



Fachhochschule Köln
Cologne University of Applied Sciences

Fakultät für Anlagen-, Energie- und Maschinensysteme
Institut für Anlagen und Verfahrenstechnik

Musteranlage zur Schätzung der fixen Investition in frühen Projektphasen

von **Katrin Lenz**

Köln, 26.01.2015

Mat.-Nr.: 11070153

Referent: Thomas Rieckmann, Prof. Dr.-Ing.
Korreferent: Jörg Richter, Prof. Dr.-Ing.

Danksagung

Zunächst möchte ich mich an dieser Stelle bei all denjenigen bedanken, die mich in der Zeit während meiner Bachelorarbeit motiviert und unterstützt haben.

Danken möchte ich meinem Betreuer Herrn Prof. Dr.-Ing. Thomas Rieckmann, der mich stetig während meiner Arbeit an dieser Bachelorarbeit begleitet hat und mir mit seiner konstruktiven Kritik und herausragenden Expertise zu einer durchdachten Arbeit verholfen hat. Auch für seine moralische Unterstützung und seine Motivation möchte ich mich an dieser Stelle bedanken. Mit Geduld und Mühe gelang es ihm Schwachstellen aufzudecken und mich dazu zu bringen, über meine Grenzen hinaus zu denken.

Danken möchte ich auch meinen Kommilitonen die mich immer wieder durch kritisches Hinterfragen auf neue Ideen brachten und Stellen für Klärungsbedarf aufzeigten.

Auch möchte ich mich bedanken bei Herrn Dipl.-Ing. Patrick Jansen und seiner Frau, die viel Zeit in die Korrekturlesung meiner Bachelorarbeit investiert haben.

Ein besonderer Dank gilt meinen Eltern, insbesondere meiner lieben Mutter die mich in den letzten 2 Jahren, welche durch die Geburt meiner kleinen Tochter zum Ende des Studiums erschwert waren, unterstützt hat. Ohne ihre selbstlose und stetige Hilfsbereitschaft wäre ein Abschluss des Studiums und die Möglichkeit eine durchdachte Bachelorarbeit anzufertigen, nicht möglich gewesen. Auch meinem Mann möchte ich für seine moralische und seelische Unterstützung danken.

Köln, den 26.01.2015

Katrin Lenz

Formelzeichen und Indizes

A	Fläche	m ²
a	Anzahl der Rohrleitungen pro Maschine	
b	Anzahl der Armaturen pro 10 m Rohrleitung	
C	Kosten	
F	Volumenstrom	m ³ /h
F_b	Gebäude-Faktor	
F_i	Instrumenten-Faktor	
F_m	Materialfaktor	
F_p	Länder-Faktor	
f	Einzelfaktor	
f_G	Lang-Gesamtfaktor	
G	Gesamtkosten	
Hf	Hand-Faktor	
I	Index	
K	Komponentenkosten	
k_A	durchschnittliche Kosten einer Armatur pro Stück	
k_R	spezifische Kosten für Rohrleitungen (ohne Armaturen)	
l	mittlere Länge einer Rohrleitung pro Stück	m
m	mittlerer Maschinen- und Apparatwert	
n	Wirkungsgrad	%
p	Druck	bar
Q	Kapazität	
T	Temperatur	°C
X	Degressionskoeffizient	
z	Anzahl der Maschinen und Apparate	

Zusammenfassung

Aufgrund der steigenden Komplexität der Projekte und einem hohen Wettbewerbsdruck stellt die Kostenschätzung der fixen Investition, bereits in frühen Projektphasen, einen wichtigen Teil der Vorprojektierung dar. Wachsende Kosten und enormer Zeitdruck führten zu der Überlegung, auf Grundlage von Musteranlagen, bestehende Kostenschätzmethoden zu überprüfen und weiterzuentwickeln. Ferner ist das Ziel dieser Musteranlage, eine geeignete Kostenstruktur, die typisch für ihren Anlagentyp steht hervorzubringen, um das Kostenverhältnis weiterer Anlagen miteinander vergleichen zu können. Im Rahmen dieser Arbeit wird eine Musteranlage eines typischen Fluid-Prozesses abgeleitet und anhand geeigneter Kostenschätzmethoden überprüft. Ferner wird die Musteranlage, aufgrund ihrer Hauptausrüstungsgegenstände und ihren prozentualen Anteilen auf die Gesamtanlagenkomponenten, auf mögliche Kostenstrukturen hin untersucht. Als Musterprozess wird die Synthese von Ethylenglykol aus Ethen und Sauerstoff, als ein typisch chemisches Massenprodukt einer durchschnittlichen Chemieanlage, vorgeschlagen. Mit Hilfe des Programms Chemcad wird dieser Prozess simuliert und die einzelnen Anlagenkomponenten werden mit Hilfe von Erfahrungsregeln und Literaturwerten dimensioniert. Für die Umsetzung dieser Vorgehensweise wurde eine intensive Literaturrecherche über die üblichen Verfahrensweisen durchgeführt. Im Anschluss ein Grundfließschema erstellt aus dem ein vereinfachtes Fließbild abgeleitet wurde. Neben der Simulation mit dem Programm Chemcad erfolgte eine Auflistung aller am Prozess beteiligten Anlagenkomponenten in Form einer Equipment-Liste, die neben den Komponentenbezeichnungen auch alle für den Prozess wichtigen technischen Daten beinhaltet. Auf Grundlage dieser Equipment-Liste wurde sodann mit Hilfe geeigneter Kostenquellen wie z.B. dem DACE price booklet eine Kostenermittlung der einzelnen Anlagenkomponenten durchgeführt. Letztlich wurden anhand dieser Werte mögliche Kostenschätzmethoden, welche für einen frühen Zeitpunkt einer Projektphase geeignet sind, überprüft und miteinander verglichen. Abschließend wurde die Kostenstruktur dieser Musteranlage auf die prozentualen Anzahl- und Kostenverhältnisse, in Bezug auf die einzelnen Komponentengruppen, entwickelt und dargestellt.

Aufgrund der hervorgebrachten Kostenstruktur konnte festgestellt werden, dass die in dieser Arbeit abgeleitete Musteranlage typische Merkmale einer Fluid-Anlage aufweist und demnach für den Zweck ihrer Entwicklung genutzt werden kann. Die wesentlichsten Merkmale sind die hohen Kosten der Kolonnen und deren relativ kleinem Anzahlverhältnis im Vergleich zur hohen Anzahl an Pumpen und ihrem sehr kleinen Kostenverhältnis. Ferner konnte festgehalten werden, dass die Kostenschätzung für die frühe Projektphase eine hohe Ungenauigkeit ergab. Des Weiteren hat der Vergleich der Schätzmethoden ergeben, dass die Methode mittels der Hand-Faktoren ein genaueres Ergebnis lieferte. Aufgrund der Feststellung, dass spezifische Einflüsse wie Material, Instrumente und Gebäudekosten einen erheblichen Einfluss auf die Kosten der einzelnen Anlagenkomponenten aufzeigten, wird vorgeschlagen weitere Korrekturfaktoren in der Kostenschätzung zu berücksichtigen. Zum Zwecke der Weiterentwicklung von Kostenschätzmethoden wird ferner vorgeschlagen weitere Musteranlagen des Typs: gemischte Feststoff-Fluid-Anlage und eine reine Feststoffanlage, abzuleiten.

Inhaltsverzeichnis

1 Einleitung.....	1
1.2 Problemstellung	1
1.3 Zieldefinition und Lösungsansatz	2
2 Stand der Wissenschaft und Technik	3
2.1 Projektphasen.....	3
2.2 Projektphasen und ihre Schätzstufen	5
2.3 Vergleich der Definition der Projektphasen.....	7
3 Kostenschätzungsmethoden	10
3.1 Kapazitätsverfahren	10
3.2. Strukturverfahren.....	15
3.2.1 Faktormethode nach Lang.....	15
3.2.2 Faktormethode nach Hand.....	17
3.2.3 Korrekturfaktoren.....	18
3.2.4 Kostenstrukturen.....	22
3.3 Schätzung mit spezifischen Daten.....	23
4. Musterprozess einer Fluid-Anlage.....	25
4.1 Synthese Ethylenglykol aus Ethen und Sauerstoff	25
4.2 Detaillierte Prozessbeschreibung	28
4.2.1 Teilanlage 10 Aufbereitung Ethylenoxid mit Ethen und Sauerstoff	28
4.2.2 Teilanlage 20 Absorption Ethylenoxid.....	29
4.2.3 Teilanlage 30 CO ₂ -Wäsche durch Absorption und Desorption	29
4.2.4 Teilanlage 40 Rektifikation von Ethylenoxid	30
4.2.5 Teilanlage 50 Synthese zu Ethylenglykol.....	30
4.2.6 Teilanlage 60 Wasserabtrennung.....	31
4.2.7 Teilanlage 70 Abtrennung der Mono-, Di-, Tri-, und Tetraethylenglykole	31
5 Dimensionierung der Hauptausrüstungsgegenstände.....	33
5.1 Teilanlage 10 Aufbereitung Ethylenoxid mit Ethen und Sauerstoff.....	33
5.2 Teilanlage 20 Absorption von Ethylenoxid.....	36
5.3 Teilanlage 30 CO ₂ Wäsche durch Absorption und Desorption.....	39
5.4 Teilanlage 40 Rektifikation Ethylenoxid	45
5.5 Teilanlage 50 Synthese zu Ethylenglykol.....	48
5.6 Teilanlage 60 Wasserabtrennung.....	49

5.7 Teilanlage 70 Abtrennung der Mono-, Di-, Tri-, und Tetraethylenglykole	56
6 Kostenschätzung der Musteranlagen	64
6.1 Kostenschätzmethode anhand Lang-Faktoren.....	64
6.2 Kostenschätzmethode anhand Hand-Faktoren.....	65
7 Kostenstrukturen.....	68
8 Schlussfolgerungen.....	70
8.1 Bewertungen der Dimensionierung der Hauptausrüstungsgegenstände.....	70
8.2 Bewertungen der Kostenschätzung der Musteranlage.....	72
9 Literaturverzeichnis	76
10 Internetquellen.....	78
Anhang	79
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 1	80
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 2	81
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 3	82
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 4	83
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 5	84
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 6	85
Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 7	86
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 10	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 20	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage ,Teilanlage 30	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 40	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 50	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 60	87
Anhang B: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Teilanlage 70	87
Anhang C: Vereinfachtes Fließbild der Musteranlage, Gesamtanlage.....	Fehler! Textmarke nicht definiert.

1 Einleitung

Die Höhe des Kapitalbedarfs und der Betriebskosten ist bereits am Anfang eines Planungsprojektes eines der wichtigsten Entscheidungskriterien zur Realisierung des Projektes. Durch steigende Komplexität der verfahrenstechnischen Umsetzung der Prozesse, Kostenschwankungen für Material und zunehmender Konkurrenzdruck auf dem internationalen Markt stellt die Kostenschätzung in der Phase der Vorprojektierung eine immer größer werdende Bedeutung dar. Die Abschätzung der Kosten in dieser Projektphase ist durch das Fehlen von detaillierten Unterlagen zum Prozess erschwert. Zur Durchführung erfordert es die Entscheidung über geeignete Schätzmethode, mit welchen die Kosten möglichst genau ermittelt werden können.

