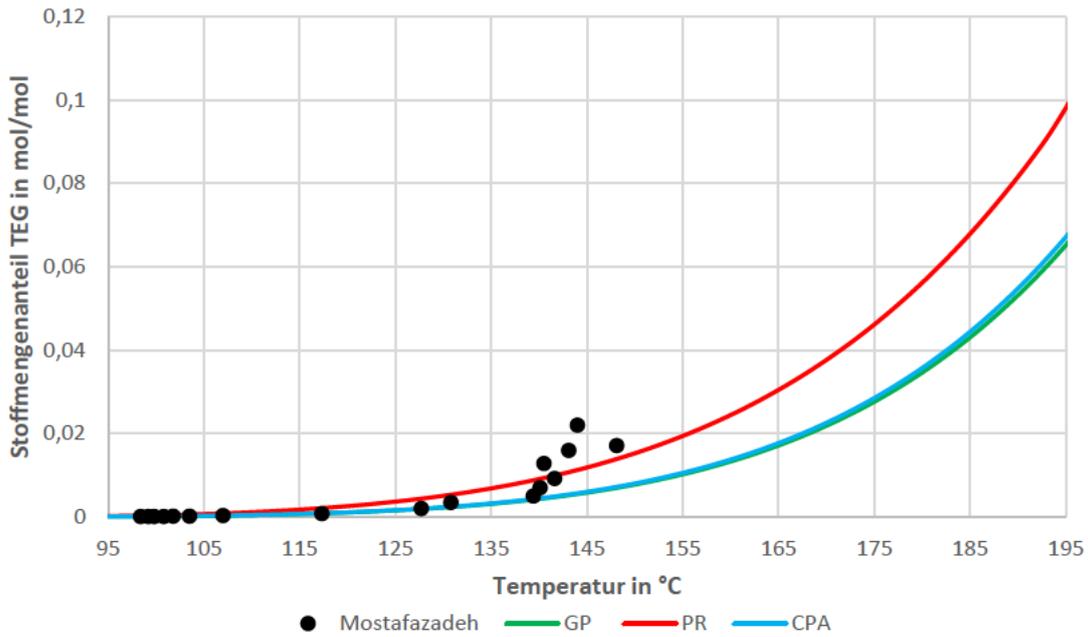


Abbildung 3-21: Vergleich des Stoffmengenanteils von TEG in der Dampfphase

Von hoher Bedeutung ist eine gute Übereinstimmung im Bereich von 100 °C, denn in diesem Bereich arbeitet der Kondensator, welcher nach der Stillkolonne positioniert ist. In der Abb. 3-22 ist eine gute Koinkidenz von GP und CPA mit den empirischen Daten zu erkennen.

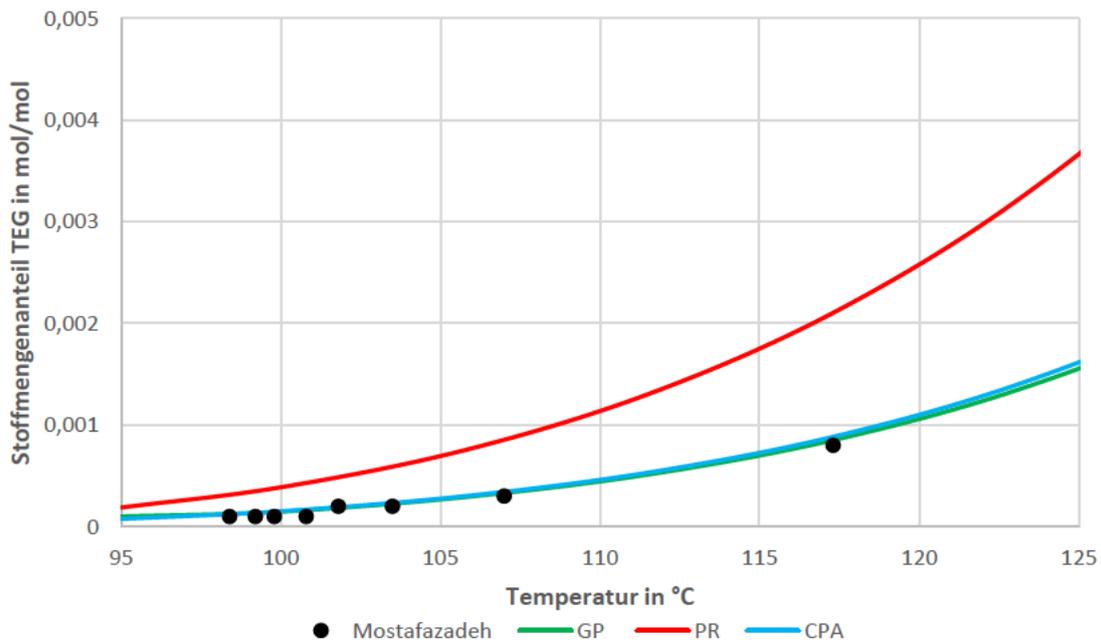


Abbildung 3-22: Ausgewählter Temperaturbereich für den Stoffmengenanteil von TEG in der Dampfphase

3.5.4 Löslichkeit von TEG in Methan (Dampfphase)

Eine weitere Ursache der TEG- Verluste stellt der vorhandene, jedoch sehr geringe Anteil von TEG in Methan dar. Dieser Verlust ist sehr niedrig, da der Dampfdruck von TEG gering ist [37]. Dieser Verlust findet in der Absorptionskolonne statt. Die empirischen Daten sind von Jerinic [38] und wurden bei einer Temperatur von 25 °C und einem Druck bis 90 bar ermittelt. Die Genauigkeit der Daten beträgt +/- 12 %.

In der Simulation wird ein Methan- Strom mit TEG gesättigt und bei 25 °C in einen Separator geführt. Der Druck variiert von 15- 90 bar. Im Dampfstrom wird der Stoffmengenanteil von TEG aufgezeichnet und ist in der Abb. 3-23 dargestellt. Die Fehlerindikatoren der experimentellen Daten werden auf 12 % eingestellt. Die Abweichungen zu den Simulationsergebnissen sind deutlich erkennbar. Dies lässt darauf schließen, dass HYSYS einen geringeren TEG- Verlust berechnet. Die absoluten Werte, siehe Ordinate, sind jedoch so gering, dass diese nur einen minimalen Einfluss auf die TEG- Verluste haben.

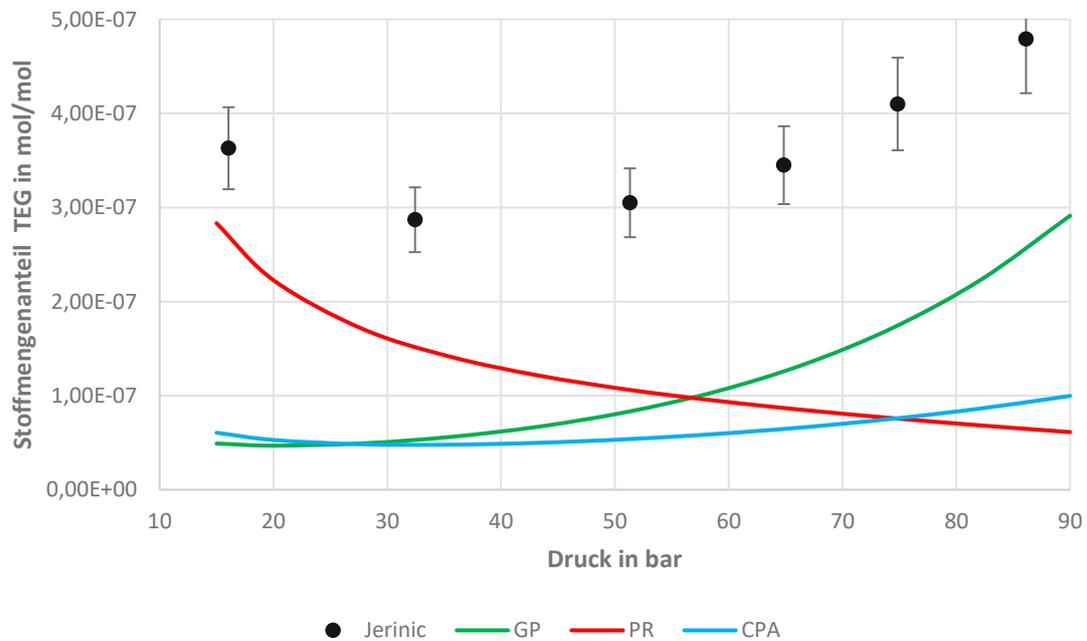


Abbildung 3-23: Anteil von TEG in Methan bei 25 °C – Dampfphase

3.5.5 Löslichkeit von Methan in TEG- Flüssigphase

Im beladenen TEG, welches aus der Absorptionskolonne strömt, sind nicht nur Wasseranteile enthalten, sondern auch Kohlenwasserstoffe und weitere Komponenten. Die ermittelten Daten stammen von Jou [39], welche bei unterschiedlichen Temperaturen und Drücken bis zu 200 bar ermittelt wurden. Diese Daten stimmen bis auf 5 % mit Porter & Reid [40] überein.

In HYSYS wird ein TEG- Strom mit Methan gesättigt und in einem Separator in eine Dampf- und

Flüssigphase getrennt. Im Simulationsprogramm wird die Temperatur der Trommel auf 25 °C gesetzt und der Druck steigt von 1- 200 bar. Der Anteil an Methan in der Flüssigphase ist zusammen mit den experimentellen Daten in der Abbildung 3-24 abgebildet.

Der Kurvenverlauf von PR weicht von den Zustandsgleichungen am meisten ab. GP und CPA zeigen sehr gute Übereinstimmungen mit den empirischen Daten.

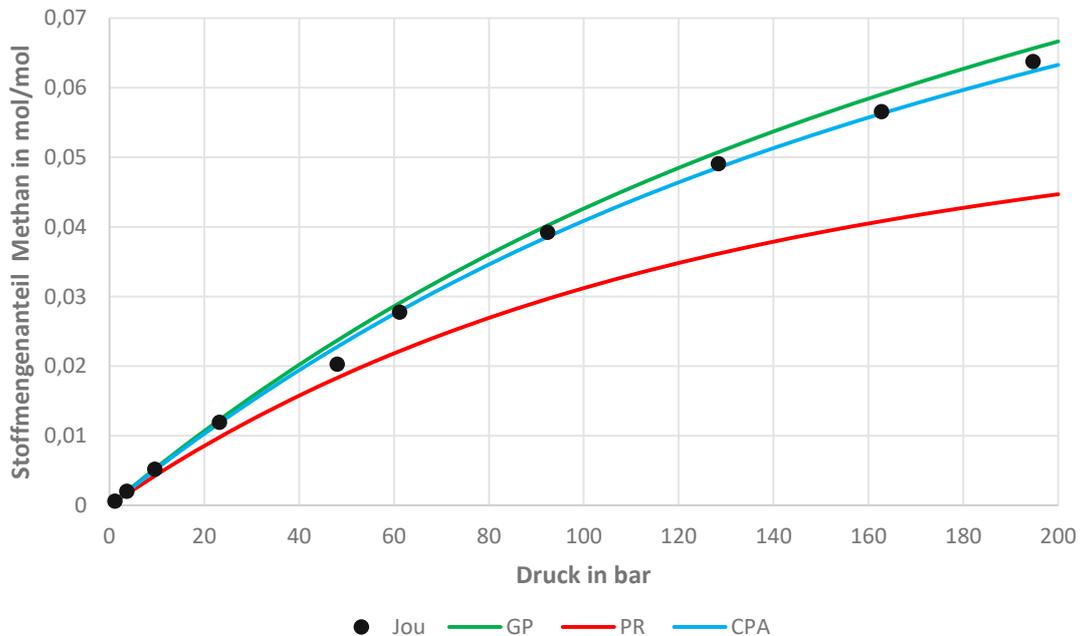


Abbildung 3-24: Stoffmengenanteil von Methan in TEG bei 25 °C - Flüssigphase

3.5.6 Auswahl des geeigneten Fluid Packages

Mit Ausnahme der Löslichkeit von TEG in Methan (Dampfphase), wo größere Abweichungen vorhanden sind, können die empirischen Daten gut von den Zustandsgleichungen beschrieben werden. Werden die betrachteten Stoffdaten miteinander verglichen, zeigt sich, dass das Glycol Package im Schnitt am besten mit den Daten koinzidiert. Für die weitere Simulation wird daher ausschließlich das Glycol Package verwendet.

4 Optimierung der Trocknerkonfiguration

Um eine der Trocknungseinheit in Schönkirchen- Reyersdorf oder Tallesbrunn simulieren zu können, müssen die Einzelkomponenten, siehe 3.4 Modellierung der Einzelkomponenten, zu einem geschlossenen System zusammengeführt werden. Das gesamte Simulationsmodell ist in der Abbildung 4-1 dargestellt, wobei das Modell in den Absorptionsteil und in den Regenerationsteil eingeteilt wird.

4.1 Wahl der Randbedingungen und Setzwerte

Gute Startwerte sind für die Berechnung der Simulation und für die Konformität der Ergebnisse wichtig. Folgende Betriebsanlagendaten stehen als Onlinedaten für die Absorption zur Verfügung und dienen als Startwerte für die Simulation:

- Stationseingangsdruck Erdgas
- Stationseingangstemperatur Erdgas
- Volumenstrom Erdgas
- Betriebsdruck der Kolonne
- Eintrittstemperatur des Gases in die Kolonne
- Eintrittstemperatur des Glykols

Zur Berechnung sind noch weitere Eingabewerte notwendig. Bei diesen Werten handelt es sich teilweise um Schätzungen beziehungsweise ungenauen Werten. Dazu gehören:

- Eingangstemperatur des Glykols in die Kolonne

Diese wird nicht aufgezeichnet, deshalb wird die Temperatur auf 50 °C geschätzt und deren Einfluss auf das Trocknungsergebnis analysiert.

- Glykolreinheit

Diese wird nur einmal jährlich gemessen. Es wird daher bei allen Simulationen dieselbe Glykolreinheit verwendet. In der Tabelle 4-1 ist die gewählte Zusammensetzung für die Simulation zu sehen.