Die Anfänge der frühen Kostenschätzung und der damit einhergehenden Problematik eines allgemein nützlichen Systems zur Preiskalkulation nahm sich laut Kölbel und Schulze, bereits 1941 H. Bliss an [5]. Er unternahm den Versuch, eine Vorkalkulation chemisch-technischer Anlagen über ein Richtpreissystem auf Basis statistischer Mittelwertbildung, einzuführen. In den USA begann daraufhin ein Auftrieb der Vorkalkulation und wurde somit ein wichtiges Teilgebiet der Ingenieurstätigkeiten. [1]

1.2 Problemstellung

Eine genaue Kostenschätzung hängt von Erfahrung und den zur Verfügung stehenden Unterlagen des Prozesses ab. Hier stellt sich auch die Problemstellung dar, denn in frühen Projektphasen liegen weder detaillierte Unterlagen vor, noch ist genug Erfahrung vorhanden, um eine genaue Schätzung durchführen zu können. Im Wesentlichen beruhen die Schätzmethode der Investitionskosten auf Grundlage von Literaturdaten, die allerdings aufgrund ihrer Aktualität nur begrenzt verwendbar sind [2]. Durch die steigende Menge an Informationen, nimmt die Schätzgenauigkeit in Abhängigkeit des Planungsgrades zu. Dies bedeutet jedoch auch, dass der Planungsaufwand zum Anfang eines Projektes in einem möglichst zeitgerechten Rahmen durchzuführen ist, um ein positives Kosten/Nutzen-Verhältnis zu erlangen. Um den zeitlichen Aufwand der frühen Investitionsschätzung so gering wie möglich zu halten, bedient man sich der Methoden aus der Fachliteratur die mit einer Schätzgenauigkeit für die Studienschätzung bzw. der Schätzung über Zuschlagsfaktoren bei $\pm 20\%$ - $\pm 30\%$ liegt [3]. Die Problematik bei diesen Methoden besteht jedoch oft in der Zuordnung der Einzelkosten zu den Kostengruppen. So beschrieb 1999 Hirschberg, durch eine intensive Kostenstrukturanalyse verschiedener Autoren wie *Klumpar* und *Slavsky*, *Guthrie*, *Cran*, *Miller*, *Helfrich* und *Schubert*, *Prinzing* u.a und *Burgert*, das Problem der Zuschläge für die einzelnen Anlagenkomponenten und ihre Zugehörigkeit. [4]

Er fand heraus, dass die einzelnen Kostenstrukturen anhand ihrer Zuschläge auf die verschiedenen Komponentengruppen zwar wesentlich genauerer Kostenschätzungen ergaben, dennoch stark vom Anlagentyp anhängig sind. Ein Vergleich der Kostenstrukturen führte zum Ergebnis, dass die einzelnen Gesamtkosten aufgrund ihrer unterschiedlichen Zuschläge für die Anlagenkomponenten stark voneinander abweichen.

1.3 Zieldefinition und Lösungsansatz

Ziel dieser Arbeit ist die Ableitung einer Musteranlage zum Zwecke der Kostenschätzung der fixen Investition und die Entwicklung einer geeigneten Kostenstruktur, die typisch für den ausgewählten Anlagentyp ist. Zur Umsetzung dieses Zieles wird ein Musterprozess gewählt, der zur Herstellung eines chemischen Massenprodukts eingesetzt wird.

Der Fokus wird auf den Bereich der Hauptausrüstungsgegenstände der Musteranlage gelegt. Ein wesentliches Merkmal des Prozesses sind die Aggregatzustände der am Prozess beteiligten Stoffe.

Auf dieser Basis werden Methoden zur Kostenschätzung anhand der Musteranlage durchgeführt und auf Vertrauensintervalle zur Weiterentwicklung für brauchbare Kostenstrukturen überprüft.

Um eine Musteranlagen ableiten zu können wird ein Prozess zur Herstellung eines typisch chemischen Massenproduktes herangezogen. Eine detaillierte Beschreibung des Prozesses und dessen Simulation mit dem Programm Chemcad definieren und legen den Grundstein für die Auflistung der jeweiligen Hauptausrüstungsgegenstände der Musteranlage.

Eine überschlägige Dimensionierung und Kostenermittlung der Hauptausrüstungsgegenstände mit Hilfe von geeigneten Kostenquellen wie z.B. dem DACE price booklet [20] oder über das Kostenschätzprogramm matches [34], ermöglicht dann die Durchführung von Kostenschätzmethoden. Die hervorgebrachte Musteranlage soll dann dem Zwecke der Überprüfung weiterer vergleichbarer Anlagen dienen und Grundlagen zur Weiterentwicklung geeigneter Schätzmethoden, aufgrund ihrer Kostenstruktur, hervorbringen.

2 Stand der Wissenschaft und Technik

Vor der Durchführung jeglicher Investitionen stellt sich die Frage über die erforderlichen Kosten und die Rentabilität eines Investitionsobjektes. Die wichtigste Voraussetzung für die Rentabilität ist demnach der Markt für die erzeugten Produkte [4]. Aber nicht nur der Absatzmarkt für Produkte ist wichtig, sondern ebenso die ganzheitliche Betrachtung des Prozesses. Dazu zählen Überlegungen wie, wo der Rohstoff herkommt und wie dieser gelagert wird. Hilfsmittel wie Kältemittel oder andere Betriebsstoffe müssen ebenfalls bedacht werden. Weiter kommt es in einem Prozess zu anfallenden Energien in Form von Dampf oder Wärme, die es zu verwerten gilt. Eine Produktionsanlage braucht Fläche zur Erstellung, Personal, Material und Ersatzteile. Um diese komplexen Fragen in Bezug auf ihre Kosten zu ermitteln, bedarf es einer sorgfältigen Planung und Strukturierung. In den nachfolgenden Abschnitten werden die angewandten Strukturierungen und Planungsschritte im Verlauf eines Investitionsobjektes näher beschrieben.

2.1 Projektphasen

Als Einführung in die Investitionskostenschätzung, werden in diesem Abschnitt die jeweiligen Projektphasen eines Investitionsobjektes näher beschrieben. Der Ablauf eines Projektes kann in fünf Phasen eingeteilt werden. Diese sind nicht streng voneinander abgegrenzt, sondern laufen vielmehr ineinander. Abb. 2.1-1 zeigt eine Struktur der Projektphasen mit zunehmenden Detaillierungsgrad über die Projektdauer.

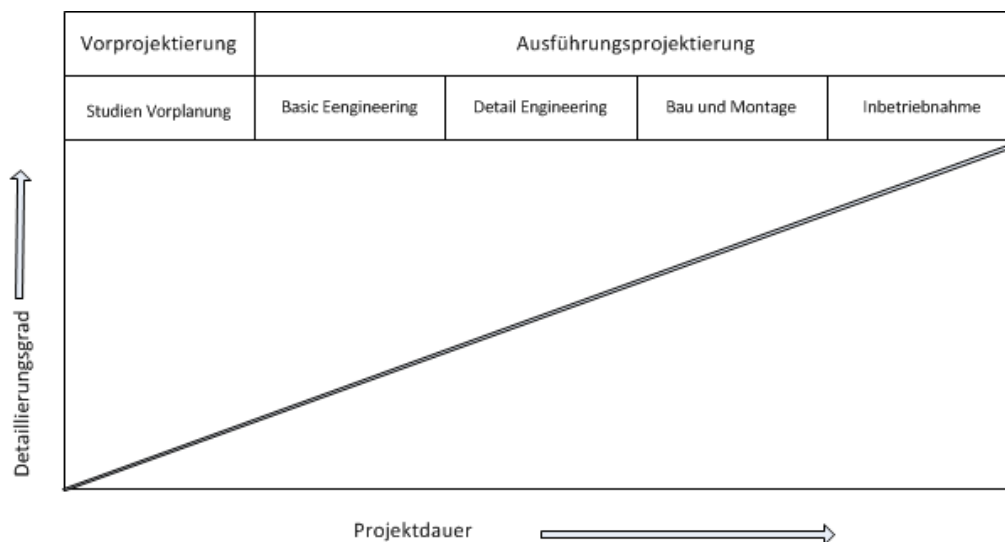


Abb. 2.1-1: Projektphasen mit zunehmenden Detaillierungsgrad über die Projektdauer

Die dargestellten Projektphasen lassen sich mit ihrem Planungsaufwand wie folgt beschreiben [21], [22]:

Studie (study)

Am Anfang eines Projektes steht die Abklärung der Marktsituation, der technischen Voraussetzungen, der Wirtschaftlichkeit und des Risikos. Bereits hier werden erste Abschätzungen von Investitionskosten anhand vergleichbarer Projekte getroffen. Prozessschritte zur Herstellung des Produktes werden festgelegt bzw. es erfolgen Anpassungen spezieller Bedingungen wie Rohstoffkosten, Energiekosten oder Entsorgungsprobleme. Bereits in dieser Projektphase findet die Antragstellung für die Bau- und Betriebsgenehmigung statt. Unter Umständen kann dieses Genehmigungsverfahren eine längere Zeitdauer in Anspruch nehmen, wenn umwelt- oder sicherheitstechnische Aspekte berührt werden.

Basisplanung (Basic Engineering)

Nach einer positiven Entscheidung für das Investitionsobjekt beginnt die Erarbeitung des Gesamtentwurfs. In dieser Phase erfolgt die Auslegung der einzelnen Apparate, Maschinen, Rohrleitungen, Elektrotechnik und der Mess- und Regeltechnik. Es erfolgt eine Verfahrensbeschreibung sowie eine Ausrüstungsliste mit allen Hauptanlagenkomponenten und ihren technischen Daten. Im Ergebnis liefert die Phase das Verfahrensbild, das R & I Fließbild, Stoff- und Energiebilanzen sowie Daten zur Sicherheit, zum Werkstoff und für Messstellen. Ebenfalls erfolgt hier eine detaillierte Ermittlung der Kosten aller Hauptausrüstungsgegenstände, welche als Grundlage der Kostenschätzung dienen.

Ausführungsplanung (Detailed Engineering)

Ist die Basisplanung abgeschlossen, schließt die Ausführungsplanung an diese an. Angefertigte Dokumente wie das Verfahrensbild, das R & I Fließbild, Apparate- und Maschinenspezifikationen, Rohrleitungsspezifikationen, Prozess- und Programmablaufbeschreibung und Betriebshandbücher werden weiterentwickelt. Zusätzlich erfolgen in dieser Phase die Ausarbeitung eines detaillierten Aufstellungsplans, die Erstellung von Rohrleitungsisometrien und die Erstellung von Planungsunterlagen für Bau, Montage und die Inbetriebnahme. Der Umfang der Ausführungsphase fließt in andere Abwicklungsstufen ein und kann unter anderem die Vergabe von Ausschreibungsunterlagen, die Beschaffung sowie die Kontrolle der Fertigung beinhalten.

Bau und Montage (Construction)

Bau und Montage der Anlage beginnt mit der Montage provisorischer Bauten. Es werden Stahlgerüste und Fundamente errichtet. Danach werden Apparate und Maschinen montiert und Rohrleitungen, elektrische Messverbindungen und regeltechnische Verbindungen gelegt.