Tabelle 4-1: Zusammensetzung des regenerierten TEGs [41]

Zusammensetzung in Gew-%	TEG	H ₂ O
Regeneriertes TEG	98,6	1,4

Optimierung der Trocknerkonfiguration

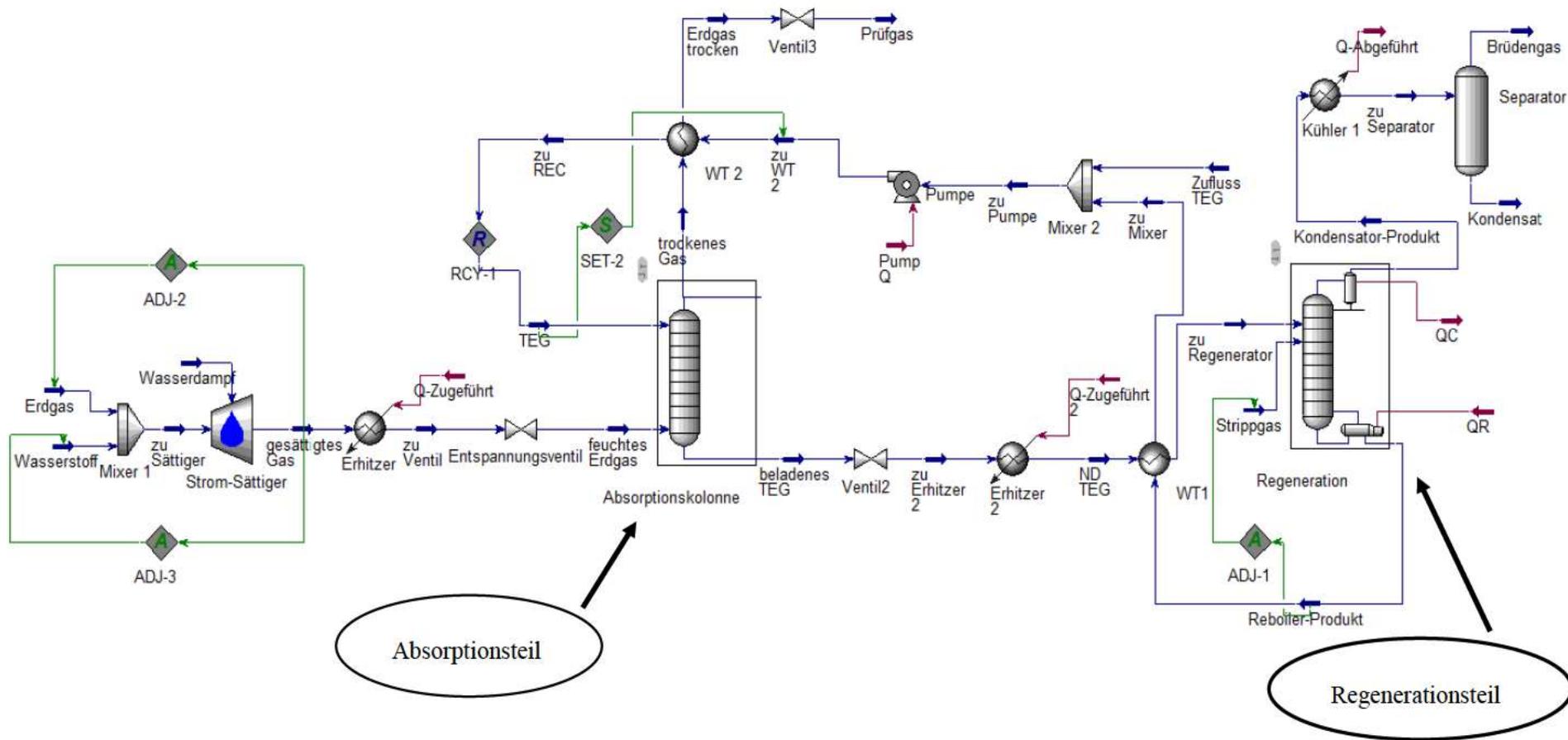


Abbildung 4-1: T-1A: Gesamtes Simulationsmodell, am 29.01.2020

- Anzahl der Böden in der Kolonne und der dazugehörige Stufenwirkungsgrad

Die Anzahl der Böden der vorhandenen Kolonnen, bei welchen Thormann-Böden eingebaut sind, betragen sechs, weshalb auch in der Simulation sechs Böden verwendet werden. Der Stufenwirkungsgrad, siehe Gleichung (3.13), hat großen Einfluss auf die Ergebnisse der Trocknung. In der Literatur sind verschiedene Schätzungen vorhanden. GPSA [28] schlägt einen Wirkungsgrad von 25- 35 % vor und Kohl [42] einen von 25- 40 %. Der Stufenwirkungsgrad ist von mehreren Parametern abhängig, wie etwa Temperatur, Druck und Volumenstrom der Flüssigphase und Dampfphase. Der Wirkungsgrad kann in HYSYS nur manuell geändert werden und berücksichtigt eine Anpassung an das veränderte System nicht. Lars Erik Øi [43] berechnet und misst den Stufenwirkungsgrad von Erdgas- TEG Absorptionskolonnen und stellt dabei einen deutlich höheren Wirkungsgrad, als in der Literatur verzeichnet ist, fest. Der Stufenwirkungsgrad wird im Kapitel 4.2 behandelt.

- Die Kolonnen werden ohne Einbauten simuliert, da diese zu keinen Veränderungen der Simulationsergebnissen führen. Außerdem wird in der Kolonne kein Druckverlust simuliert.
- Die Zusammensetzung von Erdgas ist in der Tabelle 4-2 festgelegt. Es ist zu erkennen, dass sich die Gaszusammensetzung von Region zu Region geringfügig unterscheidet. Die ersten beiden Zeilen sind durchschnittliche Werte aus den Jahren 1998 bis 2000 und die letzte Zeile der Tabelle 4-1 zeigt die verwendete Zusammensetzung für die Simulation.

Tabelle 4-2: Durchschnittliche Erdgaszusammensetzung laut ÖVGW [21] aus den Jahren 1998 bis 2000 und OMV [29].

Zusammensetzung in Mol-%	CH ₄	CH ₂ H ₆	CH ₃ H ₈	i-CH ₄ H ₁₀	n-CH ₄ H ₁₀	i- CH ₅ H ₁₂	n- CH ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂
Importgas [21]	98,22	0,59	0,19	0,03	0,04	0,01	0,01	0,09	0,81
Inlandsförderung (NÖ), [21]	96,21	1,11	0,27	0,07	0,08	0,04	0,03	1,00	1,10
Simulation [29]	97,75	0,85	0,25	0,05	0,06	0,02	0,01	0,24	0,77

In der Tabelle 4-3 sind die Betriebsparameter für die Simulation des Absorptionsteils vom 29.01.2020 der Kolonne 1A zusammengefasst dargestellt. In dieser Tabelle ist auch der Wassertaupunkt (WTP) der realen Anlage eingetragen. Die weiteren Onlinedaten sind im Anhang abgebildet.

Tabelle 4-3: Simulationswerte für die Absorption, am 29.01.2020

29.01.2020	WTP=	-21 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	12,8 °C	18,1 °C	50 °C
p	62,5 bar	62,5 bar	62,5 bar
\dot{V}	39293 Nm ³ /h	39293 Nm ³ /h	1,448 m ³ /h

Für die Regeneration sind weitere Daten nötig. Diese folgenden Daten für die Regeneration sind bei allen Trocknungen gleich:

- Betriebsdruck der Regeneration

Der Druck im Regeneratorsystem beträgt rund 100 mbar über atmosphärischem Druck.

- Temperatur im Reboiler und Kondensator

Die Temperatur im Reboiler beträgt 204 °C und im Kondensator 105 °C.

- Anzahl der Stufen/ Stufenwirkungsgrad der Stillkolonne

Aufgrund mangelnder Messwerte werden eine Stufenanzahl (ohne Reboiler und Kondensator) von drei und ein Stufenwirkungsgrad von 100 % gewählt.

- Strippgasmenge

Problematisch ist die Menge an Strippgas, da diese an der Anlage nur händisch zugeschalten wird und deshalb keine Aufzeichnungen vorhanden sind. Aufgrund dessen sind für die Simulation keine Werte für die Strippgasmenge vorhanden. Bei der Simulation wird die Menge so geregelt, dass das regenerierte TEG einen Massenanteil von 98,6 % TEG aufweist.

- Eintrittstemperatur in die Stillkolonne

Diese Temperatur wird nicht gemessen und auf 120 °C geschätzt.

Um die Simulation besser dem realen Prozess anpassen zu können, sind mehr Messdaten notwendig. Vor allem die Regeneration weist mangelnde Daten auf. In der Tabelle 4-4 ist eine Zusammenfassung der verwendeten Daten dargestellt. Es ist zu sehen, ob die Daten ausreichend vorhanden, ungenau vorhanden, geschätzt oder durch eine Analyse bestimmt wurden und ob mehr Vergleichsdaten benötigt werden.

Tabelle 4-4: Verfügbarkeit der benötigten Daten

Erdgas-Stationseingang	Druck	<i>ausreichend</i>
	Temperatur	<i>ausreichend</i>
	Volumenstrom	<i>ausreichend</i>
Kolonneneintritt	Druck	<i>ausreichend</i>
	Temperatur	<i>ausreichend</i>
	Volumenstrom	<i>ausreichend</i>
TEG	Druck	<i>ausreichend</i>
	Temperatur	<i>analysiert</i>
	Volumenstrom	<i>ausreichend</i>
Zusammensetzung vom TEG	<i>ungenau- mehr Messwerte</i>	
Zusammensetzung vom Erdgas	<i>ausreichend</i>	
Anzahl der Stufen & Stufenwirkungsgrad der Absorptionskolonne	<i>analysiert- mehr Onlinedaten</i>	
Betriebsdruck der Regeneration	<i>ausreichend</i>	
Reboiler	Temperatur	<i>ausreichend</i>
Kondensator	Temperatur	<i>ausreichend</i>
Anzahl der Stufen & Stufenwirkungsgrad der Stillkolonne	<i>geschätzt</i>	
Eintrittstemperatur in die Stillkolonne	<i>geschätzt</i>	
Strippgasmenge	<i>geschätzt</i>	
Wassertaupunkt	<i>ausreichend</i>	

4.2 Validierung des Stufenwirkungsgrades der Absorptionskolonne

Die Absorptionskolonnen können in drei Gruppen zusammengefasst werden. Diese Gruppen ergeben sich aufgrund der gleichen Bauweise der Kolonnen. In der Tabelle 4-3 sind die Volumenströme und Dimensionen aufgelistet. T-1A, T1B, T-1C und T-2A bilden eine Gruppe. T-1D und T-1E eine Gruppe und T-1F, T-1G und T-1 eine weitere. Für jede dieser Kolonnen werden die Parameter aus dem Prozessleitsystem, siehe Abbildung 4-2 links, entnommen und der benötigte Stufenwirkungsgrad ermittelt. Bei den Parametern aus dem Prozessleitsystem handelt es sich um Onlinedaten, welche nicht gespeichert werden. Es wird nur der Absorptionsteil der Simulation betrachtet, siehe Abb. 4-2 rechts. Den Vergleichswert zwischen realer Anlage und Modell stellt der Wassertaupunkt dar, welcher bei einem Druck von 40 bar ermittelt wird. Für jede Kolonne wird eine Stufenanzahl von sechs festgelegt.

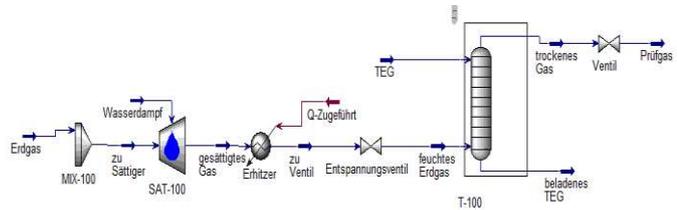
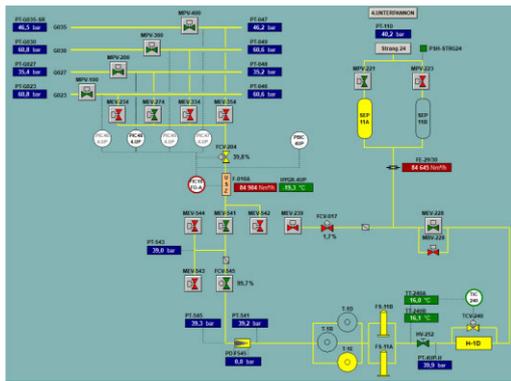


Abbildung 4-2: links: Prozessleitsystem, rechts: Simulationsmodell der Absorption

T-1A, T1B, T-1C und T-2A

Da die Trocknung 1A, 1B, 1C und 2A baugleich sind und passende Onlinedaten nur für die Trocknung 1A vorhanden sind, wird die Evaluierung nur für die Trocknungskolonnen 1A durchgeführt. Für die anderen Kolonnen wird der gleiche Stufenwirkungsgrad gewählt. In der Tabelle 4-5 sind nochmals die Onlinedaten vom Prozessleitsystem sowie der vorhandene und berechnete Wassertaupunkt (WTP) mit den verwendeten Wirkungsgraden dargestellt, um die Abweichung der Wassertaupunkte erkennen zu können.

Tabelle 4-5: Wirkungsgradbestimmung T-1A vom 29.01.2020

29.01.2020	WTP=	-21 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	12,8 °C	18,1 °C	50 °C
p	62,5 bar	62,5 bar	62,5 bar
\dot{V}	39293 Nm ³ /h	39293 Nm ³ /h	1,448 m ³ /h

WTP:

T(0,45)=	-20,99 °C
T(0,5)=	-22,21 °C

Der reale Wassertaupunkt vom 29.01.2020 beträgt -21 °C, und die Wassertaupunkte der Simulation ergeben T(0,45)= -20,99 °C für einen Stufenwirkungsgrad von 45 % und T(0,5)= -22,21 °C für 50 %. In der Abb. 4-3 ist die Abweichung der Wassertaupunkte (berechneter minus tatsächlicher Wassertaupunkt) in Abhängigkeit vom Erdgasvolumenstrom abgebildet. Für den Erdgasvolumenstrom von 39293 Nm³/h wird zusätzlich einmalig der Stufenwirkungsgrad von 10 % und 100 % dargestellt, um einen Vergleich zu bekommen. Der in der Abb. 4-3 grün dargestellte Punkt stellt die Differenz für einen Wirkungsgrad von 100 % dar. Dieser ist wie erwartet negativer, denn je höher der verwendete Stufenwirkungsgrad, desto niedriger ist der simulierte Wassertaupunkt. Der Punkt für einen Stufenwirkungsgrad von 10 % ist in der Abbildung nicht ersichtlich, da die Abweichung zur Messung

20,7 °C beträgt.

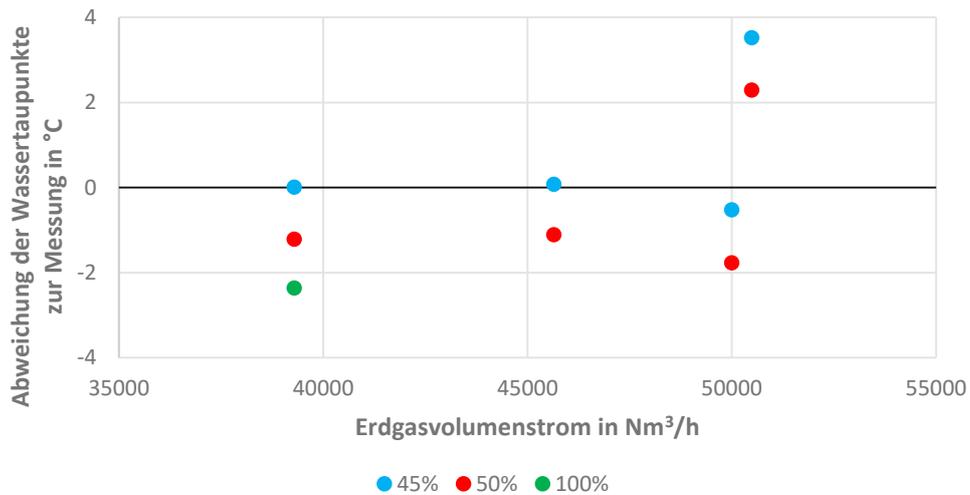


Abbildung 4-3: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1A

Die Abweichungen zum gemessenen Wassertaupunkt sind bei einem Wirkungsgrad von 45% geringer, mit Ausnahme vom letzten Punkt ($\dot{V}=50491 \text{ Nm}^3/\text{h}$). Aufgrund dessen wird für die Trocknung 1A, 1B, 1C und 2A ein Stufenwirkungsgrad von 45 % angenommen.

T-1D und T-1E

Diese Kolonnenbauarten werden wie die Kolonne T-1A bestimmt. Die passenden Wirkungsgrade liegen ebenfalls zwischen 45 % und 50 %. Die einzelnen Abweichungen für die Kolonne T-1E vom tatsächlichen Wassertaupunkt sind in der Abbildung 4-4 dargestellt.

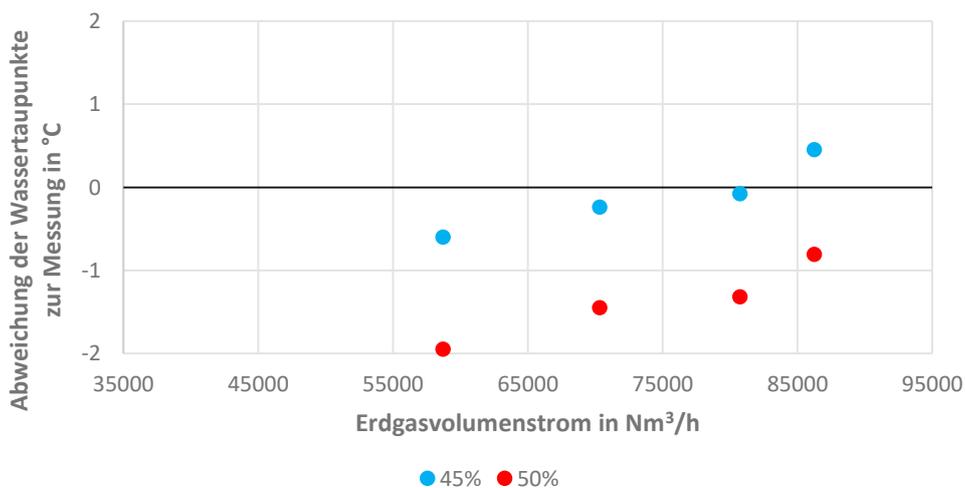


Abbildung 4-4: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1E

Ein Stufenwirkungsgrad von 45 % weist die geringeren Abweichungen auf. In der Abbildung 4-5 wird dasselbe Diagramm für die Kolonne T-1D dargestellt.

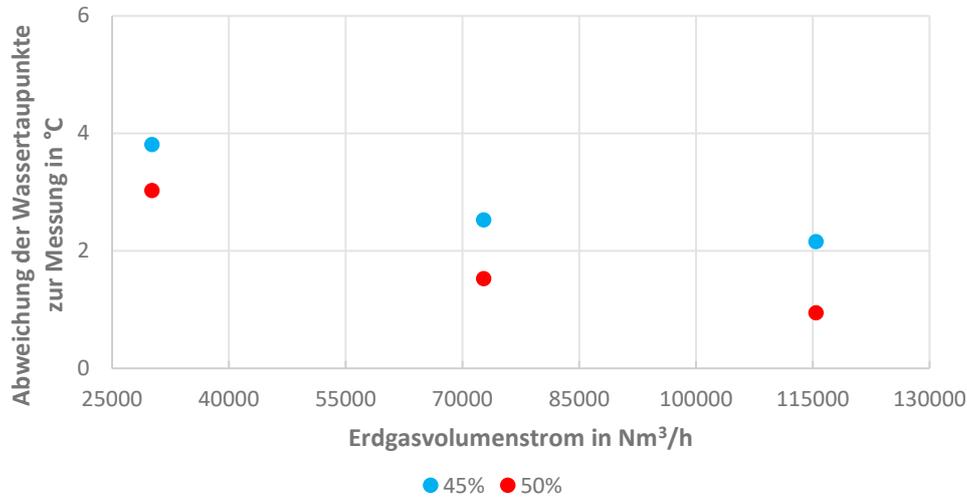


Abbildung 4-5: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1D

Da diese beiden Kolonnen baugleich sind, sollten die Abweichungen der Wassertaupunkte einen ähnlichen Verlauf aufweisen. Die Trocknung 1D weist eine viel größere Abweichung auf. Die Gründe dafür können bei der realen Anlage liegen, weshalb mehr Onlinedaten mit der Simulation verglichen werden sollten. Zusätzliche Messungen bei der realen Anlage könnten für die Ursachenforschung hilfreich sein.

Da die Ergebnisse der Trocknung 1D größere Abweichungen aufweist, wird das Ergebnis der Kolonne 1E für die Bestimmung der Stufenwirkungsgrade herangezogen. Deshalb wird ein Stufenwirkungsgrad von 45 % für die beiden Kolonnen festgelegt und diese unterscheiden sich deswegen von der ersten Gruppe nicht. Dadurch ergibt sich bei der weiteren Simulation dieser Kolonnen kein Unterschied zu T-1A, obwohl diese Kolonnen nicht baugleich sind und andere Einbauten aufweisen. Für eine bessere Analyse des Stufenwirkungsgrades sollten mehr Onlinedaten herangezogen werden, damit analysiert werden kann weshalb kein Unterschied zur Trocknung 1A vorliegt. Die Trocknung 1D und 1E wird nicht explizit dargestellt.

T-1F und T-1G

Die Ermittlung des Wirkungsgrads der Trocknung 1F und 1G fällt etwas anders aus, da diese Trocknungen meist mit anderen Trocknungen gekoppelt sind. Deswegen sind nur Onlinedaten aus der Kombination von T-1G mit T-1B und T-1F mit T-1C, siehe Abbildung 4-6, vorhanden.

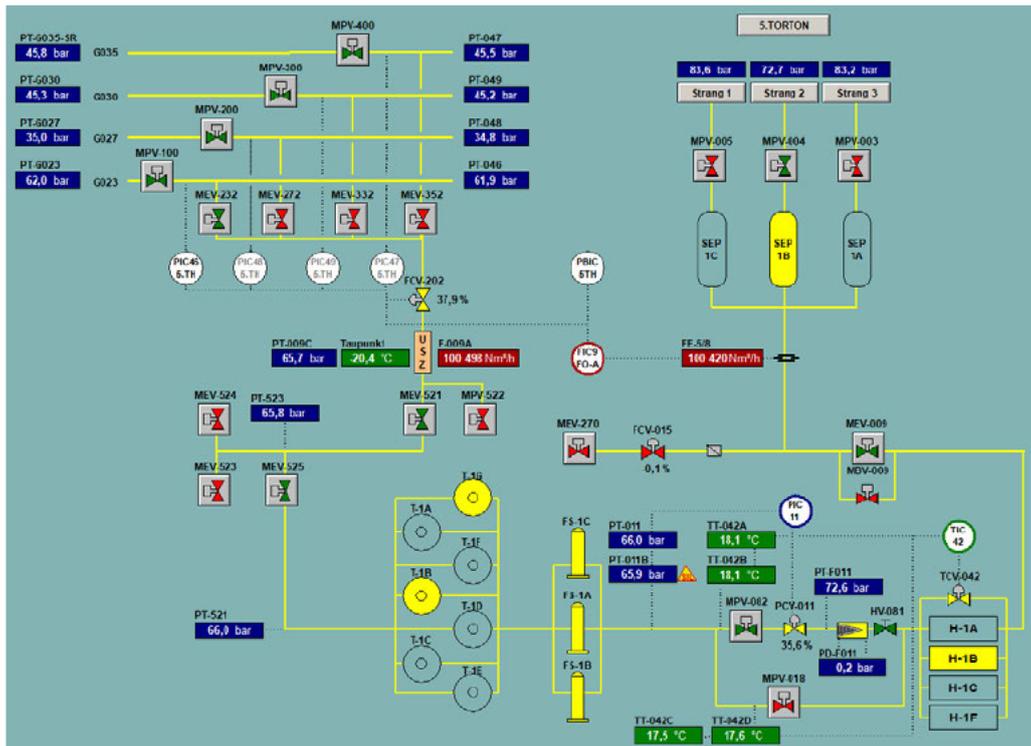


Abbildung 4-6: Prozessleitsystem für T-1G und T-1B, am 24.03.2020

In der Simulation werden deswegen die beiden Trocknungen wie in der realen Anlage parallel geschaltet. Der Erdgasvolumenstrom wird dafür aufgeteilt und nach der Trocknung wieder zusammengeführt um den Wassertaupunkt vergleichen zu können. Der Stufenwirkungsgrad der größeren Trocknung (T-1G, T-1F) variiert zwischen 55 % und 60 %. Die Abweichungen aus der Kombination von T-1B mit 45% & T-1G mit 55%, sowie T-1B mit 45% & T-1G mit 60% sind in der Abbildung 4-7 dargestellt.

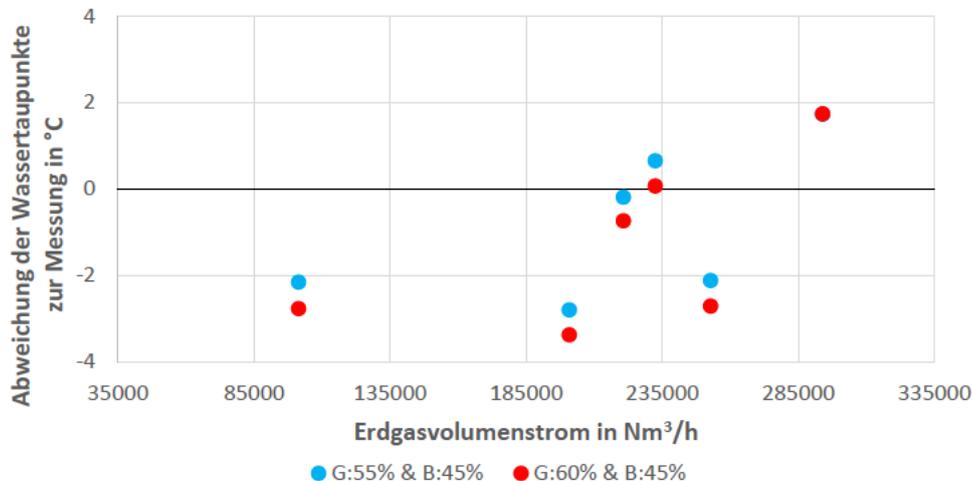


Abbildung 4-7: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1G und T-1B

Ein Betrieb der Trocknung 1G mit einem Stufenwirkungsgrad von 55 % erweist sich als exakter und wird daher für die folgenden Berechnungen ausgewählt. Derselbe Wirkungsgrad ergibt sich auch für T-1F.

4.3 Einfluss von Druck und Temperatur auf die Absorption

Für diese Analyse wird nur der Absorptionsteil der Simulation herangezogen, siehe Abb. 4-2 rechts. Temperatur und Druck haben einen entscheidenden Einfluss auf die Absorption und den Wassertaupunkt. Zunächst wird der Wassertaupunkt des getrockneten Gases bei in Abhängigkeit von der Eintrittstemperatur in die Kolonne betrachtet. Es wird zunächst der Wassertaupunkt im Strom 1, siehe Abbildung 4-8, berechnet. In diesem Strom wird durch ein Ventil der Druck auf 40 bar entspannt und anschließend der Wassertaupunkt gemessen. Diese 40 bar entspricht der Vorschrift der ÖVGW-Richtlinie G31 [21].

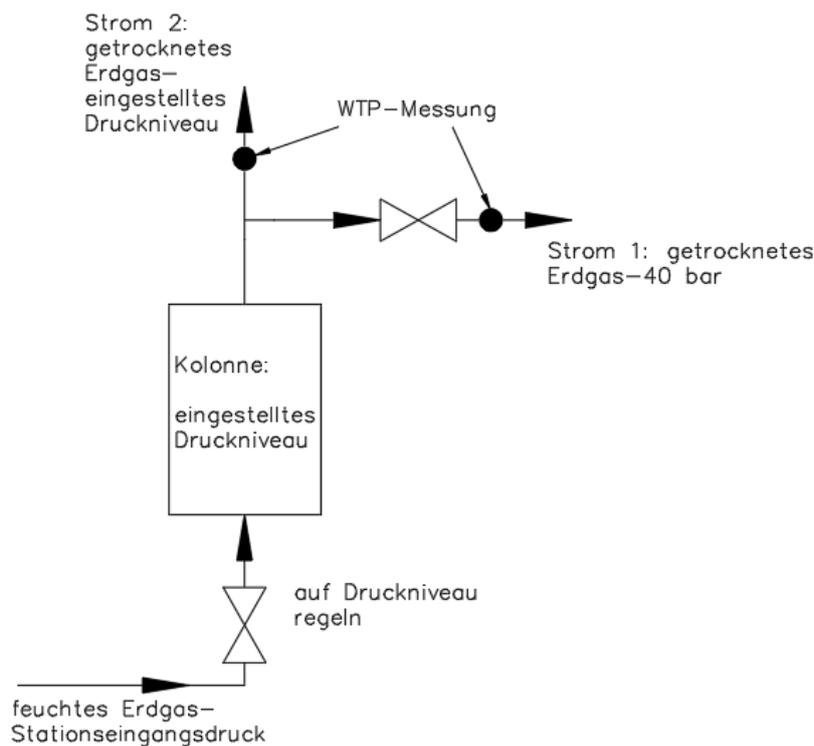


Abbildung 4-8: schematische Darstellung der analysierten Ströme

In der Abbildung 4-9 ist der Verlauf der Kolonne 1A mit den Daten vom 29.01.2020 dargestellt. Die Ordinate entspricht dem Wassertaupunkt des getrockneten Erdgases (Strom 1) und die Abszisse der Eintrittstemperatur in die Kolonne. Die Stationseingangstemperatur liegt bei 12,8 °C und der Stationseingangsdruck bei 62,5 bar. Die weiteren Parameter sind im Anhang abgebildet. Die drei Kurvenverläufe stellen drei unterschiedliche Druckniveaus dar, welche mit einem Ventil vor der

Kolonnen eingestellt werden.

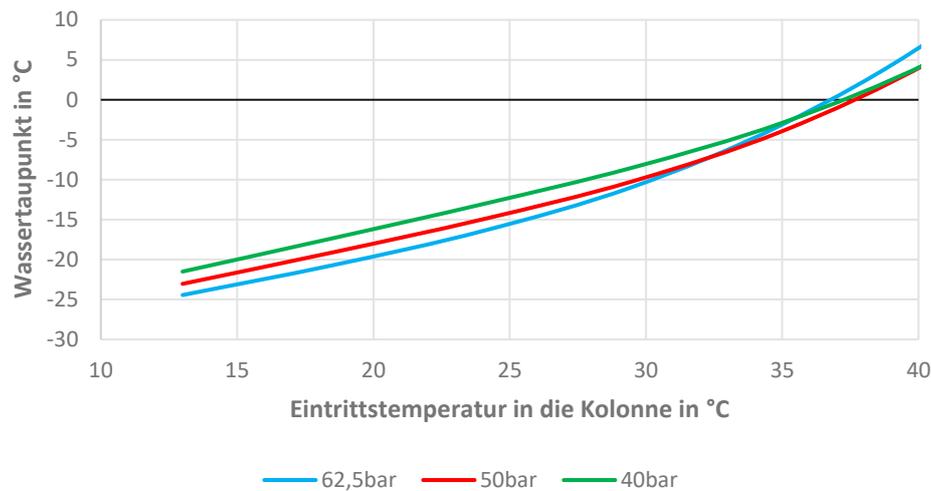


Abbildung 4-9: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 29.01.2020

Es ist zu erkennen, dass ab einer Temperatur unterhalb von 30°C der Wassertaupunkt beim höchsten Druck am geringsten ist. Somit ist ein Betrieb bei höheren Drücken und niedrigeren Temperaturen vorteilhaft. Bei der Absorption führen höhere Drücke und niedrigere Temperaturen zu einem besseren Gleichgewicht zwischen den Stoffen und somit zu einem besseren Ergebnis, was sich in dieser Abbildung widerspiegelt. Zu niedrige Temperaturen sind zu vermeiden, denn die Viskosität vom Glykol steigt mit sinkender Temperatur an, was den Stoffübergang stark beeinträchtigt. Laut GPSA [28] soll die Temperatur in der Absorptionskolonne nicht unter 15,5 °C sinken. Eine andere Literaturquelle [22] schreibt eine untere Grenze von 10 °C vor.

Zum Vergleich wird der Wassertaupunkt des Stroms 2 (Abb. 4-8) auch dargestellt. Hierbei wird der Wassertaupunkt bei dem geregelten Druckniveau berechnet. Dieser Verlauf ist in der Abbildung 4-10 zu sehen.

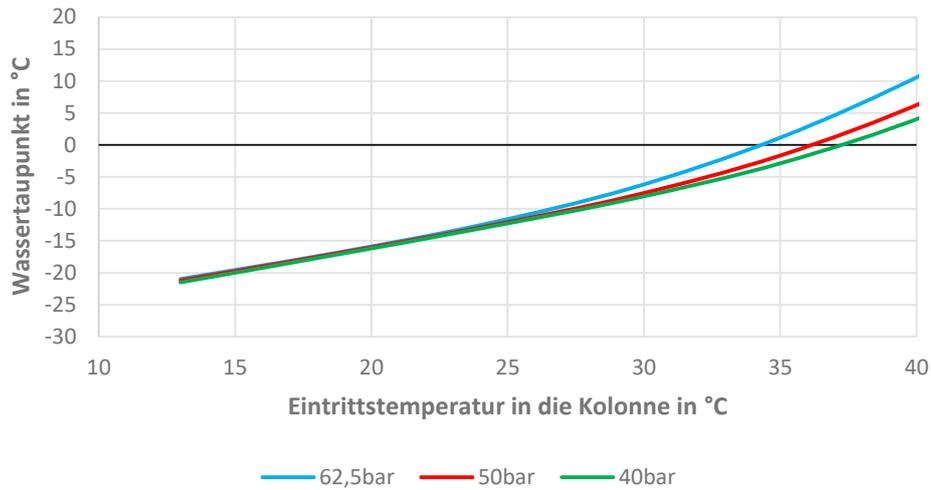


Abbildung 4-10: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 29.01.2020 ohne Druckreduktion

Die drei Kurven laufen bei sinkenden Temperaturen zusammen, was bedeutet, dass alle drei Druckniveaus den gleichen Wassertaupunkt liefern.