Inbetriebnahme (start-up)

Nachdem die gesamte Montage der Anlage abgeschlossen ist, beginnt die Funktionsprüfung aller einzelnen Komponenten und Systeme. Erst wenn alle Apparate, Maschinen, Mess- und regeltechnischen Einrichtungen überprüft wurden, erfolgt ein Probelauf der Gesamtanlage. Läuft die Anlage fehlerfrei, erfolgt das Abnahmeprotokoll und die Anlage kann betrieben werden. Nach Beendigung des Projektes ist eine Nachkalkulation der Kosten von großem Nutzen. Abweichungen der Kosten können als Erfahrungswerte für weitere Projekte herangezogen werden.

2.2 Projektphasen und ihre Schätzstufen

Die Frage wie genau eine Investitionsschätzung ist und welche Schätzmethode für die jeweiligen Projektphasen geeignet sind, beantwortet laut Humphreys [3] eine Empfehlung der AACE (Association for Advancement of Cost Engineering International). Diese schlägt vor, die Phasen der Kostenschätzung in fünf Klassen entsprechend ihrem Reifegrad einzuteilen. Vorteil dieser Einteilung ist die Genauigkeit jeder Klasse bezüglich ihrer Komplexitätsbestimmung und die Einschließung eines passenden Eventualitätsentschlusses [3]. Tab. 2.2-1 zeigt die Einteilung eines Projektes in diese 5 Klassen.

Art der Kostenschätzung	Projektfortschritt	Genauigkeit untere Grenze	Genauigkeit obere Grenze
Class 5 estimate (order of magnitude estimate/ratio estimate)	Beabsichtigter Anlagentyp, Standort, Kapazität; Projekt ist zu weniger als 2% definiert	-20% bis -50%	+30% bis +100%
Class 4 estimate (study estimate/factored estimate)	Block und Grundfließbild, vorläufige Equipment-Liste, Engineering bis zu 1% bis 5% abgeschlossen	-15% bis -30%	+20% bis +50%
Class 3 estimate (preliminary estimate/ budget authorization estimate)	Fließbilder für Prozess und Hilfsstoffe, vorläufige Verfahrensfließbilder, Auslegung wichtigstes Equipment abgeschlossen; Projekt ist zu 10% bis 40% definiert	-10% bis -20%	+10% bis +30%
Class 2 estimate (definitive estimate/project control estimate)	Verfahrensfließbilder, Bilanzen, Aufstellungsplan, Equipment-Liste komplett, E-Technik Pläne, Händlerangebote, Arbeitspläne; Engineering zu 30% bis 70% abgeschlossen	-5% bis -15%	+5% bis +20%
Class 1 estimate (detailed estimate/ contractors estimate)	Dokumentation, Projektdurchführung und Planung der Inbetriebnahme abgeschlossen; Engineering zu 50% bis 100% abgeschlossen	-3% bis -10%	+3% bis 15%

Tab.2.2-1: Arten der Kostenschätzung nach [3], [8]

Die Klassifizierung wird nachfolgend erläutert:

Class 5 (order-of-magnitude estimate / rate estimate)

Sie basiert auf wenigen Projektinformationen. Oft ist nur der Anlagentyp, Aufstellungsort und Kapazität bekannt. Das Projekt ist zu diesem Zeitpunkt nicht mehr als 2 % definiert. Eine Kostenschätzung ist zu diesem Zeitpunkt schnell erstellt. Die Schätzung umfasst Studien über Standorte und Projektalternativen und beinhaltet die Kostenabschätzung anhand ähnlicher realisierter Projekte aus der Vergangenheit. Die Genauigkeit der Kostenschätzung liegt in dieser Phase bei -20% bis -50% auf der unteren Grenze und bei +30% bis +100% auf der oberen Grenze.

Class 4 (study estimate / factored estimate)

Basiert auf Grundinformationen wie dem Block- und Grundfließbild und einer vorläufigen Equipment-Liste. Zu diesem Zeitpunkt liegt die Anlagenentwicklung zwischen 1% bis 5%. Eine Kostenschätzung umfasst die Verfahrensprüfung, Machbarkeitsstudie und eine vorläufige Budgetierung. Die Kostenschätzmethode für diese Phase ist die Faktor-Methode auf Grundlage der Hauptausrüstungsgegenstände und deren Zuschlagsfaktoren. In dieser Projektphase liegt die Genauigkeit der Kostenschätzung bei -15% bis -30% auf der unteren Grenze und bei +20% bis +50% auf der oberen Grenze.

Class 3 (preliminary estimate/ budget authorization estimate)

Basiert auf fertig gestellten Fließbildern von Prozess- und Hilfsstoffen, vorläufigen Verfahrensfließbildern und Auslegung der Apparate und Maschinen. Das Projekt ist zu diesem Zeitpunkt zu 10% bis 40% definiert. Die Kostenschätzung umfasst die Kontrolle aller im Vorfeld getroffenen Kostenschätzung zu einem aktuellen Kostenzeitpunkt. Sie wird für die Projekt-Budgetierung und für die Genehmigungsanträge genutzt. Die Genauigkeit der Kostenschätzung liegt zu diesem Zeitpunkt bei - 10% bis -20% auf der unteren Grenze und bei +10% bis +30% auf der oberen Grenze.

Class 2 (definitive estimate / project control estimate)

Sie basiert auf fertigen Verfahrensfließbildern, dem Aufstellungsplan, Bilanzen, R&I Fließbildern, Mess- Regel- und Sicherheitseinrichtungen, Händlerangeboten und Arbeitsplänen. Zu diesem Zeitpunkt liegt die Anlagenentwicklung zwischen 30% bis 70%. Kostenschätzungen werden hier angefertigt für eine Grundlage zur Kostenkontrolle. Die Schätzung wird genauer und umfasst in dieser Phase bereits sehr viele Einzelpositionen. Hier erfolgt die Schätzung fehlender Komponenten nicht mehr über die Faktor-Methode sondern wird als Einzelposition abgeschätzt. Die Genauigkeit der Kostenschätzung liegt in dieser Projektphase bei -5% bis -15% auf der unteren Grenze und bei +5% - +20% auf der oberen Grenze.

Class 1 (detailed estimate / contractor's estimate)

Basiert auf Dokumentationen, Projektdurchführungsunterlagen, Standortgutachten und bereits beendeter Planung der Inbetriebnahme. In dieser Phase liegt die Anlagenentwicklung zwischen 50% bis 100%. Die Kostenschätzung umfasst zu diesem Zeitpunkt alle detaillierten Einzelpositionen und wird als endgültige Kostenschätzung oder zum Zwecke des Kostenvoranschlages für Subunternehmerangebote genutzt. Die endgültige Kostenschätzung ist in dieser Phase sehr umfangreich und liegt dennoch bei einer Genauigkeit von -3% bis -10% auf der unteren Grenze und bei +3% bis +15% auf der oberen Grenze. Grund für die noch zu diesem Zeitpunkt herrschende Ungenauigkeit ist die Position Unvorhergesehenes, die hier nicht mit einfließt.

Abb. 2.2-2 zeigt die Genauigkeit der Kostenschätzung in Abhängigkeit des Planungsgrades, wenn alle Möglichkeiten der Kostenschätzung ausgeschöpft werden.

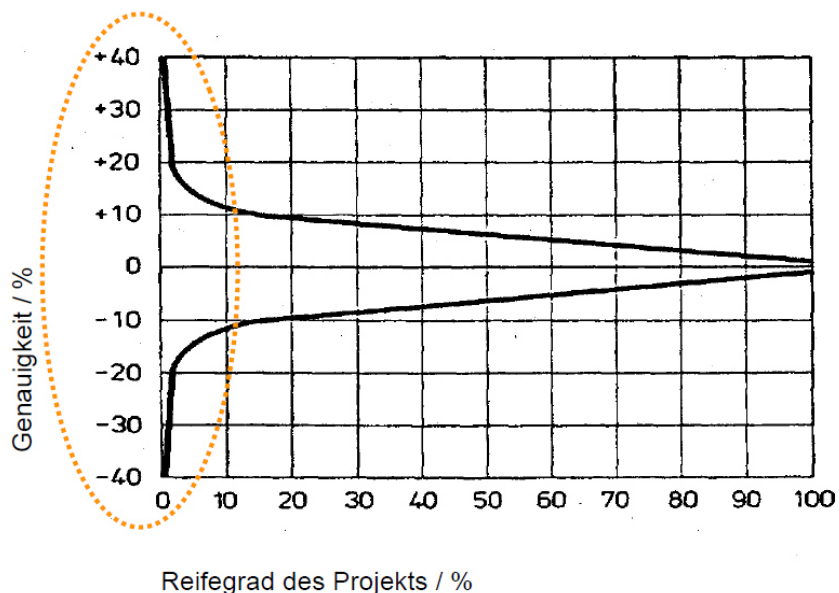


Abb. 2.2-2: Schätzgenauigkeit in Abhängigkeit des Planungsgrads [13]

2.3 Vergleich der Definition der Projektphasen

Ein Unterschied in der Definition der einzelnen Projektphasen und ihre geeigneten Schätzmethoden finden sich in der Literatur häufig. Zwar ist die Strukturierung ähnlich der der AACE, weicht jedoch in ihren Phasengrenzen und der Wahl der geeigneten Kostenschätzmethoden voneinander ab. Hier sollen zwei Strukturierungen von Prinzing, Rödl und Aichert [13] sowie Peters und Timmerhaus [17] vorgestellt werden.

So zeigt Abb. 2.3-3 die Gliederung der Phasen eines Investitionsobjektes nach Prinzing, u.a. [13], in drei Phasen.

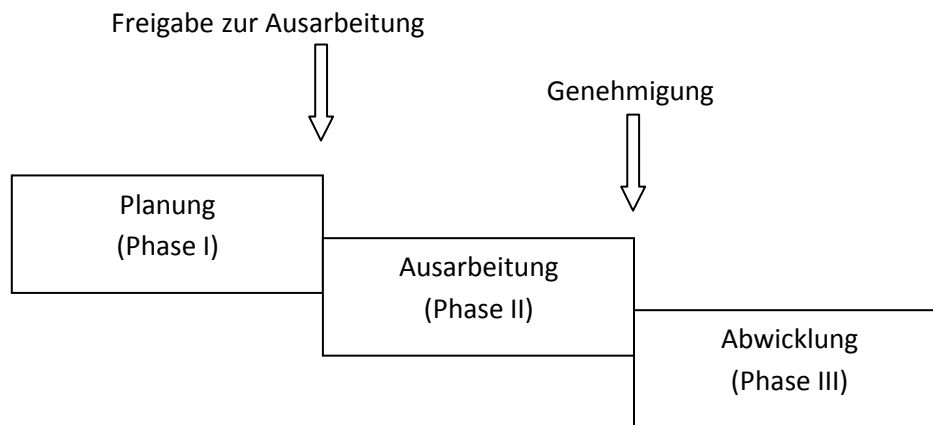


Abb. 2.3-3: Projektphasen nach [13]

Er gibt die einzelnen Projektphasen mit folgenden Schätzgenauigkeiten und Schätzmethoden an, die in nachfolgender Tab. 2.3-2 aufgeführt sind:

Projektphase	Schätzstufe	Schätzgenauigkeit	Planungsgrad	Schätzmethode
Planung	Überschlag	+/- 40%	0%	Kapazitätsmethode
	Studienschätzung	+/- 20%	1-2%	Einzelfaktoren
Ausarbeitung	Ausarbeitungsschätzung	+/- 15%	2-6%	Kostenstrukturen ähnlicher Anlagen
	Genehmigungsschätzung	+/- 10%	10-20%	Kostenstrukturen ähnlicher Anlagen und spezifischer Daten
Abwicklung	Hochrechnung	+/- 3%	80%	Kalkulationsmethode

Tab.2.3-2: Aufbau des Schätzsystems nach [13]

Die Grundlage seiner Strukturierung der Phasen ist die Entscheidungsorientierung des Unternehmens, wonach nach jeder Phase eine Entscheidung über den Projektfortgang getroffen wird.