Da für den Betrieb der Wassertaupunkt bei 40 bar entscheidend ist, wird in den nachfolgenden Diagrammen der getrocknete Gasstrom stets auf die 40 bar entspannt und der Wassertaupunkt in diesem Strom (Strom 1, Abb. 4-8) als Vergleich herangezogen.

Bei der Trocknung T-1G, siehe Abbildung 4-11, ist der Verlauf ähnlich wie bei T-1A Abbildung 4-9. Diese Daten stammen vom 13.12.2019.

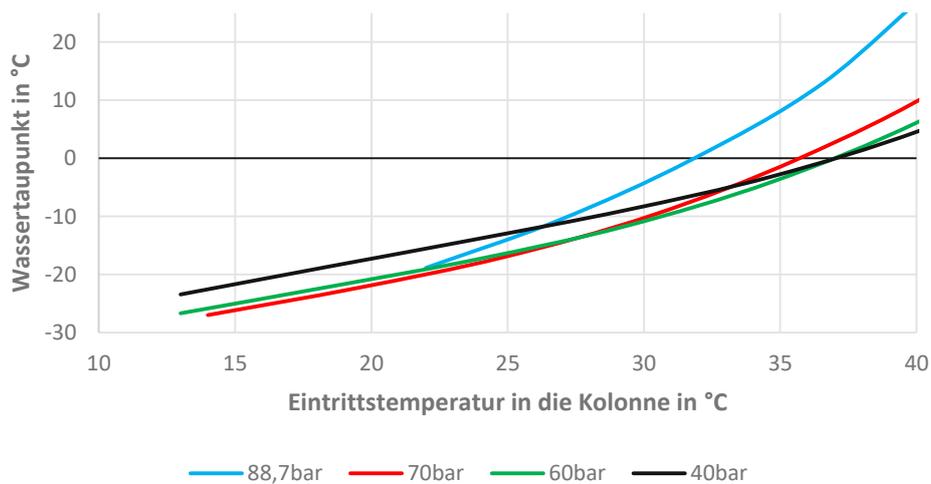


Abbildung 4-11: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 13.12.2019

Die 88,7 bar Linie endet bei rund 22 °C, da die Stationseingangstemperatur bereits 21,4°C aufweist und nur ein Erhitzer und kein Kühler vor der Trocknung vorhanden ist. Deswegen Endet dieser Verlauf bei 22 °C. Generell weisen die höheren Drücke wiederum niedrigere Wassertaupunkte auf.

Wird der Druck verändert und die Eintrittstemperatur konstant gehalten, ergibt sich ein sinngemäß gleiches Bild für die Ergebnisse vom Wassertaupunkt. Hierbei wird auf der Abszisse der Druck der Kolonne aufgetragen. In der Abbildung 4-12 ist die Trocknung 1A vom 29.01.2020 dargestellt. Es ist deutlich zu erkennen, dass der Wassertaupunkt mehr von der Eintrittstemperatur in die Kolonne abhängt, als vom Betriebsdruck.

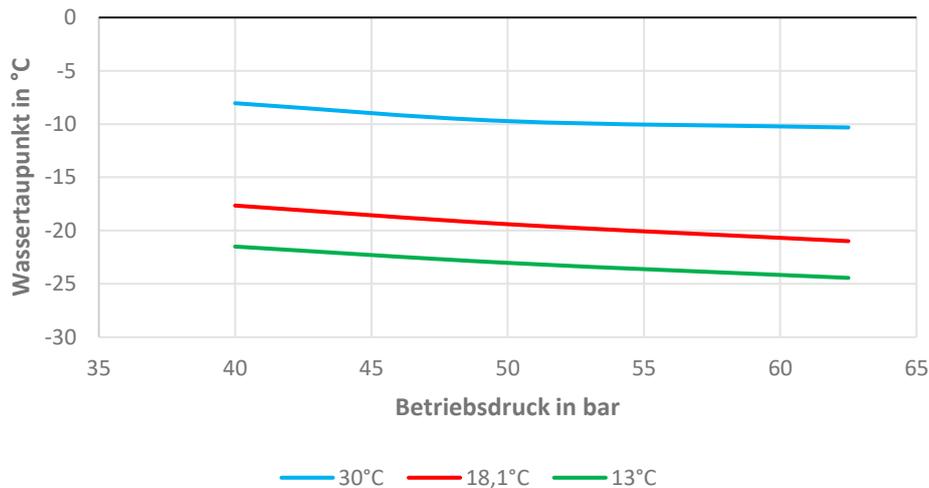


Abbildung 4-12: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, am 29.01.2020

Der Verlauf der Trocknung 1G ist in der Abb. 4-13 dargestellt und repräsentiert qualitativ dieselben Ergebnisse wie die Trocknung 1A.

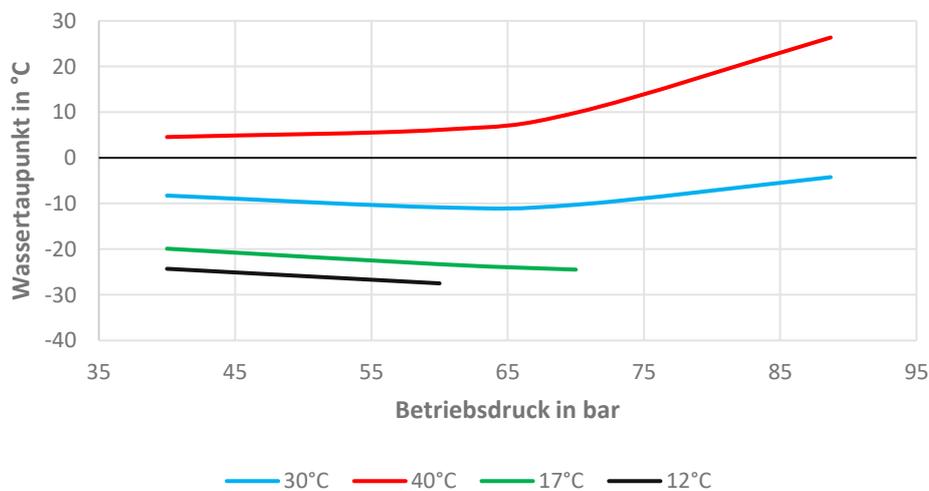


Abbildung 4-13: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, am 13.12.2019

Es sind folgende Erkenntnisse durch die Einflüsse von Druck und Temperatur entstanden:

- Ein höherer Druck führt zu tieferen Wassertaupunkten.
- Sinkende Eintrittstemperaturen führen zu tieferen Wassertaupunkten.
- Zu niedrigere Temperaturen führen zu einer hohen Viskosität des Glykols, was den Stoffübergang beeinträchtigt.

4.4 Aufnahme von Methan in TEG

Wie bereits erwähnt besteht Erdgas zum Großteil aus Methan. Bei der Trocknung soll daher so wenig Methan wie möglich im Lösungsmittel TEG aufgenommen werden. Für diese Analyse wird wieder der Absorptionsteil der Simulation verwendet. Es wird der Stoffmengenanteil an Methan im angereicherten TEG in mol% mit der Gleichung (4.1) berechnet. In der Abbildung 4-14 sind die Molenströme, welche in der Gl. (4.1) verwendet werden, eingezeichnet.

$$x_{CH_4} = \frac{\dot{n}_{CH_4 \text{ in TEG}} \cdot 100}{\dot{n}_{CH_4 \text{ (beim Kolonneneintritt)}}} \quad (4.1)$$

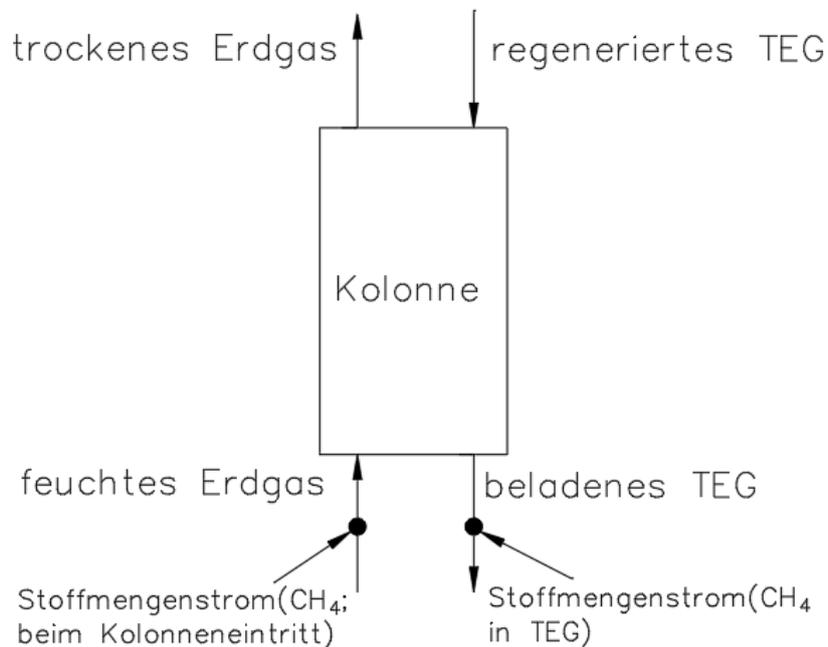


Abbildung 4-14: Schema für die Berechnung von Methan in TEG

Der berechnete Anteil an Methan wird in Abhängigkeit von Druck, Temperatur und Volumenstrom simuliert. Abbildung 4-15 zeigt das Ergebnis der Simulation in Abhängigkeit vom Betriebsdruck bei

zwei unterschiedlichen Eintrittstemperaturen in die Kolonne. Der Stationseingangsdruck betrug 71 bar am 29.01.2020, siehe Anhang.

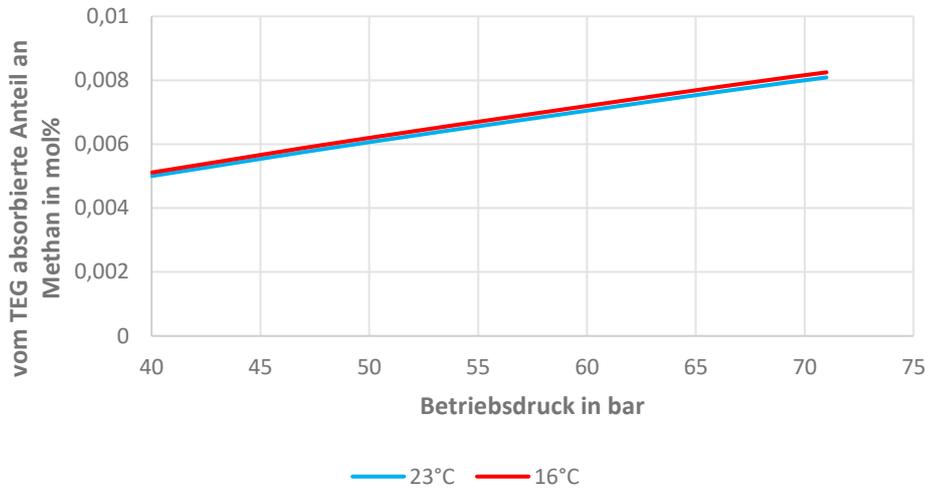


Abbildung 4-15: T-1G: Anteil an Methan im TEG in Abhängigkeit vom Druck, am 29.01.2020

Die Verläufe der beiden unterschiedlichen Temperaturen liegen beinahe übereinander, somit hat die Temperatur einen vernachlässigbaren Einfluss auf die aufgenommene Menge an Methan. Der Druck verändert den absorbierten Stoffmengenanteil an Methan. Je höher der Druck in der Kolonne ist, desto mehr Methan wird in TEG aufgenommen. Dies liegt am besseren Gleichgewicht bei erhöhtem Druck.

Der Volumenstrom an TEG verändert die absorbierte Menge an Methan ebenfalls, siehe Abbildung 4-16. Mit steigendem Volumenstrom nimmt der Stoffmengenanteil an Methan signifikant zu.

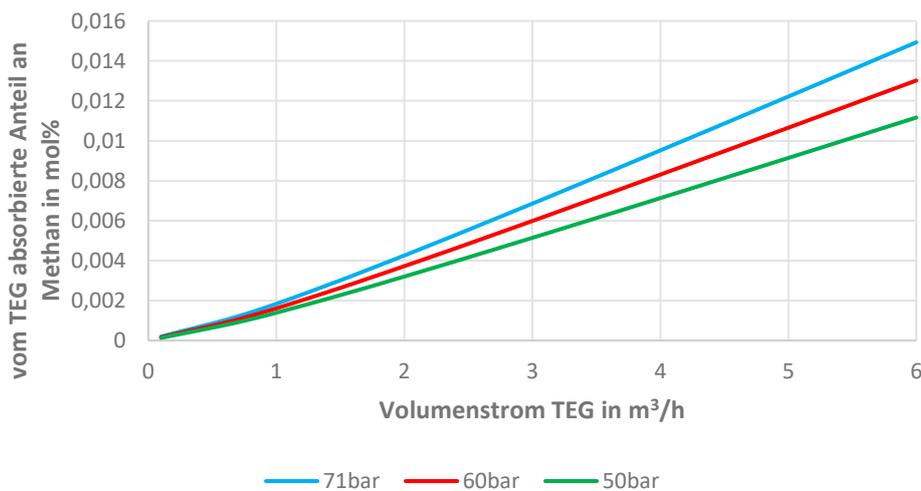


Abbildung 4-16: T-1G: Methan in TEG in Abhängigkeit vom Volumenstrom, am 29.01.2020

Bei der Trocknung 1G wird am 29.01.2020 ca. 0,0076 mol% Methan vom gesamten Methanstrom in TEG aufgenommen. Dies entspricht einen Molenstrom von 0,5621 kmol/h an Methan. Der aufgenommene Anteil an Methan in TEG ist sehr gering. Diese geringe Menge wird in der Regeneration wieder als Brüdengas vom Glykol abgetrennt und dem Brenner zugeführt.

Zusammengefasst ergeben sich folgende Erkenntnisse:

- Der Druck weist im Vergleich zur Temperatur einen größeren Einfluss auf die Menge an absorbierten Methan auf
- Mit steigendem Volumenstrom steigt die Menge an Methan im TEG
- Der absorbierte Anteil an Methan ist sehr gering

4.5 Beeinflussung des Wassertaupunktes durch das TEG

Es wird der Einfluss vom Glykol mittels Variierung von Temperatur und Volumenstrom auf die Absorption simuliert und somit nur der Absorptionsteil der Simulation verwendet. Da die Eintrittstemperatur von TEG nur geschätzt ist, ist deren Auswirkung sehr interessant. Dafür wird die Temperatur vom TEG kontinuierlich verändert und der Wassertaupunkt aufgezeichnet. In der Abb. 4-17 ist die Änderung des Wassertaupunktes in Abhängigkeit von der Eintrittstemperatur vom TEG dargestellt.

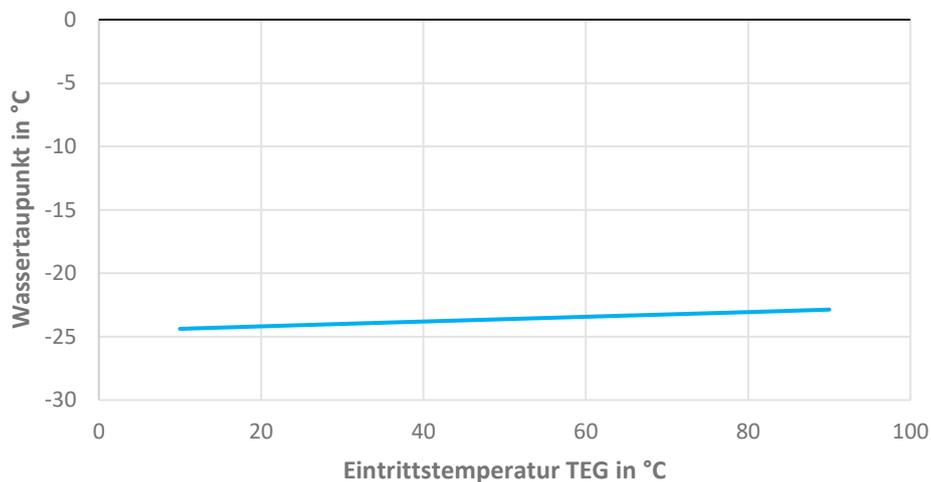


Abbildung 4-17: T-1A: Einfluss Glykol-Temperatur auf Wassertaupunkt, am 07.01.2020

Der Wassertaupunkt ändert sich nur geringfügig, somit hat die Eintrittstemperatur des Glykols kaum einen Einfluss. Dies liegt am geringen Volumenstrom im Vergleich zum Gas. Dadurch verändert sich

die Temperatur vom Gas in der Kolonne nur gering und die Änderungen im Wassertaupunkt sind vernachlässigbar. Die angenommene Temperatur von 50 °C kann beibehalten werden.

Der Einfluss der Glykolvmenge ist in der Abbildung 4-18 für T-1A und in der Abbildung 4-19 für T-1G dargestellt. Es wird der TEG- Volumenstrom auf der Abszisse aufgetragen.

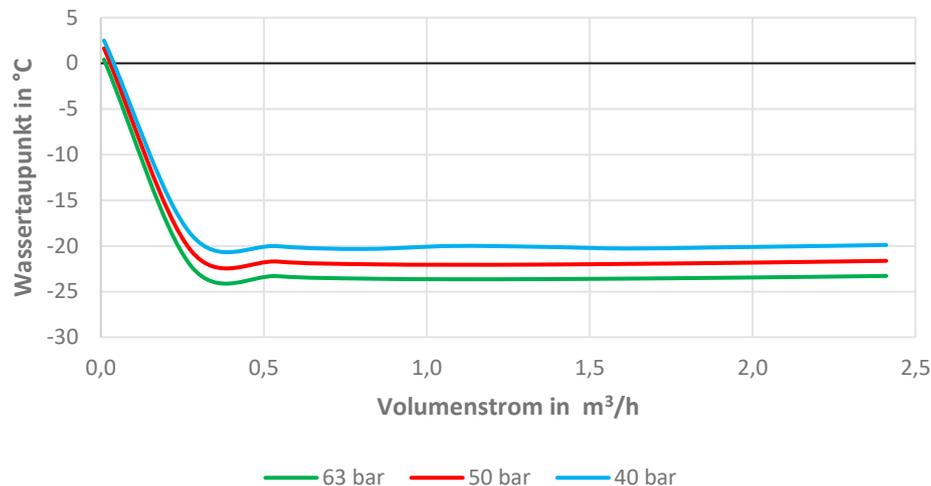


Abbildung 4-18: T-1A: Einfluss Glykolvmenge auf Wassertaupunkt, am 07.01.2020

Der Wassertaupunkt bleibt ab einem Volumenstrom von circa 0,5 m³/h konstant. Ein Minimum befindet sich bei rund 0,4 m³/h. Dies kann möglicherweise an einer numerischen Ungenauigkeit der Simulation erklärt werden. Das konstant bleiben des Wassertaupunktes bei steigendem Volumenstrom kann daran liegen, dass nur noch ein sehr geringer Anteil an Wasser im Gas vorhanden ist und dieser mittels Absorption nicht mehr entfernt werden kann. Der am 07.01.2020 verwendete TEG- Volumenstrom betrug 1,483 m³/h.

Bei der Trocknung 1G liegt ein ähnlicher Fall vor. Hier ist der Wassertaupunkt ab einem Volumenstrom von rund 1,5 m³/h konstant.

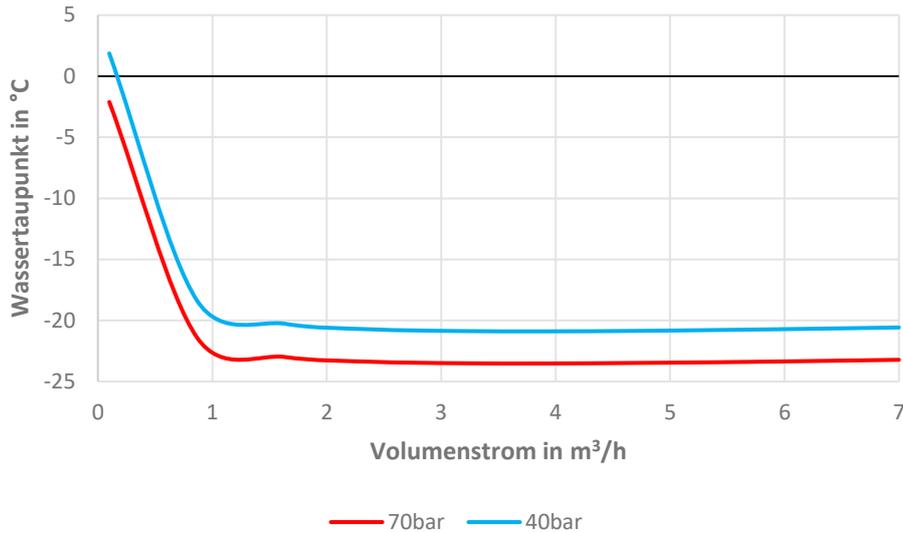


Abbildung 4-19: T-1G: Einfluss Glykolvolumenstrom auf Wassertaupunkt, am 13.12.2019

Das heißt, eine Steigerung der Glykolvolumenstrom führt zu keiner Verbesserung des Wassertaupunktes und somit zu keinem besseren Ergebnis.

Zusammenfassung der Erkenntnisse aus der Simulation:

- Die Eintrittstemperatur des Glykols hat kaum einen Einfluss auf den Wassertaupunkt.
- Der Wassertaupunkt bleibt ab einem gewissen Glykol- Volumenstrom konstant.

4.6 Leistungsverbrauch des Erhitzers

Da vor allem die Stationseingangsdrücke vom 5.TH und 6.TH sehr hoch sind, müssen diese auf den Betriebsdruck der Kolonne entspannt werden. Durch die Entspannung kühlt das Gas aufgrund des Joule-Thomson-Effekts sehr stark ab, weshalb ein Erhitzer vor dem Entspannungsventil nötig ist, siehe Abb. 4-20.

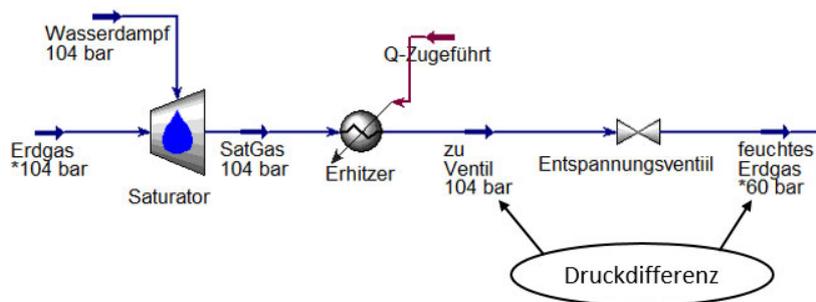


Abbildung 4-20: T-1F: Screenshot von der Simulation, am 06.12.2019

Die vom Erhitzer zugeführte Leistung hängt stark von der Druckdifferenz am Entspannungsventil ab. Je mehr das Gas entspannt wird, desto mehr muss dieses zuvor erhitzt werden um die gewünschte Kolonneneintrittstemperatur zu erreichen. In der Abbildung 4-21 ist die benötigte Leistung zum Erhitzen des Erdgases in Abhängigkeit vom Druck des Stroms „feuchtes Erdgas“ dargestellt. Die Simulationsdaten für diese Abbildung stammen von der Kolonne 1F vom 06.12.2019. Dabei herrschte ein Stationseingangsdruck von 104 bar und die Eintrittstemperatur in die Kolonne betrug 16,1 °C.

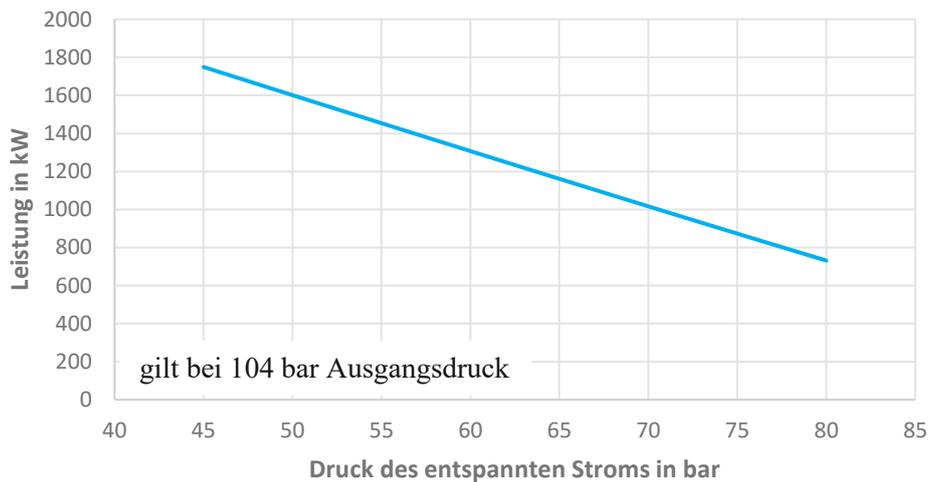


Abbildung 4-21: T-1F: Leistungszufuhr zum Erhitzer, am 06.12.2019

Die benötigte Leistung des Erhitzers nimmt linear mit der Druckabnahme zu. Je größer die Druckdifferenz am Ventil ist, desto mehr Leistung wird benötigt. Wird die Kolonne mit einem Druck von 60 bar betrieben, dann wird dem Erhitzer eine Leistung von 1307 kW zugeführt. Bei einem Betrieb von 70 bar müssen nur 1017 kW zugeführt werden. Der Betrieb mit 60 bar benötigt daher eine um 29 % höhere zugeführte Leistung.

4.7 Beeinträchtigung durch Wasserstoff

Die obertägigen Anlagen sollen für einen Betrieb von bis zu 50 % Wasserstoff analysiert werden. Dafür wird im Simulationsmodell ein Strom Wasserstoff mit Erdgas vermischt, siehe Abbildung 4-22.

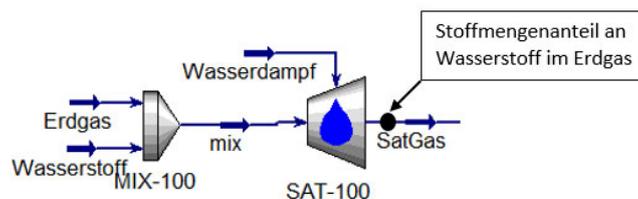


Abbildung 4-22: Zugabe von Wasserstoff

Für diese Simulation wird wiederum nur der Absorptionsteil verwendet. Es wird zunächst der Einfluss auf den Wassertaupunkt und die Aufnahme von Wasserstoff im Glykol betrachtet. In der Abb. 4-23 ist der Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Stoffmengenanteil an Wasserstoff im feuchten Erdgas der Kolonne 1A aufgezeichnet. Hierfür wird die Menge an Wasserstoff soweit erhöht, bis sich 50 mol% Wasserstoff im gesättigten Erdgasstrom befinden. Der gesamte Volumenstrom an gesättigtem Gas bleibt konstant bei 45647 Nm³/h, siehe Anhang. Bei Erhöhung des Wasserstoffanteils wird die Menge an Erdgas verringert, um den Volumenstrom konstant zu halten.

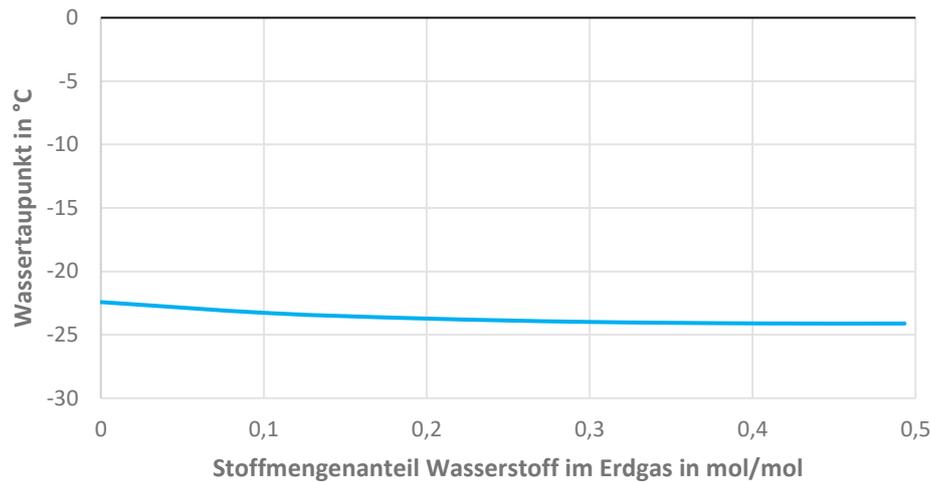


Abbildung 4-23: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Wasserstoffanteil, am 20.01.2020

Mit steigendem Anteil an Wasserstoff sinkt der Wassertaupunkt minimal. Der Wassertaupunkt verringert sich nur um 1,7 °C bei einer Beimischung von 0 mol% auf 50 mol% Wasserstoff.

Die Trocknung 1G weist einen ähnlichen Verlauf auf, siehe Abbildung 4-24. Des Weiteren ist in dieser Abbildung der Einfluss des Drucks zu sehen. Wie bereits analysiert, sinkt der Wassertaupunkt mit steigendem Druck. Die Linien der unterschiedlichen Drücke verlaufen parallel zueinander.

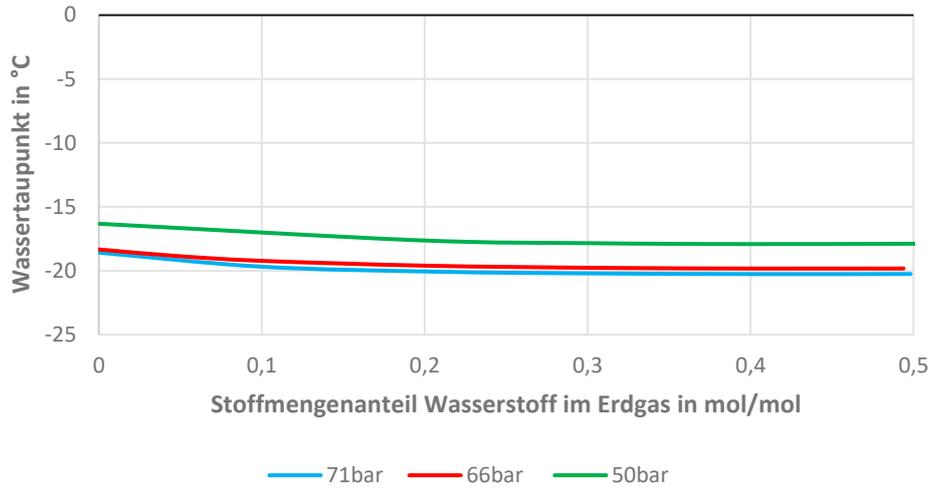


Abbildung 4-24: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Wasserstoffanteil, am 29.01.2020

Der Stoffaustausch zwischen Wasserstoff und Glykol ist ein wichtiger Punkt, denn das Glykol soll so wenig Wasserstoff wie möglich aufnehmen. Dafür wird der Molenstrom an Wasserstoff im Glykol am Kolonnenaustritt aufgezeichnet. Der absorbierte Wasserstoff wird ebenfalls mit der Gleichung (4.1) berechnet, mit dem Unterschied, dass Wasserstoff statt Methan verwendet wird. In der Abbildung 4-25 ist der absorbierte Wasserstoff im TEG durch eine Variation vom Wasserstoffanteil im Erdgas der Trocknung 1A abgebildet. Auch hier bleibt der Volumenstrom an Gas, welcher die Kolonne durchströmt, konstant.