Zum Vergleich wird nachfolgend die Strukturierung der Projektphasen nach Peters und Timmerhaus aufgezeigt, welche ein Projekt in 9 Phasen aufteilen.

- Projektgründung
- Beginn der Einschätzung der Wirtschaftlichkeit und des Marktes
- Entwicklung der erforderlichen Daten für das finale Design
- Finale Wirtschaftlichkeitsberechnung
- Detailed-Engineering
- Beschaffung
- Bau- und Montage
- Inbetriebnahme
- Produktion

In Bezug auf die Kostenschätzgenauigkeit und die Schätzmethoden beziehen sich die Autoren Peters und Timmerhaus jedoch auf die zuvor vorgestellte Gliederung der AACE.

Eine Strukturierung und Gliederung eines Projektes in Phasen ist sinnvoll und steckt Ziele fest. Mit zunehmenden Detaillierungsgrad steigen Kosten und das Risiko der Fehlentscheidungen. Um Kosten von Fehlentscheidungen möglichst zu vermeiden ist es sinnvoll die einzelnen Projektphasen in einem möglichst engen Phasenrahmen zu halten, um die Überschaulichkeit und die Entscheidungsfindung so einfach wie möglich zu gestalten.

3 Kostenschätzungsmethoden

Die Kostenschätzung stellt die Grundlage für verschiedene Zwecke dar [2], [3], [4]. Sie findet Anwendung für:

- Beurteilung der Wirtschaftlichkeit einer Investition,
- Durchführbarkeitsstudien,
- Ausgrenzen von alternativen Produktionsverfahren,
- Ausgrenzen von alternativen Finanzanlagen,
- Aufstellung eines Finanzplans für die Investition,
- Kapitalbewilligungen,
- Kostenvoranschläge und Angeboten

Um eine möglichst frühzeitige Entscheidung über die Realisierung des Projektes zu treffen, verlangt es bereits in einer frühen Planungsphase, die Festlegung eines bestimmten Verfahrens und den Ausschluss von Alternativen. Die Genauigkeit einer Kostenschätzung hängt dabei stark vom Planungsgrad und den auszuschöpfenden Möglichkeiten einer Kostenkalkulation ab. Man unterscheidet in der Kostenschätzung grundsätzlich zwischen dem Kapazitätsverfahren, Strukturverfahren und der Schätzung mit spezifischen Daten. Es gibt viele Schätzmethoden auf Basis ermittelter Faktoren und Zuschläge. Die unterschiedlichen Vorgehensweisen vieler Autoren unterscheiden sich jedoch ausschließlich in ihrem Detaillierungsgrad für spezifische Einzelposition, wodurch sich die Kostenschätzung zwar in ihrer Genauigkeit steigern lässt, jedoch im Hinblick auf das Kosten/Nutzen-Verhältnis für frühe Kostenschätzungen eher ungeeignet sind. In dieser Arbeit werden die am häufigsten verwendeten Verfahren vorgestellt.

3.1 Kapazitätsverfahren

Das Kapazitätsverfahren ist das einfachste und oft verwendete Verfahren zur Kostenabschätzung zu einem Zeitpunkt indem kaum Daten vorhanden sind. Es bietet die Möglichkeit ohne hohen Planungsaufwand Kostenschätzungen für eine neue Kapazität oder Größe zu ermitteln. Das Verfahren kann sowohl für Anlagenkomponenten, als auch für ganze Anlagen genutzt werden. Die mathematische Beziehung zeigt Gl. 3.1-1. [3]

$$C_2 = C_1 \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)^X$$

(Gl. 3.1-1)

C_2 = neue Kosten der Kapazität Q_2

C_1 = alte Kosten der Kapazität Q_1

X = Degressionskoeffizient

Der Degressionskoeffizient errechnet sich über den Logarithmus nach Gl. 3.1-2:

$$\log \left(\frac{C_2}{C_1} \right) = X \log \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)$$

(Gl. 3.1-2)

$$X = \frac{\left[\log \left(\frac{C_2}{C_1} \right) \right]}{\left[\log \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right) \right]}$$

Diese Methode wird oft als 0,6 oder 0,7 Regel bezeichnet, da der arithmetische Mittelwert der Exponenten bei 0,6 für Equipment und 0,7 für ganze Anlagen liegt. Die Anwendung dieser Regel ist jedoch sehr grob, da die Faktoren je nach Anlagentyp oder Equipment zwischen 0,3 und 1,0 variieren können. [4], [17] Wenn die Anlagenkapazität oder die variierende Größe des Equipments bekannt ist, ist es eine erheblich bessere Methode den Wert des Kosten/Kapazitätsfaktors zu berechnen oder sich auf veröffentlichte Bezugsquellen der typischen Degressionskoeffizienten für Equipment oder ganze Anlagentypen zu berufen.

Der Autor Ullrich [9] stellt in seiner Veröffentlichung typische Exponenten für eine einfache Kostenabschätzung verschiedener Anlagenkomponenten vor.

Hier werden ausgewählte typische Degressionskoeffizienten in der nachfolgenden Tab. 3.1-3 für Equipment aufgeführt.

Equipment	Größenbereich	Leistungseinheit	Exponent
Mischer	1-200 ³	kW	0,7
Zentrifugallüfter	50-8,000	kW	0,9
Zentrifugalpumpe	0,01-270	kW	0,3
Kolbenverdichter	10-2,000	kW	1,0
Bandförderer	10-50	M	0,8
Brecher	10-1,000	Kg/s	0,8
Trommeltrockner	2-100	m ²	0,6
Fallfilmverdampfer	30-320	m ²	1,0
Filter	1-170	m ²	0,75
Wärmeübertrager	10-900	m ²	0,6
Mantelbehälter	1-800	m ³	0,6
Motor, elektrisch	10-8,000	kW	0,9
Kühlaggregat	5-10,000	kJ/s	0,6
Tank, Schwimmdach	200-70,000	m ³	0,6

Tab. 3.1-3: Typische Exponenten für Equipment nach [9]

Für die Möglichkeit der Kostenabschätzung einer ganzen Anlage mittels des Kapazitätsverfahrens, stellen die Autoren Peters und Timmerhaus in Ihrer Veröffentlichung Exponenten für unterschiedliche Prozesse vor, die in der nachfolgenden Tab. 3.1-4 aufgeführt sind. Die typische Anlagengröße geht hierbei von einer Produktionsmenge von grundlegenden 1000 t/a aus.

Produkt oder Prozess	Typische Anlagengröße kt/a	Exponent
Essigsäure	10	0,68
Aceton	100	0,45
Ammoniak	100	0,53
Butanol	50	0,40
Chlor	50	0,45
Ethylen	50	0,83
Ethylenoxid	50	0,78
Glykol	5	0,75
Methanol	60	0,60
Polyethylen	5	0,65
Propylen	10	0,70
Schwefelsäure	100	0,65

Tab. 3.1-4: Typische Exponenten für Prozessanlagen nach [17]

Anmerkung: Die Daten sind sehr alt und die Anlagen sind sehr klein.

Mit Hilfe dieser einfachen Methode ist es möglich, eine erste Kostenabschätzung zu einem frühen Zeitpunkt zu ermitteln. Sie wird meist in der Vorprojektierung eingesetzt und dient vor allem der Studie über Produktionsalternativen, der Wirtschaftlichkeit und den technischen Voraussetzungen.

3.1.1. Preisindex

Die Kosten verändern sich stetig aufgrund von veränderter Technologie, veränderter Erhältlichkeit des Materials und dem Arbeitseinsatz und letztendlich aufgrund der Änderung des aktuellen Wertes einer Währungseinheit. Aufgrund dieser Tatsache müssen Preise aus alten Daten auf einen aktuellen Zeitpunkt umgerechnet werden. Die am häufigsten genutzten Preisindexe sind:

Engineering News-Record Indexes:

bestehend aus 2 Indexen für Konstruktion und Bau

- Marshall and Swift Equipment Cost Indexes: bestehend aus 47 individuellen Industrieindizes und einem für die Installation des Equipments
- Nelson-Farrar Refinery Construction Index: basierend auf 40% Material und 60% Arbeitskraft
- Chemical Engineering Plant Cost Index: bestehend aus 4 Hauptpositionen für Equipment (61%), Montage und Installationsarbeitskraft (22%), Bau, Material und Arbeitskraft (7%) und Ingenieurstätigkeit und Überwachung 10%

Der Chemical Engineering Plant Cost Index hat in den USA eine besondere Bedeutung aufgrund seiner großen Datenbasis und gehört damit zu den bekanntesten. Die Struktur lässt sich in der Position Equipment noch weiter unterteilen und setzt sich wie folgt zusammen:

Equipment (61%)

- | | | |
|---|-----------------------|-----|
| - | Apparate | 37% |
| - | Maschinen | 14% |
| - | Rohrleitungen | 20% |
| - | Instrumente | 7% |
| - | Pumpen und Verdichter | 7% |
| - | Elektrik | 5% |
| - | Bau- und Montage | 10% |

Der Preisindex dient der Möglichkeit, Kosten aus der Vergangenheit, auf das gegenwärtige Kostenniveau hochzurechnen und hat sich bei der Kalkulation eines Anlagenpreises als nützliches Hilfsmittel bewiesen. [4] Die mathematische Beziehung zeigt Gl. 3.1.1-3.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1} \right)$$

(Gl. 3.1.1-3)

C_1 = alte Kosten

C_2 = neue Kosten

I_1 = Index von früheren Kosten

I_2 = Index aktueller Zeitpunkt

Diese Methode ermöglicht in einfachster Form eine Schätzung des Equipments aus alten Preislisten mit einer neuen Kapazität zu berechnen. Eine Kombination dieser Schätzung zeigt Gl. 3.1.1-4.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1} \right) \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)^x$$

(Gl. 3.1.1-4)

Abschließen zu diesem Abschnitt kann gesagt werden, dass das Kapazitätsverfahren zwar in Bezug auf seine Einfachheit und relativ schnelle Durchführbarkeit zum Beginn eines Planungsprojektes geeignet ist jedoch für genauere Kostenschätzungen zu grob ist und eine recht hohe Ungenauigkeit liefert. Sie wird daher für die Class 5 (order-of-magnitude estimate) verwendet. Ein wesentlich besseres Verfahren zeigt die im nächsten Abschnitt beschriebene Methode.

3.2. Strukturverfahren

Das Strukturverfahren, auch oft genannt als Faktor-Methode, basiert auf den Kosten aller wesentlicher Anlagenkomponenten. Dieses Verfahren findet demnach erst Anwendung, wenn alle Hauptapparate und Maschinen feststehen und eine Dimensionierung dieser abgeschlossen ist. Aufgrund des fortgeschrittenen Planungsgrads eignen sich die unter diesem Abschnitt aufgezeigten Verfahren vor allem für die Class 4 (study estimate, factored estimate). Im Nachfolgenden werden die unterschiedlichen Methoden näher beschrieben.

3.2.1 Faktormethode nach Lang

Bereits 1940 entwickelte Lang ein Kostenschätzverfahren welches auf Basis der Hauptanlagenkomponenten einer Anlage basiert [3], [4], [15], [19]. Zwischen 1947 und 1948 veröffentlichte er drei Artikel in denen er seine Studie vorstellte. Grundsätzlich unterscheidet er zwischen 3 Prozesstypen:

- Feststoffanlagen
- Fest – Flüssig – Anlagen (einfache Chemieanlagen)
- Flüssig-Anlagen (komplexe Chemieanlagen)

Der sogenannte Lang-Faktor setzt sich aus insgesamt vier Teilfaktoren zusammen, die er wie nachfolgend definiert:

f1	(Montage der Komponenten) für:	Feststoffanlage mit	1,43
		Fest-Flüssig-Anlage mit	1,43
		Flüssig-Anlage mit	1,43
f2	(Verbindungen und Armaturen) für:	Feststoffanlage mit	1,10
		Fest-Flüssig-Anlage mit	1,25
		Flüssig-Anlage mit	1,60
f3	(Baumaterial und Bauausführung) für:	Feststoffanlage mit	1,50
		Fest-Flüssig-Anlage mit	1,50
		Flüssig-Anlage mit	1,50
f4	(Engineering, Gemeinkosten und Sicherheitszuschläge) für:	Feststoffanlage mit	1,31
		Fest-Flüssig-Anlage mit	1,35
		Flüssig-Anlage mit	1,38

Multipliziert man nun diese Einzelfaktoren miteinander ergibt sich der Gesamtfaktor f_G .

$$f_G = f1 \cdot f2 \cdot f3 \cdot f4$$

(Gl. 3.2.1-5)

Die Gesamtkosten der fixen Investition können somit durch Multiplikation, mit der Summe der Anschaffungskosten aller Hauptanlagenkomponenten, laut nachstehender Gl. 3.2.1-6 ermittelt werden.

$$\text{Gesamtkosten } G = f_G \cdot \sum K$$

(Gl. 3.2.1-6)

f_G = Lang-Gesamtfaktor

K = Komponentenkosten

Die Grundlage dieser Methode basiert auf der Feststellung, dass eine relative Beziehung zwischen den Anlagenkosten und der Summe aller Komponentenkosten besteht. In seiner Arbeit bezieht Lang sich auf 14 untersuchte Prozessanlagen die größtenteils aus C-Stahl gebaut sind. Das Wesentliche was bei dieser Methode betrachtet werden sollte ist die Tatsache, dass die Gesamtfaktoren relativ grob sind und größtenteils von den Maschinen- und Apparategrößen, Material und dem Betriebsdruck beeinflusst werden [13]. Unberührt bleiben bei dieser Methode die Kosten für Instrumente, Ingenieurkosten und Kosten für Unvorhergesehenes.

Aufgrund dieser Tatsache und der vergangenen Zeit seit der Veröffentlichung der Arbeit, wurden diese Faktoren modifiziert und von Thane Brown 2006 [11] in seiner Arbeit wie folgt neu ausgedrückt:

Anlagentyp	Original Faktoren	Neue Anlage / neuer Standort	Neue Anlage / bestehender Standort	Anlagenerweiterung / bestehender Standort
Feststoff	3.10	3.2	2.7	2.6
Fest/Flüssig	3.63	3.5	3.3	3.1
Flüssig	4.74	4.5	4.2	4.1

Tab. 3.2.1-5: Modifizierte Lang-Faktoren nach [11]

Eine verfeinerte Methode stellt das im nächsten Abschnitt beschriebene Verfahren nach Hand dar.

3.2.2 Faktormethode nach Hand

Eine weitaus detailliertere Methode wurde 1958 von Hand [19] veröffentlicht. Er modifizierte die Lang-Faktoren, in dem er die Hauptkomponenten in ihrer Art in Gruppen einteilte und für sie individuelle Kostenfaktoren angab. In seiner Studie analysierte Hand eine Reihe verschiedener Schätzungen des gleichen Anlagentyps die der von Lang.

Die Grundlage der Faktoren bildet sich aus dem Ansatz, dass die Hauptkomponente für jede Gruppe mit dem Wert 100% angesetzt ist und die weiteren Kosten der Nebenpositionen wie Rohrleitungen, Instrumente, Elektrik etc. als prozentualer Ansatz auf den Wert der Hauptkomponente gerechnet werden. Die Multiplikations-Faktoren auf die einzelnen Komponentengruppen sind demnach nachfolgend aufgeführt:

<u>Original</u>		<u>Update in 1992 from AACE International Cost Estimate Committee[3]</u>
Destillationskolonnen	4,0	4,0
Druckbehälter	4,0	3,5
Wärmeüberträger	3,5	3,5
Öfen	2,0	2,5
Pumpen	4,0	4,0
Verdichter	2,5	3,0
Instrumente	4,0	3,5
Sonstige Ausrüstungen	2,5	--

Die Kostenschätzung zu einem Zeitpunkt, zu dem bereits eine fertig gestellte Equipment-Liste mit allen Dimensionierungen vorliegt, kann durch diese Methode genauere Ergebnisse erzielen als die zuvor vorgestellte Faktor-Methode nach Lang. Jedoch haben sich beide Methoden in den letzten Jahren als nützlich erwiesen im Hinblick auf den Zeitaufwand der für eine Kostenschätzung in dieser Projektphase vertretbar ist. So ist zu überlegen, in Abhängigkeit vom Planungsfortschritt und der zur Verfügung stehenden Zeit, welche Methode Anwendung findet.

3.2.3 Korrekturfaktoren

Korrekturfaktoren finden Anwendung auf beide der zuvor genannten Methoden. Ein wesentliches Beispiel zeigt die Tatsache, dass die Hand- und Lang-Faktoren ausschließlich für Komponenten aus C-Stahl entwickelt wurden und es hier nötig ist einen Korrekturfaktor einzubringen, der es möglich macht Komponentenkosten die aus einem anderem Material angefertigt sind anzupassen.

Der Autor Clerk veröffentlichte seine Arbeit in 1963 in der die Basis des Material-Faktors seinen Ursprung hat [11]. Brown zeigt anhand der nachstehenden Abb. 3.2.3-4 wie der Material-Faktor berechnet werden kann.

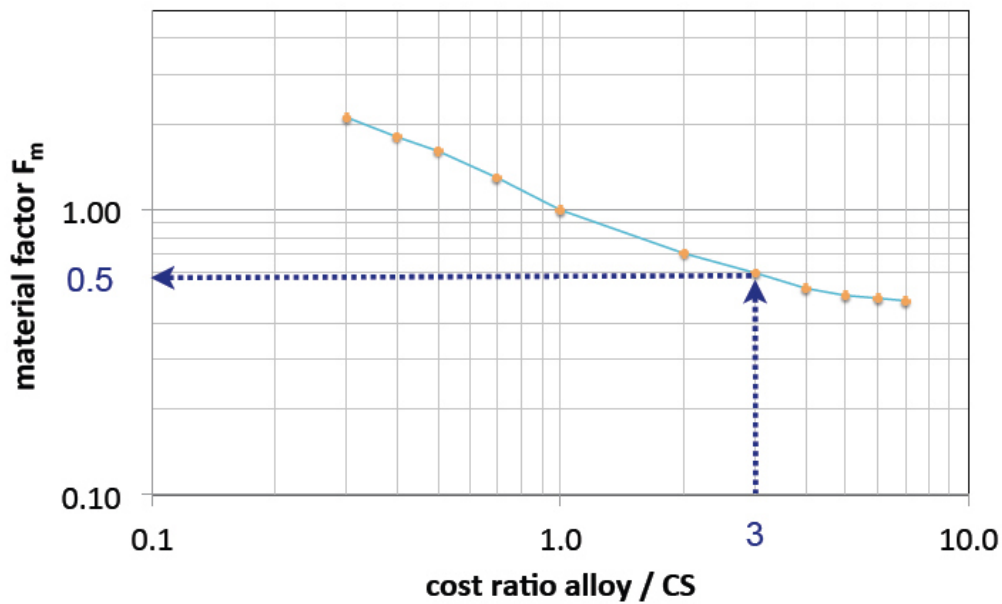


Abb. 3.2.3-4: Material Anpassungs-Faktor [8]

Erst wird das Kostenverhältnis berechnet indem man die Kosten der Legierung durch die Kosten des C-Stahls dividiert. Nun wird vertikal bis zur Schnittpunktkurve hoch gegangen und der Material-Faktor F_m auf der Y-Achse abgelesen.

Demnach berechnet sich der neue Hand-Faktor nach Gl. 3.2.3-7.

$$Hf_n = Hf_a(F_m)$$

(Gl. 3.2.3-7)

F_m = Materialfaktor

Hf_n = neuer Hand-Faktor

Hf_a = alter Hand-Faktor

Sollten keine aktuellen Stahlpreise und Preise der Legierung vorliegen kann auch und auf die von Peters und Timmerhaus veröffentlichten Korrekturfaktoren zurückgegriffen werden [17].
Nachstehend sind ausgewählte Korrekturfaktoren aufgelistet:

Material der Konstruktion	Korrekturfaktor
Carbonstahl	1 (Basis)
Bronze	1,05
Aluminium	1,075
Gusseisen	1,11
Edelstahl	1,28 -1,5
Hastelloy Legierung	1,54
Nickel Legierung	1,71
Titan	12

Weiterhin findet ebenso der Instrumenten-Faktor F_i Anwendung. Er unterscheidet erneut die Kosten zwischen Instrumenten die an unterschiedlichen Örtlichkeiten angebracht sind. Diese Faktoren wurden von mehreren Autoren wie Guthrie und Garrett analysiert und in Browns Veröffentlichung, wie nachstehend aufgeführt, angegeben [11].

Vor-Ort-Steuerung	1,15
Steuerung für typische chemische Prozessanlagen	1,35
Aufwendige Steuerungen/computergesteuert	1,55

Weiterhin ist eine Kostenkorrektur in Bezug auf Gebäudekosten möglich. Jedoch ist der Gebäude-Faktor F_b ausschließlich für die Methode nach Hand geeignet. Grund dafür ist, dass der von Hand entwickelte Faktor, die Kosten der Gebäude nicht beinhaltet. Die Gebäude-Faktoren entwickelte Brown aus Daten der Veröffentlichung von Peters und Timmerhaus und sind in der nachfolgenden Tab. 3.2.3-6 aufgeführt.