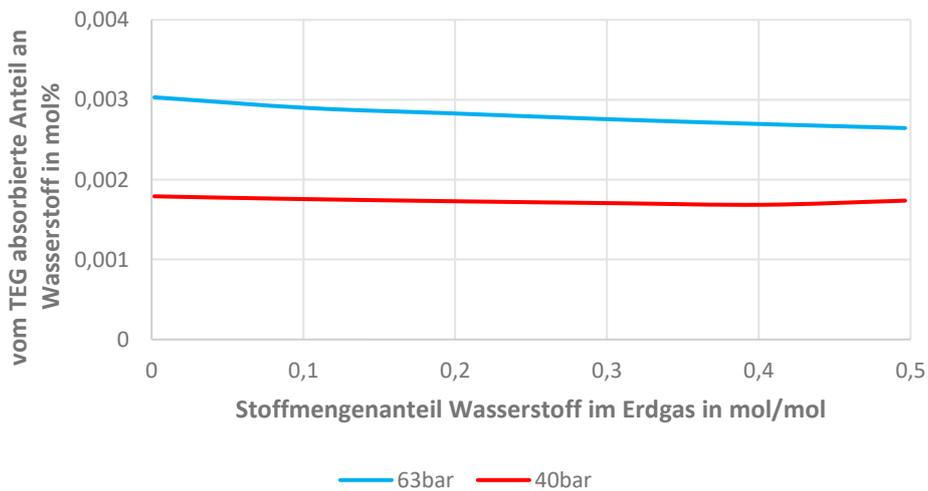


Abbildung 4-25: T-1A: Anteil Wasserstoff im TEG, am 20.01.2020

Die beiden Linien verlaufen nahezu horizontal. Bei einem Anstieg des Wasserstoffanteils im Erdgas verändert sich der Anteil an Wasserstoff im TEG, bezogen auf den Anteil am Kolonneneintritt kaum.

Generell ist der Anteil an Wasserstoff, welcher im Glykol absorbiert wird, sehr gering. Die Kolonne 1G weist einen qualitativ ähnlichen Verlauf auf, siehe Abbildung 4-26.

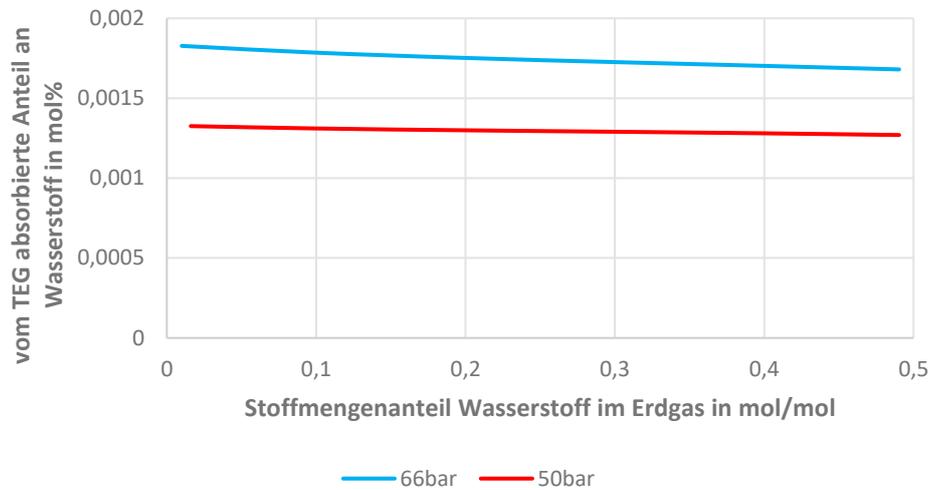


Abbildung 4-26: T-1G: Anteil Wasserstoff im TEG, am 29.01.2020

Einen direkten Vergleich zwischen der aufgenommenen Menge an Methan und Wasserstoff im Glykol bietet die Abbildung 4-27. Hierfür wird die Stoffmenge an Wasserstoff bis 50 mol%, bei konstantem Volumenstrom, erhöht. Auf der Ordinate wird der Stoffmengenanteil im beladenen TEG-Strom abgebildet.

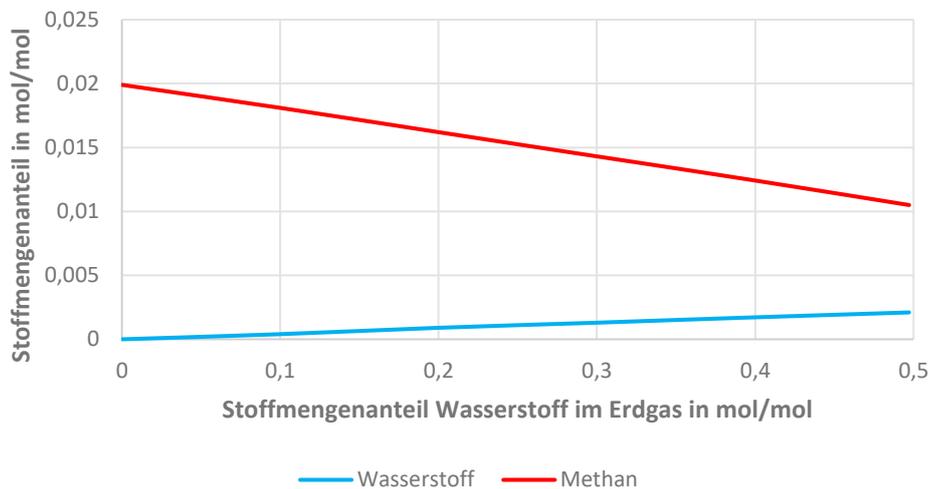


Abbildung 4-27: T-1A: Stoffmenge an Methan und Wasserstoff im Glykol, am 20.01.2020

Es ist eindeutig zu erkennen, dass bei einem Betrieb mit Wasserstoff kaum Wasserstoff im TEG aufgenommen wird. Die aufgenommene Menge an Methan sinkt aufgrund der Verdünnung mit

Wasserstoff und weist wie bereits im Kapitel 4.3 beschrieben einen geringen Anteil auf.

In den folgenden Punkten sind die Erkenntnisse aus der Simulation mit Wasserstoff zusammengefasst:

- Die Beimischung von Wasserstoff beeinflusst den Wassertaupunkt kaum.
- Es wird sehr wenig Wasserstoff im TEG absorbiert.

4.8 Leistung des Gasgemisches

Die Auswirkungen auf die Leistung des Gases durch Wasserstoff ist ein interessanter Punkt. Da die Leistung des getrockneten Gasstroms für den Betrieb ausschlaggebend ist, wird dieser in Abhängigkeit vom Wasserstoffanteil abgeschätzt. Dafür werden die Brennwerte von Wasserstoff und Erdgas bei 0 °C und 1,01325 bar, siehe Tabelle 4-6, mit dem Normvolumenstrom multipliziert, mit der Bedingung, dass der gesamte Volumenstrom des Gemisches Erdgas und Wasserstoff konstant bei 50000 Nm³/h gehalten wird. Diese Formel ist in der Gleichung (4-2) zu sehen.

Tabelle 4-6: Brennwert für Wasserstoff und Erdgas bei 0 °C und 1,01325 bar

	Brennwert in MJ/m ³
Wasserstoff [44]	12,75
Erdgas [21]	39,86

$$\dot{Q} = H_{s,Erdgas} \dot{V}_{Erdgas} + H_{s,Wasserstoff} \dot{V}_{Wasserstoff} \quad (4.2)$$

Der Stoffmengenanteil an Wasserstoff im Erdgas variiert von null bis eins. Das Ergebnis ist in der Abbildung 4-28 dargestellt.

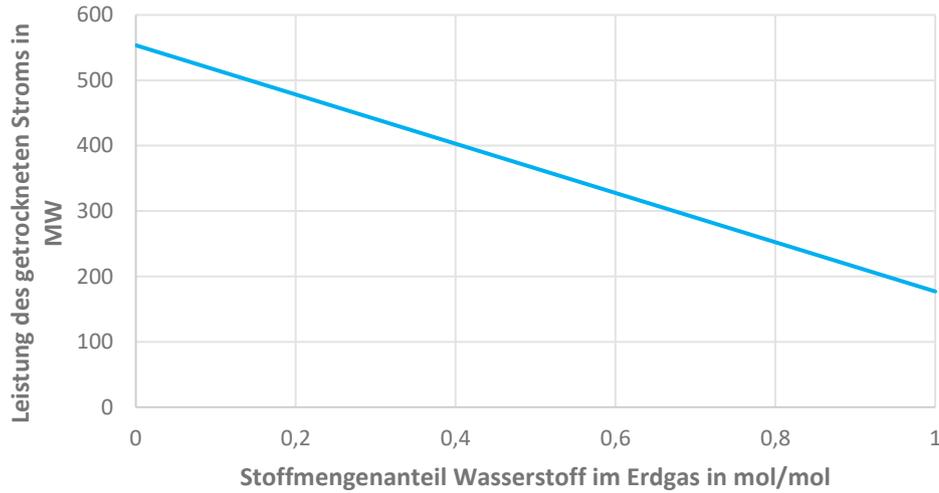


Abbildung 4-28: Einfluss von Wasserstoff auf die Leistung des getrockneten Stroms

Es ist ein linearer Abfall der Leistung zu erkennen. Je mehr Wasserstoff hinzugefügt wird, desto geringer ist die Leistung des gemischten Stroms. Dies liegt am geringeren Brennwert des Wasserstoffs. Um die Leistung konstant zu halten müssen die Volumenströme verändert werden. In der Abbildung 4-29 ist die Veränderung der Volumenströme für eine konstante Leistung dargestellt.

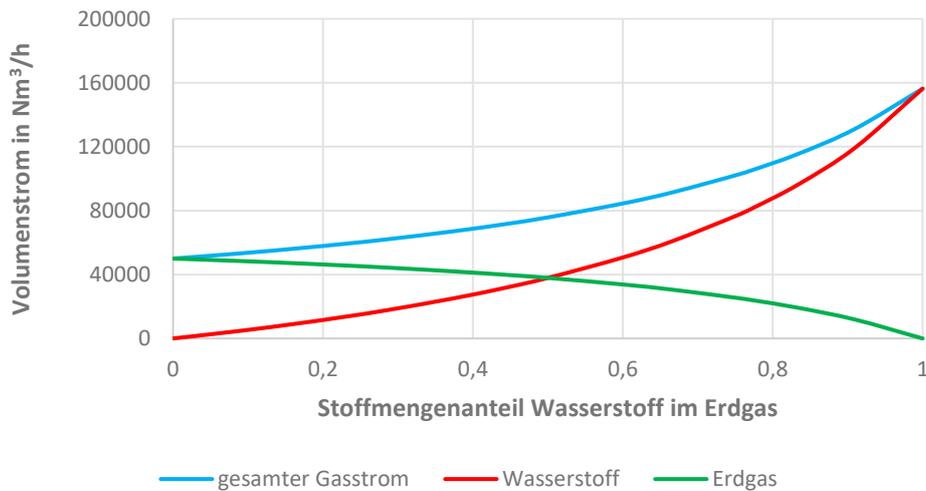


Abbildung 4-29: benötigter Volumenstrom für eine konstante Leistung

Der Volumenstrom an Wasserstoff muss deutlich mit steigendem Stoffmengenanteil an Wasserstoff im Erdgas erhöht werden. Der Volumenstrom bei reinem Betrieb mit Wasserstoff verdreifacht sich.

Dabei handelt es sich um eine Näherung, denn der Brennwert von Erdgas variiert mit seiner Zusammensetzung. Der Anstieg des benötigten Volumenstroms ist sehr signifikant und führt zu Problemen bei der Absorptionskolonne, denn ein zu hoher Gasstrom führt zum Fluten der Kolonne.

4.9 Wasserstoffanteil im Brüdengas

Für diese Untersuchung wird das gesamte Simulationsmodell verwendet. Das für die Regeneration rezyklierte Gas (Brüdengas) wird bei der Zugabe von Wasserstoff analysiert. Dafür wird zum Erdgas bis zu 50 mol% Wasserstoff hinzugefügt. Dadurch muss die Zusammensetzung des Strippgases auch angepasst werden, da für das Strippgas das getrocknete Gas verwendet wird. In der Abb. 4-30 ist die Abhängigkeit von Wasserstoff im Brüdengas dargestellt. Dazu wird auf der Ordinate die Menge an Wasserstoff im Brüdengas und auf der Abszisse die Menge an Wasserstoff im Erdgas aufgetragen.

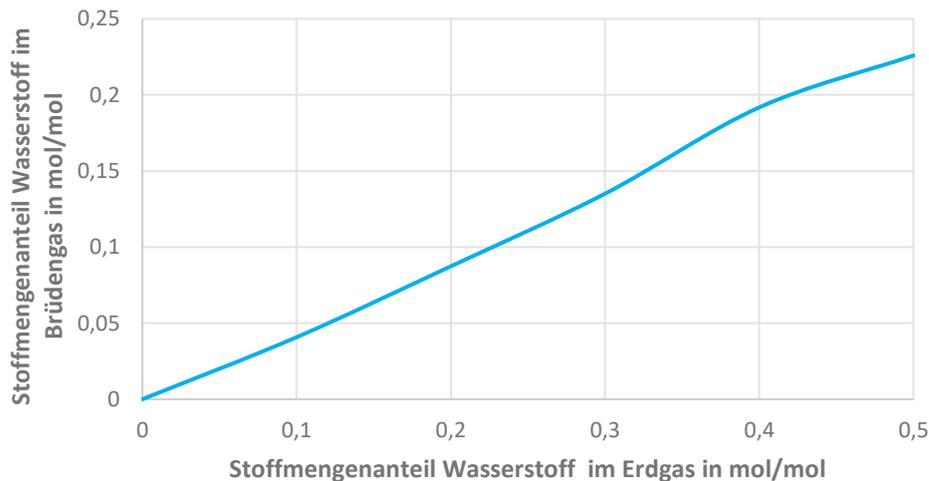


Abbildung 4-30: T-1A: Stoffmengenanteil im Brüdengas, am 29.01.2020

Es ist erkennbar, dass der Stoffmengenanteil an Wasser im Brüdengas annähernd linear ansteigt. Bereits eine Zugabe von 20 % Wasserstoff im Gas führt zu einer Konzentration von 9 mol% H₂ im Brüdengas.

5 Conclusio

Für die Obertageanlage der Erdgasspeicher Schönkirchen- Reyersdorf und Tallesbrunn ist die Gastrocknung in den bisherigen Modellen der Gas Storage in einem nicht ausreichenden Detailgrad simuliert worden. Für die genauere Betrachtung der Trocknung samt Regeneration wurde ein Simulationsmodell in Aspen HYSYS modelliert. Die Einflüsse verschiedenster Parameter wurden untersucht. Eine Anpassung dieser Parameter führt zu verbesserten Wassertaupunkten und zu einer effizienteren Nutzung der Gastrocknung. In folgenden Punkten sind die wichtigsten Aussagen des Simulationsmodells zusammengefasst:

- **Zustandsgleichung für eine realgetreue Simulation**

Die Analyse der unterschiedlichen Zustandsgleichungen führte zum Ergebnis, dass das Glycol-Package am geeignetsten ist. Es weist die geringsten Abweichungen zu den experimentellen Daten auf.

- **Die Einflüsse von Druck und Temperatur**

Der Druck, mit welchem die Kolonne betrieben wird, weist einen geringen Einfluss auf den Wassertaupunkt auf. Der Wassertaupunkt sinkt mit steigendem Betriebsdruck der Kolonne. Eine wichtigere Veränderung stellt die Eintrittstemperatur in die Kolonne dar, denn diese verändert den Wassertaupunkt signifikant. Je niedriger die Erdgastemperatur ist, desto geringer ist der Wassertaupunkt. Eine geringere Kolonneneintrittstemperatur führt zu einem zusätzlichen positiven Effekt. Der Erhitzer verbraucht weniger Leistung, weil dem gesättigten Erdgasstrom nicht so viel Wärme zugeführt werden muss. Die Erhitzer werden mit Erdgas betrieben, somit kann Erdgas eingespart und der CO₂- Ausstoß gesenkt werden. Zu geringe Temperaturen stellen ein Problem dar, weil die Viskosität des Glykols mit sinkender Temperatur ansteigt und dadurch die Absorption beeinträchtigt wird.