Anlagentyp	Neue Anlage / neuer Standort	Neue Anlage / bestehender Standort	Anlagenerweiterung / bestehender Standort
Feststoff	1.68	1.25	1.15
Fest/Flüssig	1.47	1.29	1.07
Flüssig	1.45	1.11	1.06

Tabelle 3.2.3-6: Entwickelte Gebäude-Faktoren nach [11]

Und letztlich der Länder-Faktor F_p , der von McConville 1996 veröffentlicht wurde. Für Anlagen die nicht in den USA aufgestellt werden, kann von veränderlichen Kosten ausgegangen werden. Da diese Kosten weder in den Hand- noch Lang-Faktoren berücksichtigt wurden, sind diese auf beide Methoden anwendbar. Einige dieser Faktoren sind nachstehend aufgeführt:

Brasilien	0.9
Kanada	1.16
Japan	1.15
China	0.97
Deutschland	1.05

Aufgrund veränderter Preisentwicklungen der letzten Jahre und einem allgemeinen Anstieg des Lebensstandards kann hier angenommen werden, dass die Korrekturfaktoren nicht mehr korrekt sind und finden demnach in dieser Arbeit keine Anwendung. Ergänzt man nun die Berechnung der Gesamtkosten, um die einzelnen Korrekturfaktoren, erhält man die Gl. 3.2.3-8 für die Methode nach Lang und die Gl. 3.2.3-9 für die Methode nach Hand. [11]

$$\text{Gesamtkosten } G = f_G \cdot F_m \cdot F_i \cdot F_p \cdot \sum K$$

(Gl. 3.2.3-8)

$$\text{Gesamtkosten } G = F_i \cdot F_b \cdot F_p \cdot \sum [K \cdot (Hf \cdot F_m)]$$

(Gl. 3.2.3-9)

K = Komponentenkosten

F_i = Instrumenten-Faktor

Hf = Hand-Faktor

F_p = Länder-Faktor

f_G = Lang-Gesamtfaktor

F_b = Gebäude-Faktor

F_m = Material-Faktor

3.2.4 Kostenstrukturen

Eine noch genauere Kostenschätzung erzielt man mit der Methode auf Kostenstrukturen ähnlicher Anlagen zurückzugreifen. Nach Prinzing, Rödl und Aichert liegt die Schätzgenauigkeit bei +/- 15%. Sie wird grundsätzlich als Schätzmethode für die Class 3 (preliminary estimate, budget authorization estimate) vorgeschlagen, da zu diesem Zeitpunkt bereits alle typischen verfahrenstechnischen Parameter und Größen vorliegen die dann auf Kostenstrukturen ähnlicher Anlagen umgerechnet werden können. Dies schließt jedoch nicht aus, dass sich das Kostenstrukturverfahren nicht auch bereits für die Studienschätzung bzw. die Class 4 Schätzung eignet, wenn es gelingt aufgrund der Hauptanlagenkomponenten ein ähnliches Projekt mit vergleichbarer Struktur zu finden.

Für ein solches Verfahren benötigt man eine im Vorfeld abgewickelte Strukturanalyse mehrerer abgeschlossener Projekte, die aufgrund ihrer Maschinen, Apparate und Nebenpositionen analysiert wurden. Liegt diese vor, so gilt es für das Investitionsobjekt eine vergleichbar ähnliche, ihrer Struktur bezüglich der Maschinen, Apparate und Nebenpositionen, Anlage zu finden. Da jedoch der mittlere Maschinen- und Apparatewert gewöhnlich nicht mit dem des Investitionsobjektes übereinstimmt, kann man diesen laut Gl. 3.2.4-10 mit Hilfe einer Regressionskurve Abb. 3.2.4-5 für die Einzelfaktoren umrechnen. [13]

$$f_s = f_v \left(\frac{f_{SR}}{f_{VR}} \right)$$

(Gl. 3.2.4-10)

f_s = Einzelfaktoren Schätzobjekt

m = mittlerer Maschinen- und Apparatewert

f_v = Einzelfaktoren Vergleichsanlage

f_{SR} = Einzelfaktor der Regression für den mittl. Maschinen- und Apparatewert für das Schätzobjekt

f_{VR} = Einzelfaktor der Regression für den mittl. Maschinen- und Apparatewert für das Investitionsobjekt

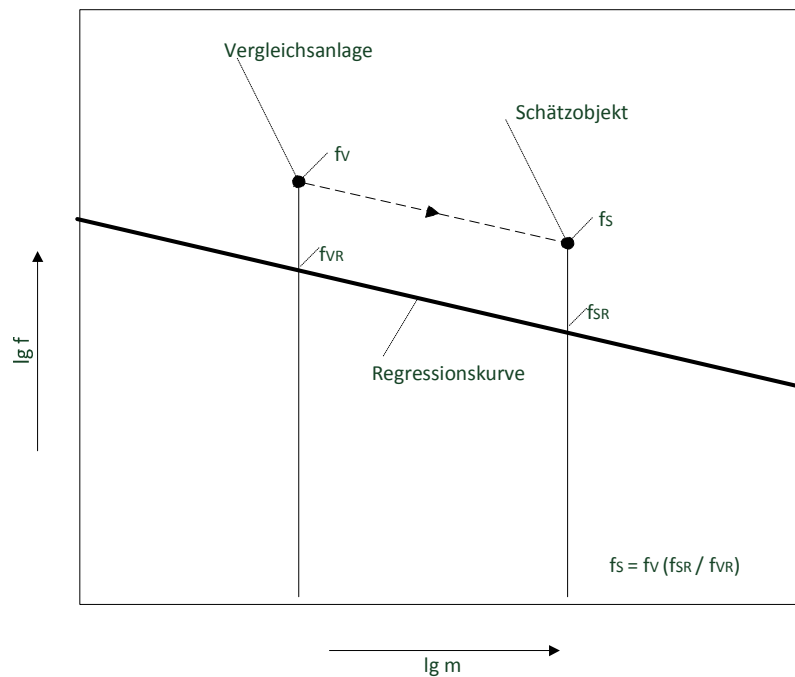


Abb. 3.2.4-5: Umrechnung der Einzelfaktoren einer Vergleichsanlage auf ein Schätzobjekt nach [13]

Kostenstrukturen lassen sich für jede Anlage aufstellen, je nach Anlagentyp oder Produkt variieren jedoch Hauptkomponenten und Nebenpositionen beträchtlich. Schaut man sich die Kostenstrukturen verschiedener Autoren wie Guthrie, Helfrich u. Schubert, Prinzing und Burgert aus ihren intensiven Strukturanalysen an, macht dies nochmals deutlich, dass es keine klare Definition einer einheitlichen Struktur für bestimmte Anlagentypen gibt. Dies hat zum einen damit zu tun, dass jeder Prozess seine eigene Struktur aufweist und zum anderen der Faktor Wert einer Nebenposition, vor allem Montage und Bau und die Position Mess- und Regeleinrichtung, im Laufe der Zeit erheblichen Wertveränderungen ausgesetzt ist.

3.3 Schätzung mit spezifischen Daten

Die Schätzung mit spezifischen Daten erfordert einen Projektfortschritt zu dem das Engineering bereits zu 30% bis 70% abgeschlossen ist. Zu diesem Zeitpunkt liegen dann detaillierte Dokumentationen über alle Nebenpositionen wie Rohrleitungen, Armaturen, Sicherheitseinrichtungen und Mess- und Regeleinrichtungen vor. Diese Art der Kostenschätzung fordert neben spezifischen Daten auch den Umfang der Ausrüstungsgegenstände wie z.B. Anzahl der Rohre oder Anzahl an Armaturen. Sie wird der Class 2 (definitive estimate, project control estimate) zugeteilt und kann Genauigkeiten von +/-10% erzielen.

Gl. 3.3-11 zeigt wie eine Position mit ihren spezifischen Daten für Kosten des Rohrleitungsmaterials ermittelt werden kann [13].

$$K = z \cdot a \cdot l \cdot k_R + (z \cdot a \cdot l / 10) \cdot b \cdot k_A$$

(Gl. 3.3-11)

K = Kosten

b = Anzahl der Armaturen pro 10 m Rohrleitung

z = Anzahl der Maschinen u. Apparate

l = mittlere Länge einer Rohrleitung in m/Stück

a = Anzahl der Rohrleitungen pro Maschine

k_A = durchschnittl. Kosten einer Armatur pro Stück

k_R = spezifische Kosten für Rohrleitungen (ohne Armaturen)

Die Kosten für das Rohrleitungsmaterial ergeben sich demnach durch die spezifischen Daten a , l und b die jeweils abgeschätzt werden müssen und den spezifischen Kosten für Rohrleitungen und Kosten für Armaturen die durch Kalkulationen aufgrund von Einzelpreisen ermittelt werden können. Üblicher Weise wird für die Abschätzung der spezifischen Daten für a , l und b auf statistische Werte aus bereits abgewickelter Anlagen zurückgegriffen.

Abschließend sei zu erwähnen, dass viele der betrachteten Kostenschätzmethoden während der Literaturrecherche sich stets intensiv mit dem Thema der Nebenpositionen befassen. Es wurden viele verschiedene Möglichkeiten, Faktoren oder Zuschläge vorgeschlagen die ein und dasselbe Ziel hatten, die Genauigkeit der Schätzung zu verbessern. So hat jedoch die intensive Recherche ergeben, dass all diese detaillierten Faktoren oder Zuschläge keine Anwendung finden können, da bereits neue Wertstellungen der einzelnen Positionen dazu geführt haben, dass diese nicht mehr als aktuell gewertet werden können. Letztlich nur die zuvor vorgestellten Methoden lassen eine Kostenschätzung zu, die ihren Zweck als Werkzeug der Schätzung in einem angemessenen Kosten/Nutzen-Verhältnis auch gewährleisten.

4. Musterprozess einer Fluid-Anlage

Zum Zwecke der Investitionskostenschätzung in einer frühen Projektphase wird in dieser Arbeit ein geeigneter Musterprozess einer durchschnittlichen Chemieanlage, zur Herstellung eines typisch chemischen Massenproduktes vorgeschlagen. Ziel dieses Musterprozesses ist es, aufgrund seiner Struktur und typischen Anlagenkomponenten eine Kostenstruktur vorzubringen, die dem Zwecke der Weiterentwicklung geeigneter Schätzmethode für eine frühe Kostenschätzung dient. Ein wesentliches Merkmal bei der Auswahl des Musterprozesses ist der Aggregatzustand gasförmig und flüssig, der am Prozess beteiligten Stoffe.

4.1 Synthese Ethylenglykol aus Ethen und Sauerstoff

Der Musterprozess der in dieser Arbeit vorgeschlagen wird ist die Herstellung von Ethylenglykol mit einer Anlagenkapazität von 200.000 t/a. Die Herstellung erfolgt durch Oxidation von Ethen zu Ethylenoxid an einem Silberkatalysator der in Form von Ringen, angelagert mit Silber auf einem anorganischen Träger, im Rohrbündelreaktor eingebaut ist. Dieses Herstellungsverfahren ist ein typischer Fluid-Prozess, der die Aggregatzustände gasförmig und flüssig beinhaltet, jedoch in seiner Art und der Komplexität einem Fluid-Prozess zugeschrieben wird. Abb. 4.1-6 zeigt das Grundfließschema zum vorgeschlagenen Prozess.

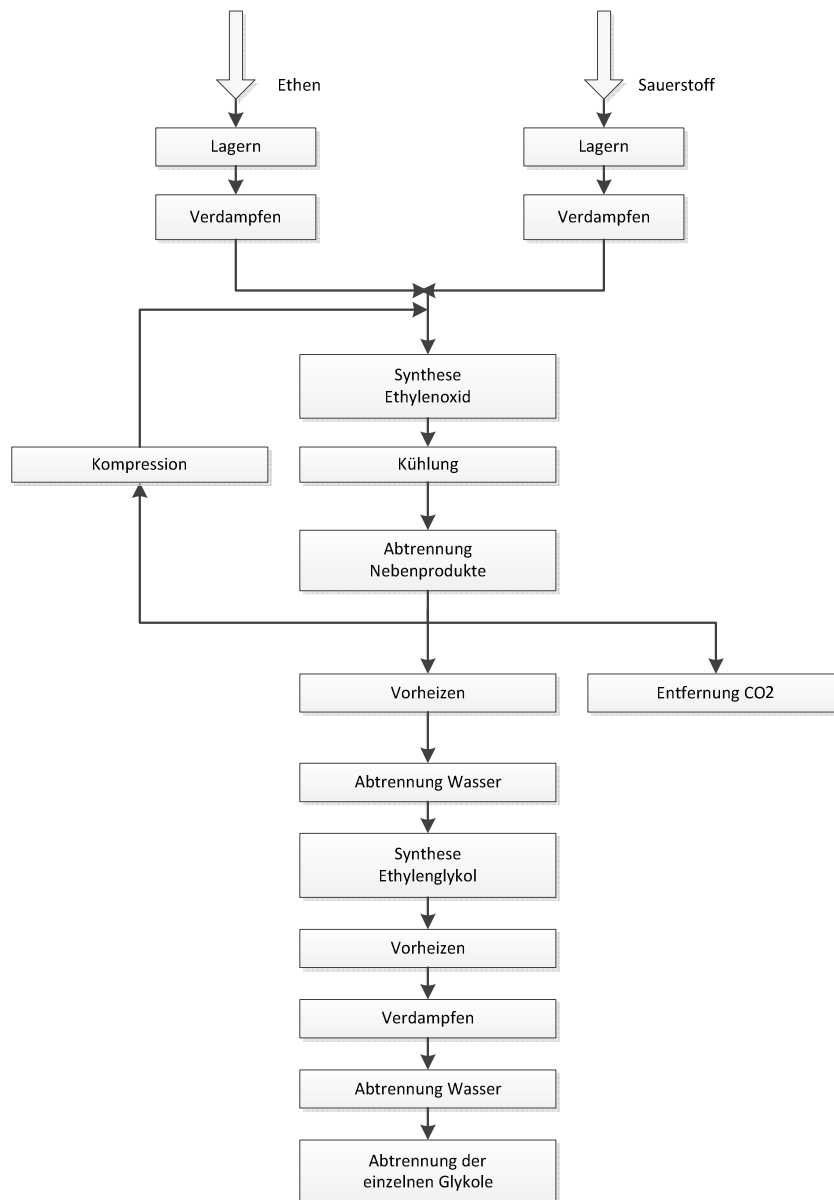
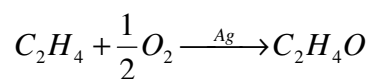


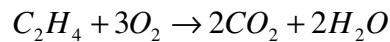
Abb. 4.1-6: Grundfließschema des Musterprozesses

Die Reaktion von Ethen und Sauerstoff zu Ethylenoxid erfolgt bei 15 bar und einer Temperatur von ca. 250 °C. Um die Reaktionsbedingungen zu erreichen werden Ethylen und Sauerstoff, die beide flüssig gelagert werden, verdampft. Anschließend werden beide Ströme gemischt und in den Reaktor geführt. Die Reaktion im Reaktor folgt der Gl. 4.1-12, [6].



(Gl. 4.1-12)

In einer Parallelreaktion Gl. 4.1-13 bildet sich CO₂, welches nicht vollständig aus dem Kreislaufgas entfernt wird.

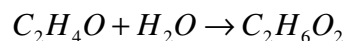


(Gl. 4.1-13)

Die Reaktion ist mit einer Reaktionsenthalpie von -105 kJ/mol exotherm, weshalb hier zur Umsetzung und isothermen Reaktionsführung ein Rohrbündelreaktor eingesetzt wird, der mit einem Kühlmedium die Temperatur konstant auf 250°C halten kann.

Das austretende Gas wird in Wärmeübertragern gekühlt und unter Druckablass der Absorptionskolonne zugeführt. Hier wird das Ethylenoxid durch Wasser im Gegenstrom absorbiert. Ein Teilstrom vom Kopf der Kolonne wird durch Kompression wieder zurück in den Prozesskreislauf geführt. Zur Abtrennung des CO₂ wird der andere Teilstrom einer weiteren Absorptionskolonne zugeführt. Hier erfolgt die Absorption an in Wasser gelöstem Kaliumcarbonat. Der beladene Solvent wird im zweiten Schritt der Desorptionskolonne zugeführt in der der Solvent durch Wasserdampf regeneriert und CO₂ desorbiert wird. Der Solvent wird dann wieder zur Absorptionskolonne geführt.

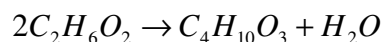
Aus der ersten Absorptionskolonne wird das am Kolonnensumpf wässrige Ethylenoxid in einem Wärmeübertrager vorgewärmt und der Rektifikationskolonne zugeführt. Hier wird das Ethylenoxid größtenteils von Reststoffen und Wasser getrennt. Nach der Aufbereitung des Ethylenoxids erfolgt in einem zweiten Reaktor die Umsetzung zu Glykol gemäß Gl. 4.1-14.



(Gl. 4.1-14)

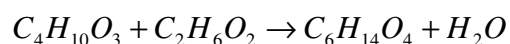
Als Beiprodukte während der Synthese von Ethylenoxid zu Glykol entstehen durch Veresterung gemäß den Gl. 4.1-15 bis 4.1-17, [25] die entsprechend höher molekularen Glykole Di-, Tri- und Tetraethylglykol.

Diethylglykol



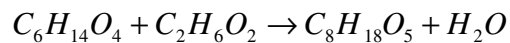
(Gl. 4.1-15)

Triethylglykol



(Gl. 4.1-16)

Tetraethylenglykol



(Gl. 4.1-17)

Durch eine Mehrfacheffekt-Verdampfung wird durch Druckreduzierung das Wasser in insgesamt 5 Stufen aus dem Prozess entfernt. Anschließend werden in einer nachgeschalteten Rektifikationskolonne, der Rest an Wasser und die jeweiligen höher-molekularen Glykole, abgetrennt. In den nachfolgenden Abschnitten erfolgt eine detaillierte Prozessbeschreibung anhand einer Einteilung der Gesamtanlage in sieben Teilanlagen.

4.2 Detaillierte Prozessbeschreibung

Für eine detaillierte Beschreibung des Prozesses liegt im Anhang B ein vereinfachtes Fließbild, unterteilt in die einzelnen Teilanlagen, des gesamten Prozesses bei und im Anhang C das vereinfachte Fließbild des Gesamtprozesses. Der Musterprozess wird in 7 Teilanlagen gegliedert, die wie nachfolgend beschrieben werden.

4.2.1 Teilanlage 10 Aufbereitung Ethylenoxid mit Ethen und Sauerstoff

Das für den Prozess benötigte Ethen wird im Druckbehälter B1001 bei -21°C und 25 bar flüssig gelagert. Der Druckbehälter ist mit einem integrierten Kühlsystem ausgestattet. Durch die Pumpe P1002 wird das flüssige Ethylen über einen nachgeschalteten Wärmeübertrager W1004 im Kreis gefahren. Als Kühlmedium für das flüssige Ethylen dient hier flüssiges Ammoniak welches im Wärmeübertrager verdampft wird. Der für den Prozess benötigte Sauerstoff wird im Druckbehälter B1005 bei -148°C und 18 bar gelagert. Zur Sicherstellung der Kühlung wird hier ein isolierter Druckbehälter gewählt. Im weiteren Schritt werden Ethen und Sauerstoff jeweils mit einem Ventil auf 15 bar reduziert und durch die nachfolgenden Naturumlaufverdampfer W1006 und W1008 jeweils bei 250°C verdampft.

Nach der Verdampfung werden beide Prozessströme über ein T-Stück miteinander gemischt und dem Reaktor W1010 zur Umsetzung zu Ethylenoxid zugeführt. Die Reaktion folgt den (Gl. 4.1-12 und 4.1-13) und läuft bei 250°C und 15 bar ab. Da die Reaktion mit einer Reaktionsethalpie von -105 kJ/mol exotherm abläuft wird hier ein Rohrbündelreaktor mit einer mantelseitigen Kühlung verwendet. Um einen isothermen Reaktionsverlauf sicherzustellen wird als Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C verwendet.

4.2.2 Teilanlage 20 Absorption Ethylenoxid

In der darauffolgenden Teilanlage 20 wird der zu Ethylenoxid umgesetzte Gasstrom durch zwei hintereinander geschaltete Wärmeübertragern auf 25°C abgekühlt. Der erste Wärmeübertrager W2001 kühlt den Gasstromes auf 150°C und wird zur Dampferzeugung verwendet und der zweite Wärmeübertrager W2002 kühlt den Gasstrom auf 25°C. Durch ein Ventil wird der Druck auf 6 bar gedrosselt und der Absorptionskolonne K2003 zugeführt.

Das für die Absorption benötigte Wasser wird über die Pumpe P2005 dem Kolonnenkopf zugeführt. Für die Kolonne werden als Einbauten, für einen optimalen Stofftransport, Füllkörper mit einer zufälligen Schüttung gewählt. Die Kolonne besitzt 6 theoretische Trennstufen und arbeitet mit einer Effizienz von 85%. Am Kopf der Kolonne wird ein Teilstrom der entfernten Nebenprodukte wie das CO₂ und nicht umgesetztes Ethylen der 3- stufigen Verdichtung zugeführt. Der erste Drehkolbenverdichter V2007 verdichtet den Gasstrom auf 4 bar und wird über eine Zwischenkühlung durch den Wärmeübertrager W2009 auf 60°C gekühlt bevor der Gasstrom durch den zweiten Drehkolbenverdichter V2010 auf 8 bar verdichtet wird und wieder über einen Wärmeübertrager W2012 auf 100°C zwischengekühlt wird. In der letzten Stufe wird der Gasstrom über den Schraubenverdichter V2013 auf 15 bar verdichtet und im anschließenden Wärmeübertrager W2015 auf 250°C erhitzt, bevor der Gasstrom wieder dem Prozessstrom zugeführt wird. Als Kühlmedium wurde hier Brunnenwasser verwendet und als Heizmedium Wasserdampf.

Die Prozessströme vom Kopf und Sumpf der Kolonne werden im letzten Schritt den Pufferbehältern B2016 und B2017 zugeführt, um einen kontinuierlichen Betrieb der darauffolgenden Teilanlagen 30 und 40 sicher zu stellen.