- **Bei steigendem Druck steigt auch der Anteil an Methan im Glykol**

Eine im ersten Augenblick negative Auswirkung bei erhöhtem Druck stellt die Aufnahme an Methan in Triethylenglykol dar, die mit steigendem Druck zunimmt. Diese Menge ist aber sehr gering und das Methan wird anschließend bei der Regeneration wiedergewonnen, weshalb dieser Einfluss nicht entscheidend für den Betrieb ist.

- **Verwendeter Volumenstrom an Triethylenglykol kann verringert werden**

Ein wichtiges Ergebnis liefert die umlaufende Menge an Triethylenglykol. Der Wassertaupunkt bleibt ab einer bestimmten Menge konstant, das heißt, dass eine weitere Erhöhung der Glykolvorgabe zu keiner Verbesserung des Wassertaupunktes führt. Die realen Trocknungen könnten im Hinblick auf den Wassertaupunkt mit einer verringerten Umlaufrate an Glykol betrieben werden. Ein geringerer Volumenstrom an TEG führt zu weiteren Einsparungen, denn die benötigte Wärme bei der Regeneration

minimiert sich enorm. Weiters wird weniger Stripppgas benötigt und die Leistung der Glykolpumpe sinkt, da die Regeneration weniger Glykol aufbereiten muss. Die Glykolvolumenmenge könnte laut dem Simulationsergebnis bis zu 50 % reduziert werden. In den realen Anlagen müsste jedoch der Betrieb der Kolonnen näher betrachtet werden, da strömungstechnische Effekte auftreten könnten.

- **Richtungsweisende Aussage durch die Zugabe von Wasserstoff**

Die Simulation der Beimischung von Wasserstoff zum Erdgas basiert auf theoretischen Annahmen, denn es gibt keine experimentellen Daten welche zum Vergleich herangezogen werden können. Die Veränderungen durch den Wasserstoff sind in Bezug auf den Wassertaupunkt positiv. Der Wassertaupunkt sinkt durch die Zugabe von Wasserstoff minimal und das Glykol nimmt kaum Wasserstoff auf. Einen Nachteil bringt der Wasserstoff mit sich, denn die Leistung des getrockneten Gases wird durch die Zugabe gesenkt. Dies muss durch eine Erhöhung des Volumenstroms kompensiert werden, was zu fluiddynamischen Limitierungen führen könnte, welche in der Arbeit nicht näher betrachtet wurden. Durch die Zugabe von Wasserstoff verändert sich auch die Zusammensetzung im Stripppgas und Brüdengas. Das Brüdengas wird den Brennern für die Regeneration zugeführt, daher ist eine spezielle Analyse dieser Brenner bezüglich deren Eignung erforderlich.

6 Ausblick

Für eine Verbesserung des Simulationsmodells sind weitere Onlinedaten für die Bestimmung der Stufenwirkungsgrade der Kolonnen wichtig. Vor allem für die Trocknung 1D und 1E, welche einen unterschiedlichen Stufenwirkungsgrad zu der Trocknung 1A aufweisen sollten, da sich diese in der realen Anlage unterscheiden. Durch mehr Onlinedaten könnte auch eine Aussage über die Veränderung des Stufenwirkungsgrades bezüglich unterschiedlicher Parameter, wie zum Beispiel Volumenstrom, gemacht werden.

Es sind mehr Messdaten an der realen Anlage für die Regeneration nötig, um einen besseren Vergleich zwischen Simulationsmodell und realer Anlage zu erlangen. Zu diesen Daten gehört die Menge an Stripppgas und die Eintrittstemperatur in die Stillkolonne. Dadurch könnte der Stufenwirkungsgrad der Regeneration analysiert und eine verbesserte Aussage über das Brüdengas gemacht werden.

Strömungstechnische Effekte in der Absorptions- und Stillkolonne können bei einer verringerten Glykolvolumenmenge eine Rolle spielen. Bei einem Betrieb mit Wasserstoffanteilen muss der gesamte Volumenstrom des Gases erhöht werden, um die Leistung konstant zu halten. Ein zu hoher Volumenstrom kann zum Fluten der Absorptionskolonne führen und muss näher betrachtet werden.

Ebenfalls muss bei einer Beimischung von Wasserstoff die Eignung der Brenner konkretisiert werden, damit keine Beschädigungen in der Regeneration entstehen.

Zukünftig kann durch das Simulationsmodell ein verbesserter Betrieb gefahren werden. Durch eine Anpassung der verschiedenen Parameter kann Energie und Erdgas eingespart und ein maximaler Volumendurchsatz an Erdgas erzielt werden. Eingespart werden kann vor allem beim Erhitzen vor der Absorptionskolonne und bei der gesamten Regeneration. Eine genauere Analyse des Simulationsmodells ist nötig, um fest zu stellen wieviel und wo genau überall Energie eingespart werden kann.

Notation

Symbolverzeichnis

Mathematische Symbole - Latein

Symbol	Einheit	Definition
A_Q	m^2	Kolonnenquerschnitt
a	-	Phasengrenzfläche a
\dot{G}_T	m^3/h oder $kmol/h$	Gasträgerstrom
H	m	Höhe der Kolonne
H_s	MJ/m^3	Brennwert
HTU_{OG}	m	Height of one Transfer Unit (overall gas phase)
k_G	$kmol/m^3h$	Stoffdurchgangskoeffizient
NTU_{OG}	-	Number of Transfer Units (overall gas phase)
P	Pa	Druck
P_c	Pa	Kritischer Druck
R	$J/molK$	Universelle Gaskonstante
T_c	K	Kritische Temperatur
\dot{V}	Nm^3/h	Volumenstrom des Gases
Y	-	Beladung der gasförmigen Komponente
$Y_{N,t}$		Beladung der gasförmigen Komponente beim Gleichgewicht
Y_{N+1}		Beladung der gasförmigen Komponente beim Austritt
Y^*	-	Gleichgewichtsbeladung zur Beladung der Flüssigkeit im Kern X

Mathematische Symbole - Griechisch

Symbol	Einheit	Definition
φ	-	Benetzungsfaktor
$\tilde{\rho}_G$	kg/m ³	Dichte

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Definition
Abb	Abbildung
ca	circa
CO ₂	Kohlendioxid
etc	etcetera
Gl	Gleichung
H ₂ S	Schwefelwasserstoff
Tab	Tabelle
TEG	Triethylenglykol
WTP	Wassertaupunkt

Literaturverzeichnis

- [1] ORF Online und Teletext GmbH & Co KG, “Europa verfehlt Umweltziele für 2020.” [Online]. Available: <https://orf.at/stories/3146426/>. [Accessed: 05-Dec-2019].
- [2] G. S. Philipp Pietsch, Werner Vieweg, Dr. Jürgen Koppe, Dr. Matthias Wersch, “Studie zur Umrüstbarkeit von kohlebefeuelten Kraftwerks- anlagen auf Erdgas auf dem deutschen Energiemarkt,” 2017.
- [3] “‘Greening the Gas’ in Österreich.” [Online]. Available: <https://www.initiative-gas.at/gruenes-gas-gas-ist-erneuerbar/greening-the-gas-in-oesterreich/>. [Accessed: 05-Jan-2020].
- [4] “Forschung und Entwicklung @ www.rag-austria.at.” [Online]. Available: <https://www.rag-austria.at/das-unternehmen/forschung-und-entwicklung.html>. [Accessed: 09-Dec-2019].
- [5] RAG, “Erdgasspeicher-Viele gute Gründe sprechen für Erdgas,” Jun. 2014.
- [6] E-Control, “Erdgasspeicher in Österreich,” 2019. [Online]. Available: <https://www.e-control.at/marktteilnehmer/gas/gasmarkt/speicher>. [Accessed: 10-Dec-2019].
- [7] E-Control, “Gasnetz.” [Online]. Available: <https://www.e-control.at/industrie/gas/gasnetz>. [Accessed: 05-Dec-2019].
- [8] H. Hofbauer, “Vorlesungsskriptum: 159.830 Brennstoff- und Energietechnologie,” pp. 19–23.
- [9] E-Control, “Erdgas-Betriebsstatistiken-Excelldatei,” 2019. [Online]. Available: <https://www.e-control.at/statistik/gas/betriebsstatistik/jahresreihen>. [Accessed: 11-Dec-2019].
- [10] M. Schlegel, B. Bachler, and U. Zeitmann, “OGSA Assets Report,” Vienna, 2015.
- [11] OMV, “Erdgasspeicher: Die Natur ist der beste Baumeister,” *Technology*, 2016. [Online]. Available: <https://www.omv.com/de/blog/erdgasspeicher-die-natur-ist-der-beste-baumeister>. [Accessed: 19-Dec-2019].
- [12] R. Sedlacek, “Erste Niedersächsische Energietage in Hannover,” 2007.
- [13] K. Stephan, “Erstellung eines Simulationsmodells zur Evaluierung der prozesstechnischen Anlagen an einem OMV Gasspeicher,” Technische Universität Wien, 2019.
- [14] B. Lohrengel, *Einführung in die thermischen Trennverfahren*. Oldenbourg Wissenschaftsverlag GmbH, 2007.
- [15] A. Friedl, *Thermische Verfahrenstechnik I*. Technische Universität Wien , WS 2000/2001.
- [16] W. W. Werner Hemming, *Verfahrenstechnik*. Würzburg:Vogel, 2008.

- [17] F. Rößner, M. Necke, and S. Sander, “Vertiefung: Typische Bodenformen bei Bodenkolonnen,” *Wiley Information Services GmbH*. [Online]. Available: <http://www.chemgapedia.de/vsengine/vlu/vsc/de/ch/10/rektifikation/aufbau/aufbau.vlu/Page/vsc/de/ch/10/rektifikation/aufbau/kolonnenaufbau/bodenkolonnen.vscml/Supplement/2.html>. [Accessed: 17-Dec-2019].
- [18] F. Rößner, M. Necke, and S. Sander, “Vertiefung: Was wird beim Betrieb einer Packungskolonne noch benötigt?” [Online]. Available: <http://www.chemgapedia.de/vsengine/vlu/vsc/de/ch/10/rektifikation/aufbau/aufbau.vlu/Page/vsc/de/ch/10/rektifikation/aufbau/kolonnenaufbau/packungskolonnen.vscml/Supplement/1.html>. [Accessed: 17-Dec-2019].
- [19] “Structured Packings,” *Sulzer Chemtech*. [Online]. Available: https://www.sulzer.com/germany/-/media/files/products/separation-technology/liquid_liquid_extraction/brochures/structured_packings.ashx?la=en. [Accessed: 17-Dec-2019].
- [20] “Füllkörper,” *Spektrum Akademischer Verlag, Heidelberg*. [Online]. Available: <https://www.spektrum.de/lexikon/chemie/fuellkoerper/3519>. [Accessed: 16-Dec-2019].
- [21] Österreichische Vereinigung für das Gas-und Wasserfach, *Erdgas in Österreich - Gasbeschaffenheit*, no. Richtlinie G 31. 2001.
- [22] M. Netusil and P. Ditl, “Natural Gas Dehydration,” in *IntechOpen*, IntechOpen, 2012.
- [23] S. Mokhatab, W. Poe, and J. Mak, *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. gulf Professional Publishing, 2019.
- [24] A. Karimi and M. A. Abdi, “Selective dehydration of high-pressure natural gas using supersonic nozzles,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 48, no. 1, pp. 560–568, 2008.
- [25] M. Basafa and M. Pourafshari Chenar, “Modeling, Simulation, and Economic Assessment of Membrane-Based Gas Dehydration System and Comparison with Other Natural Gas Dehydration Processes,” *Sep. Sci. Technol.*, vol. 49, no. 16, pp. 2465–2477, 2014.
- [26] A. Bahadori, *Natural Gas Processing - Technology and Engineering Design*. Gulf Professional Publishing, 2014.
- [27] E. Panteli, “Water removal from natural gas,” 2017.
- [28] GPSA, *Engineering Data Book*. Gas Processors Suppliers Association, 2004.
- [29] OMV, “Betriebsanleitung der Trocknung Schönkirchen/ Reyersdorf T1G,” 1998.

- [30] C. H. Twu, W. D. Sim, and V. Tassone, "A versatile liquid activity model for SRK, PR and a new cubic equation-of-state TST," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 194–197, pp. 385–399, 2002.
- [31] AspenTech, "Aspen HYSYS Hilfe Version: V10." .
- [32] Aspen Technologie, *Aspen HYSYS Property Packages - Overview and Best Practices for Optimum Simulations*. 2006.
- [33] G. M. Kontogeorgis, M. L. Michelsen, G. K. Folas, S. Derawi, N. Von Solms, and E. H. Stenby, "Ten Years with the CPA (Cubic-Plus-Association) equation of state. Part 1. Pure compounds and self-associating systems," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 45, no. 14, pp. 4855–4868, 2006.
- [34] M. Herskowitz and M. Gottlieb, "Vapor-liquid equilibrium in aqueous solutions of various glycols and polyethylene glycols. 1. Triethylene glycol," *Journal of Chemical and Engineering Data*, vol. 29, pp. 876–881, 1984.
- [35] R. H. Olds, B. H. Sage, and W. N. Lacey, "Phase Equilibria in Hydrocarbon Systems. Composition of the Dew-Point Gas of the Methane-Water System," *Industrial & Engineering Chemistry*, vol. 34, 1942.
- [36] A. K. Mostafazadeh, M. R. Rahimpour, and A. Shariati, "Vapor - Liquid Equilibria of Water + Triethylene Glycol (TEG) and Water + TEG + Toluene at 85 kPa," *Journal of Chemical and Engineering Data*, vol. 54, 2009.
- [37] The Dow Chemical Company, *Triethylene Glycol*. Midland, Michigan, 2007.
- [38] D. Jerinić, J. Schmidt, K. Fischer, and L. Friedel, "Measurement of the triethylene glycol solubility in supercritical methane at pressures up to 9 MPa," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 264, pp. 253–258, 2008.
- [39] Jou, Deshmukh, Otto, and Mather, "Vapor-liquid equilibria for acid gases and lower alkanes in triethylene glycol," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 36, pp. 121–140, 1987.
- [40] J. Porter and L. Reid, "Vapor-Liquid Equilibrium Data on the System Natural Gas-Water-Triethylene Glycol at Various Temperatures and Pressures," *Society of Petroleum Engineers*, pp. 235–240, 1950.
- [41] ETTL-C Fluid Analytics&Prod. Chemistry, "TEG-Analysen," *OMV Exploration & Production GmbH, Gasspeicherstationen Schönkirchen-Reyersdorf und Tallesbrunn*. OMV Exploration & Production GmbH, Gasspeicherstationen Schönkirchen-Reyersdorf und Tallesbrunn, 2018.
- [42] A. Kohl and R. Nielsen, "Gas Purification," *Gulf Publications*, 1997.
- [43] L. E. Øi, "Estimation of tray efficiency in dehydration absorbers," *Chemical Engineering and*

Processing: Process Intensification, vol. 42, pp. 867–878, 2003.

[44] Linde Gas GmbH, “Wasserstoff - Datentabelle,” 2017.

Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1: Wichtigsten technische Unterscheidungen und Prozessgrößen der Trocknungsanlagen [13]	24
Tabelle 3-2: Simulationstools: Vor- und Nachteile*	30
Tabelle 4-1: Zusammensetzung des regenerierten TEGs [41]	43
Tabelle 4-2: Durchschnittliche Erdgaszusammensetzung laut ÖVGW [21] aus den Jahren 1998 bis 2000 und OMV [29].....	45
Tabelle 4-3: Simulationswerte für die Absorption, am 29.01.2020	46
Tabelle 4-4: Verfügbarkeit der benötigten Daten.....	47
Tabelle 4-5: Wirkungsgradbestimmung T-1A vom 29.01.2020	48
Tabelle 4-6: Brennwert für Wasserstoff und Erdgas bei 0 °C und 1,01325 bar.....	65

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1: Erdgasverbrauch 2018 [9].....	2
Abbildung 2-1: Vereinfachte Darstellung der geologischen Speicherhorizonte [10]	4
Abbildung 2-2: Schematische Darstellung des Erdgases und des Lagerstättenwassers [11]	5
Abbildung 2-3: Arbeitsgas, Kissengas und Aquifer [12]	5
Abbildung 2-4: Schematische Darstellung der Anlagen der Gasspeicherstationen bei der Entnahme [13]	7
Abbildung 2-5: Luftaufnahme der Speicherstation Schönkirchen- Reyersdorf [10].....	7
Abbildung 2-6: Luftaufnahme der Speicherstation Tallesbrunn [10]	8
Abbildung 2-7: Darstellung des ganzen Modells bei der Entnahme mit Verdichtung der Speicherstation Tallesbrunn [13]	9
Abbildung 2-8: Verfahrensprinzip Absorption [14].....	10
Abbildung 2-9: Absorption mit nachgeschaltener Regeneration [14].....	11
Abbildung 2-10: Prinzipskizze eines Siebbodens [17].....	11
Abbildung 2-11: links: Kolonne gefüllt mit Packungen [18], rechts: Mellapak- Packung der Firma Sulzer AG [19]	12
Abbildung 2-12: Füllkörper: 1,2,3 Raschigringe, 4 Prallring, 5 Sattelkörper, 6 Strahlenkörper [20]...	13
Abbildung 2-13: Schema einer Absorptions-Gastrocknungsanlage [22]	14
Abbildung 2-14: Fließbild einer Adsorptions-Gastrocknungsanlage [22]	15
Abbildung 2-15: Trocknungsmethode mittels Kondensation [22]	16
Abbildung 2-16: Design einer Überschallgeschwindigkeitsdüse [22]	17
Abbildung 2-17: Schema einer Trocknung mit Überschallgeschwindigkeit [24]	17
Abbildung 2-18: Zu- und Ablauf einer Membran [25].....	18
Abbildung 2-19: Einsatzbereiche von Trocknungsmethoden [22].....	19
Abbildung 2-20: Energieverbrauch bezogen auf Erdgasdruck (Lagerstättendruck) [22]	19
Abbildung 2-21: Hydrat welches eine Rohrleitung verstopft [27]	20

Abbildung 2-22: Einfluss von CO ₂ und H ₂ S auf die Hydratbildung [28]	21
Abbildung 3-1: Vereinfachtes Schema der Trocknungseinheit samt Regeneration [29]	22
Abbildung 3-2: Raoult'sches und Henry'sches Gesetz [14]	28
Abbildung 3-3: Beladung der einzelnen Stufen [14].....	28
Abbildung 3-4: Bilanzskizze eines differentiellen Volumenelements einer Kolonne [14]	29
Abbildung 3-5: Mixer.....	31
Abbildung 3-6: Separator	31
Abbildung 3-7: Ventil	32
Abbildung 3-8: Pumpe	32
Abbildung 3-9: Wärmetauscher	32
Abbildung 3-10: Erhitzer.....	33
Abbildung 3-11: links: Strom-Sättiger, rechts: Sättigung des Erdgases	33
Abbildung 3-12: Bilanzskizze einer Kolonnenstufe.....	33
Abbildung 3-13: Absorptionskolonne	34
Abbildung 3-14: Regenerator	34
Abbildung 3-15: Recycle.....	35
Abbildung 3-16: Adjust- Iterationsmodul	35
Abbildung 3-17: Aktivitätskoeffizient von Wasser im Gleichgewicht mit TEG	36
Abbildung 3-18: Berechneter Molenbruch von Wasser in Methan – Dampfphase.....	37
Abbildung 3-19: skalierter Druckbereich für den Stoffmengenanteil von Wasser in Methan	38
Abbildung 3-20: Vergleich des Stoffmengenanteils von Wasser in der Flüssigphase	39
Abbildung 3-21: Vergleich des Stoffmengenanteils von TEG in der Dampfphase	40
Abbildung 3-22: Ausgewählter Temperaturbereich für den Stoffmengenanteil von TEG in der Dampfphase.....	40
Abbildung 3-23: Anteil von TEG in Methan bei 25 °C – Dampfphase	41
Abbildung 3-24: Stoffmengenanteil von Methan in TEG bei 25 °C - Flüssigphase	42

Abbildung 4-1: T-1A: Gesamtes Simulationsmodell, am 29.01.2020	44
Abbildung 4-2: links: Prozessleitsystem, rechts: Simulationsmodell der Absorption	48
Abbildung 4-3: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1A	49
Abbildung 4-4: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1E.....	49
Abbildung 4-5: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1D	50
Abbildung 4-6: Prozessleitsystem für T-1G und T-1B, am 24.03.2020.....	51
Abbildung 4-7: Differenz der Wassertaupunkte in Abhängigkeit vom Volumenstrom von T-1G und T-1B	51
Abbildung 4-8: schematische Darstellung der analysierten Ströme.....	52
Abbildung 4-9: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 29.01.2020 ..	53
Abbildung 4-10: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 29.01.2020 ohne Druckreduktion.....	54
Abbildung 4-11: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit von der Erdgastemperatur, am 13.12.2019	54
Abbildung 4-12: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, am 29.01.2020.....	55
Abbildung 4-13: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, am 13.12.2019.....	55
Abbildung 4-14: Schema für die Berechnung von Methan in TEG.....	56
Abbildung 4-15: T-1G: Anteil an Methan im TEG in Abhängigkeit vom Druck, am 29.01.2020	57
Abbildung 4-16: T-1G: Methan in TEG in Abhängigkeit vom Volumenstrom, am 29.01.2020.....	57
Abbildung 4-17: T-1A: Einfluss Glykol-Temperatur auf Wassertaupunkt, am 07.01.2020	58
Abbildung 4-18: T-1A: Einfluss Glykolvolumen auf Wassertaupunkt, am 07.01.2020	59
Abbildung 4-19: T-1G: Einfluss Glykolvolumen auf Wassertaupunkt, am 13.12.2019	60
Abbildung 4-20: T-1F: Screenshot von der Simulation, am 06.12.2019	60
Abbildung 4-21: T-1F: Leistungszufuhr zum Erhitzer, am 06.12.2019	61
Abbildung 4-22: Zugabe von Wasserstoff	61
Abbildung 4-23: T-1A: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Wasserstoffanteil, am 20.01.2020	62
Abbildung 4-24: T-1G: Wassertaupunkt in Abhängigkeit vom Wasserstoffanteil, am 29.01.2020	63
Abbildung 4-25: T-1A: Anteil Wasserstoff im TEG, am 20.01.2020.....	63

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 4-26: T-1G: Anteil Wasserstoff im TEG, am 29.01.2020	64
Abbildung 4-27: T-1A: Stoffmenge an Methan und Wasserstoff im Glykol, am 20.01.2020	64
Abbildung 4-28: Einfluss von Wasserstoff auf die Leistung des getrockneten Stroms	66
Abbildung 4-29: benötigter Volumenstrom für eine konstante Leistung.....	66
Abbildung 4-30: T-1A: Stoffmengenanteil im Brüdengas, am 29.01.2020	67

Anhang

T-1A

07.01.2020	WTP=	-23,1 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	10 °C	15,5 °C	50 °C
p	63 bar	63 bar	63 bar
\dot{V}	50000 Nm ³ /h	50000 Nm ³ /h	1,483 m ³ /h

$$T(0,45) = -23,62 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -24,87 \text{ °C}$$

29.01.2020	WTP=	-21 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	12,8 °C	18,1 °C	50 °C
p	62,5 bar	62,5 bar	62,5 bar
\dot{V}	39293 Nm ³ /h	39293 Nm ³ /h	1,448 m ³ /h

$$T(0,45) = -20,99 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -22,21 \text{ °C}$$

20.01.2020	WTP=	-22,5 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	10,8 °C	16,9 °C	50 °C
p	63 bar	63 bar	63 bar
\dot{V}	45647 Nm ³ /h	45647 Nm ³ /h	1,464 m ³ /h

$$T(0,45) = -22,42 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -23,61 \text{ °C}$$

24.03.2020	WTP=	-23,9 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	11,7 °C	17,7 °C	50 °C
p	55 bar	55 bar	55 bar
\dot{V}	50491 Nm ³ /h	50491 Nm ³ /h	1,484 m ³ /h

$$T(0,45) = -20,38 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -21,61 \text{ °C}$$

T-1E

29.01.2020	WTP=	-19,3 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	9,4 °C	16,1 °C	50 °C
p	39,8 bar	39,8 bar	39,8 bar
\dot{V}	86230 Nm ³ /h	86230 Nm ³ /h	2,048 m ³ /h

$$T(0,45) = -18,81 \text{ °C}$$

$$T(0,50) = -20,11 \text{ °C}$$

05.12.2019	WTP=	-20,3 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	11,5 °C	16,1 °C	50 °C
p	50,5 bar	50,5 bar	50,5 bar
\dot{V}	28846 Nm ³ /h	28846 Nm ³ /h	2,05 m ³ /h

$$T(0,45) = -19,87 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -20,93 \text{ °C}$$

07.01.2020	WTP=	-20 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	9,5 °C	16 °C	50 °C
p	45,5 bar	45,5 bar	45,5 bar

$$T(0,45) = -20,24 \text{ °C}$$

$$T(0,5) = -21,45 \text{ °C}$$

Anhang

\dot{V}	70324 Nm ³ /h	70324 Nm ³ /h	2,041 m ³ /h
-----------	--------------------------	--------------------------	-------------------------

20.01.2020	WTP=	-19,4 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	9,3 °C	16 °C	50 °C
p	42 bar	42 bar	42 bar
\dot{V}	80725 Nm ³ /h	80725 Nm ³ /h	2,031 m ³ /h

T(0,45)=	-19,48 °C
T(0,5)=	-20,72 °C

02.12.2019	WTP=	-19,4 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	12 °C	16 °C	50 °C
p	47,5 bar	42 bar	42 bar
\dot{V}	58689 Nm ³ /h	58689 Nm ³ /h	2,031 m ³ /h

T(0,45)=	-20 °C
T(0,5)=	-21,35 °C

T-1D

24.03.2020	WTP=	-20,6 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang- Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	9,6 °C	17,8 °C	50 °C
p	44 bar	44 bar	44 bar
\dot{V}	115405 Nm ³ /h	115405 Nm ³ /h	2,05 m ³ /h

T(0,45)=	-18,44 °C
T(0,5)=	-19,65 °C

12.03.2020	WTP=	-19,6 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	11 °C	20,7 °C	50 °C
p	45,5 bar	45,5 bar	45,5 bar
\dot{V}	30126 Nm ³ /h	30126 Nm ³ /h	2,043 m ³ /h

T(0,45)=	-15,79 °C
T(0,5)=	-16,57 °C

07.01.2020	WTP=	-18,88 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	11,1 °C	21,2 °C	50 °C
p	47 bar	47 bar	47 bar
\dot{V}	72721 Nm ³ /h	72721 Nm ³ /h	2,053 m ³ /h

T(0,45)=	-16,35 °C
T(0,5)=	-17,35 °C

T-1G&T-1B

29.01.2020	WTP=	-17,5 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG
T	22 °C	23 °C	50 °C
p	71 bar	66 bar	66 bar
\dot{V}	220780 Nm ³ /h	G: 0,7649 B: 0,2351	G: 3,466 m ³ /h B: 1,489 m ³ /h

G: T(0,6)=	-19,09 °C
G: T(0,55)=	-18,34 °C
B: T(0,45)=	-15,79 °C
T(0,45&0,55)=	-17,69 °C

20.01.2020	WTP=	-16,8 °C	
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG

Anhang

T	22,1 °C	25,5 °C	50 °C	G: T(0,6)= -16,38 °C G: T(0,55)= -15,62 °C B: T(0,45)= -13,48 °C T(0,45&0,55)= -15,07 °C
p	72 bar	65,5 bar	65,5 bar	
\dot{V}	293936 Nm ³ /h	G: 0,7604, B: 0,2396	G: 3,459 m ³ /h B: 1,540 m ³ /h	

13.12.2019	WTP=	-23 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	21,4 °C	18,1 °C	50 °C	G: T(0,6)= -23,92 °C G: T(0,55)= -23,1 °C B: T(0,45)= -20,2 °C T(0,45&0,55)= -22,35 °C
p	88,7 bar	65,9 bar	65,9 bar	
\dot{V}	232453 Nm ³ /h	G: 0,7601, B: 0,2399	G: 3,530 m ³ /h B: 1,501 m ³ /h	

05.12.2019	WTP=	-20,4 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	21,2 °C	17,9 °C	50 °C	G: T(0,6)= -24,13 °C G: T(0,55)= -23,3 °C B: T(0,45)= -20,39 °C T(0,45&0,55)= -22,52 °C
p	89,7 bar	65,8 bar	65,8 bar	
\dot{V}	252843 Nm ³ /h	G: 0,7555 B: 0,2445	G: 3,546 m ³ /h B: 1,523 m ³ /h	

02.12.2019	WTP=	-20,5 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	21,7 °C	17 °C	50 °C	G: T(0,6)= -24,88 °C G: T(0,55)= -24,07 °C B: T(0,45)= -21,02 °C T(0,45&0,55)= -23,3 °C
p	94 bar	65,9 bar	65,9 bar	
\dot{V}	200946 Nm ³ /h	G: 0,7680 B: 0,2320	G: 3,569 m ³ /h B: 1,469 m ³ /h	

24.03.2020	WTP=	-20,4 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	19,9 °C	18,1 °C	50 °C	G: T(0,6)= -24,06 °C G: T(0,55)= -23,26 °C B: T(0,45)= -19,58 °C T(0,45&0,55)= -22,56 °C
p	72 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	101418 Nm ³ /h	G: 0,8272 B: 0,1728	G: 3,507 m ³ /h B: 1,365 m ³ /h	

T-1F&T-1C

29.01.2020	WTP=	-18,9 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	23,1 °C	18,4 °C	50 °C	F: T(0,6)= -23,54 °C F: T(0,55)= -22,64 °C C: T(0,45)= -19,58 °C T(0,45&0,55)= -21,81 °C
p	89 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	199934 Nm ³ /h	F: 0,7508, C: 0,2492	F: 2,905 m ³ /h C: 1,485 m ³ /h	

07.01.2020	WTP=	-23,5 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	22,4 °C	16,1 °C	50 °C	F: T(0,6)= -25,7 °C F: T(0,55)= -24,65 °C C: T(0,45)= -21,36 °C
p	96 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	334814 Nm ³ /h	F: 0,7354, C: 0,2646	F: 3,26 m ³ /h	

Anhang

			C: 1,596 m ³ /h	T(0,45&0,55)= -23,69 °C
--	--	--	----------------------------	------------------------------------

13.12.2019	WTP=	-29,3 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	17,8 °C	16 °C	50 °C	
p	104 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	152294 Nm ³ /h	F: 0,7559, C: 0,2441	F: 2,805 m ³ /h	C: 1,437 m ³ /h
				T(0,45&0,55)= -24,78 °C

20.01.2020	WTP=	-19 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	23,4 °C	18,1 °C	50 °C	
p	91 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	278386 Nm ³ /h	F: 0,7391, C: 0,2609	F: 3,128 m ³ /h	C: 1,552 m ³ /h
				T(0,45&0,55)= -21,91 °C

06.12.2019	WTP=	-25,4 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	15 °C	16,1 °C	50 °C	
p	104 bar	66 bar	66 bar	
\dot{V}	117432 Nm ³ /h	F: 0,7765 C: 0,2235	F: 2,746 m ³ /h	C: 1,398 m ³ /h
				T(0,45&0,55)= -24,96 °C

12.03.2020	WTP=	-17,8 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	21 °C	21,4 °C	50 °C	
p	79,5 bar	68 bar	68 bar	
\dot{V}	145712 Nm ³ /h	F: 0,7599, C: 0,2401	F: 2,800 m ³ /h	C: 1,429 m ³ /h
				T(0,45&0,55)= -19,64 °C

24.03.2020	WTP=	-15,3 °C		
Parameter	Erdgas-Stationseingang	Kolonneneintritt	TEG	
T	23,7 °C	27 °C	50 °C	
p	68 bar	65 bar	65 bar	
\dot{V}	307656 Nm ³ /h	F: 0,7413, C: 0,2587	F: 3,221 m ³ /h	C: 1,573 m ³ /h
				T(0,45&0,55)= -12,83 °C