4.2.3 Teilanlage 30 CO₂-Wäsche durch Absorption und Desorption

In der Teilanlage 30 erfolgt im Weiteren dann die CO₂ Wäsche mit in Wasser gelöstem Kaliumcarbonat als Waschmittel. Das als Feststoff im Silo B3001 gelagerte Kaliumcarbonat wird über die Zellenradschleuse Z3002 und der Austragsschnecke S3003 dem Rührbehälter B3006 zugeführt. Über die Pumpe P3004 gelangt das Wasser in den Rührwerkbehälter. Hier wird das Kaliumcarbonat gelöst und über die Pumpe P3007 dem Kopf der Absorptionskolonne K 3009 zugeführt. Der Teilstrom des abgetrennten Gasstroms aus der Teilanlage 20, der zuvor einem Pufferbehälter zugeführt wurde, wird der Teilanlage 30 am Kolonnenboden der Absorptionskolonne K3009 zugeführt. Als Kolonneneinbauten werden für einen optimalen Stofftransport Füllkörper mit einer zufälligen Schüttung gewählt. Die Kolonne arbeitet mit 24 theoretischen Trennstufen. Der am Kolonnenkopf entstandene Gasstrom der Reststoffe wird über die 3- stufige Verdichtung, der Teilanlage 20, dem Prozesskreislauf wieder zugeführt und der beladene Solvent gelangt hinter der Kolonne in den Pufferbehälter B3011. Über die Pumpe P3012 wird der beladene Solvent dem Wärmeübertrager W3014 zum Vorheizen zugeführt. Als Wärmeträgermedium dient hier das zurückgeführte regenerierte Solvent. Im nächsten Schritt erfolgen in der Desorptionskolonne K3015 die Regeneration des Solvents und die Abscheidung des CO₂ mit Wasserdampf als Stripppgas. Der

benötigte Wasserdampf entsteht hier durch Brunnenwasser, welches über die Pumpe P3017 dem Naturumlauferdampfer W3019 zugeführt wird und anschließend der Kolonne K3015 am Kolonnenboden eingespeist wird. Als Einbauten der Desorptionskolonne werden hier Packungen verwendet. Der Vorteil von Packungen ist der hohe Durchsatz der Stoffströme und der sich somit ergebende kleinere Kolonnendurchmesser. Die Kolonne arbeitet mit 24 theoretischen Trennstufen.

Der im Kolonnensumpf sitzende Naturumlauferdampfer W3021 verdampft das Sumpfkondensat und über die Pumpe P3027 wird das Sumpfprodukt über den Wärmeübertrager W3014 zum Vorwärmen des beladenen Solvents geführt. Dahinter folgen in einem zweiten Wärmeübertrager W3029 die Kühlung des regenerierten Solvents und die Rückführung in die Absorptionskolonne.

Das am Kolonnenkopf entstandene Gas wird über einen nachgeschalteten Gaskühler teils kondensiert und dem Kondensatbehälter B3024 zugeführt. Hier erfolgt die Abscheidung des CO₂ Gases und das Kondensat wird über die Pumpe P3025 der Kolonne am Kopf wieder zugeführt.

4.2.4 Teilanlage 40 Rektifikation von Ethylenoxid

In der Teilanlage 40 erfolgt die Rektifikation des Ethylenoxids. Über die Pumpe P4001 wird das flüssige Ethylenoxid dem nachgeschalteten Wärmeübertrager W4003 zugeführt, wo es auf 200°C vorgeheizt wird und dann in die Rektifikationskolonne K4004 eingespeist wird. Als Wärmeträgermedium dient hier Wasserdampf. In der Rektifikationskolonne wird das Ethylenoxid vom restlichen Wasser getrennt. Als Kolonneneinbauten wurden hier Ventilböden gewählt. Die Kolonne arbeitet mit 12 theoretischen Trennstufen. Das im Sumpf der Kolonne entstandene Kondensat wird über den Naturumlauferdampfer W4010 wieder verdampft und das Sumpfprodukt wird über die Pumpe P4012 ausgetragen. Der am Kolonnenkopf sitzende Kondensator W4006 kondensiert mit Brunnenwasser bei 11°C das gasförmige Ethylen und wird im Kondensatbehälter B4007 aufgefangen. Ein Teil des Kondensats wird über die Pumpe P4008 der Kolonne wieder zugeführt.

4.2.5 Teilanlage 50 Synthese zu Ethylenglykol

In der folgenden Teilanlage 50 erfolgt die Synthese zu Ethylenglykol. Über die Pumpe P5001 wird das flüssige Ethylenoxid auf 18 bar gebracht und dem Rohrbündelreaktor W5005 zugeführt. Das für die Reaktion benötigte Wasser wird in 20-facher Menge über die Pumpe P5003 ebenfalls dem Reaktor zugeführt. Die Reaktion folgt den (Gl. 4.1-14 bis 4.1-17) und läuft bei 18 bar und 180°C ab. Die Reaktion ist ein endothermer Vorgang mit einer Reaktionsenthalpie von 95 kJ/mol. Damit die Reaktion unter isothermen Bedingungen erfolgen kann, wird hier als Reaktortyp ein Rohrbündelreaktor gewählt, der mit Wasserdampf mantelseitig als Heizmedium, betrieben wird.

4.2.6 Teilanlage 60 Wasserabtrennung

In der Teilanlage 60 erfolgt die Entfernung vom überschüssigen Wasser in fünf hintereinander folgenden Stufen. Über den Wärmeübertrager W6001 wird das flüssige Ethylenglykol teilweise verdampft und dem ersten Flash F6002 zugeführt. Hier erfolgt die Trennung des Gemisches durch die Phasengleichgewichtseinstellung. Am Boden des Flashes wird der flüssige Teilstrom durch ein Ventil in der ersten Stufe auf 8 bar reduziert und als Kühlmedium dem Wärmeübertrager W6003 zugeführt. Am Kopf des Flashes wird der gasförmige Teilstrom ebenfalls dem Wärmeübertrager zugeführt und kondensiert. Der als Kühlmedium genutzte Teilstrom wird durch die Abgabe des Kältestroms wieder teilweise verdampft und geht in den zweiten Flash F6004 über. Es erfolgt die Phasentrennung und am Boden des Flashes drosselt das Ventil in der zweiten Stufe den Teilstrom auf 5 bar. Der Teilstrom wird wieder in einen nachgeschalteten Wärmeübertrager W6005 geführt. Der am Kopf abgezogene Teilstrom wird hier ebenfalls wieder durch den Wärmeübertrager kondensiert und der als Kühlmedium genutzte Teilstrom wieder teilweise verdampft und der dritten Stufe dem Flash F6006 zugeführt. Hier erfolgt die Drosselung auf 3 bar und die Kondensierung und Verdampfung erfolgt im Wärmeübertrager W6007. In der vierten Stufe wird der Teilstrom dem Flash F6008 zugeführt und am Boden wird in dieser Stufe durch das Ventil der Teilstrom auf 1 bar gedrosselt. Der als Kühlmedium genutzte Teilstrom wird dem Wärmeübertrager W6009 zugeführt. Der Gasstrom wird hier wieder kondensiert und der flüssige Teilstrom ebenfalls wieder teilweise verdampft. Im letzten Schritt erfolgt die Phasentrennung im Flash F6010. Am Wärmeübertrager W6011 sitzt die Dampfstrahl Vakuumpumpe D6012, die ein Vakuum für die letzte Stufe von 0,006 bar zieht. Der Gasstrom wird hier ebenfalls wieder kondensiert und der Gasstrom aus der Dampfstrahl Vakuumpumpe im nachgeschalteten Wärmeübertrager W6013 kondensiert. Dieser Prozessstrom wird dann dem Pufferbehälter B6014 zugeführt. Über die Pumpe P6015 gelangt der Strom in die Rektifikationskolonne K6017. Hier erfolgt die Abtrennung des restlichen Wassers. Als Kolonneneinbauten wurden hier Ventilböden gewählt. Die Kolonne arbeitet mit 12 theoretischen Trennstufen. Am Kolonnenkopf kondensiert der Kondensator W6019 den Wasserdampf und das Kondensat wird im Behälter B6020 gesammelt. Aus diesem wird mit der Pumpe P6021 ein Teil des Kondensats zurück auf die Kolonne geführt und der Produktstrom wird über die Pumpe P6023 zur weiteren Verwendung ausgetragen. Das im Kolonnensumpf entstandene Kondensat wird über den Naturumlaufverdampfer W6025 wieder verdampft und die Pumpe P6027 führt das Sumpfprodukt in den Pufferbehälter B6029. Die Pumpe P6030 fördert letztlich den Prozessstrom weiter zur Teilanlage 70.

4.2.7 Teilanlage 70 Abtrennung der Mono-, Di-, Tri-, und Tetraethylglykole

In der letzten Teilanlage 70 erfolgt die Abtrennung der einzelnen Glykole. Der Prozessstrom wird durch die Pumpe aus Teilanlage 60 der ersten Rektifikationskolonne K7001 zugeführt. In der ersten Trennstufe wird am Kopf der Kolonne das Monoethylenglykol abgeschieden. Der Kondensator W7003 am Kolonnenkopf kondensiert das gasförmige Monoethylenglykol und das Kondensat wird im Behälter B7004 gesammelt. Über diesen wird mit der Pumpe P7005 ein Teil des Kondensats zurück in die Kolonne geführt und der Produktstrom wird über die Pumpe P7007 zur weiteren Verwendung

ausgetragen. Das im Kolonnensumpf entstandene Kondensat wird im Naturumlaufverdampfer W7009 wieder verdampft und über die Pumpe P7011 wird das Sumpfprodukt dem Pufferbehälter B7013 zugeführt. Von hieraus gelangt über die Pumpe P7014 dieser in die zweite Rektifikationskolonne K7016 zur Abtrennung des Diethylenglykols. Auch hier wird über einen Kondensator W7018 am Kolonnenkopf der gasförmige Teilstrom kondensiert. Die Dampfstrahl-Vakuumpumpe D7019 erzeugt das gewünschte Vakuum und das Kondensat wird dem Kondensatbehälter B7019 zugeführt. Über die Pumpe P7021 gelangt dann ein Teil des Stromes als Rücklauf in die Kolonne und über die Pumpe P7023 wird der Produktstrom ebenfalls zur weiteren Verwendung ausgetragen. Am Kolonnensumpf wird das entstandene Sumpfkondensat wieder über den Naturumlaufverdampfer W7025 verdampft und zurückgeführt. Das Sumpfprodukt wird über die Pumpe P7027 dem Pufferbehälter B7029 zugeführt. Aus diesem wird im Anschluss mit der Pumpe P7030 der Strom in die letzte Rektifikationskolonne K7032 zugeführt. Hier erfolgt die Trennung der Triethylenglykole und Tetraethylenglykole. Über den Kolonnenkopf erfolgt die Kondensation im Wärmeübertrager W7034 und die Dampfstrahl-Vakuumpumpe D7035 erzeugt hier ebenfalls das gewünschte Vakuum. Das Kondensat wird im Behälter B7034 gesammelt und gelangt von hieraus über die Pumpe P7037 zurück auf die Kolonne. Die Pumpe P7039 fördert das abgetrennte Produkt Triethylenglykol zur weiteren Verwendung aus. Am Kolonnensumpf wird das entstandene Sumpfkondensat auch hier über den Naturumlaufverdampfer W7041 wieder verdampft. Die Pumpe P7043 trägt letztlich das Sumpfprodukt Tetraethylenglykol aus. Bei der letzten Kolonne wird nur ein geringer Teilstrom vom Produkt Tetraethylenglykol ausgetragen, da das Gemisch einen sehr kleinen Anteil an Tetraethylenglykol enthält und über die Rückführung eines größeren Teilstromes in die Kolonne die qualitative Führung der Kolonne gesichert ist.

5 Dimensionierung der Hauptausrüstungsgegenstände

Die Dimensionierung der einzelnen Anlagenkomponenten wurde mit dem Programm Chemcad erarbeitet. Durch Simulation der einzelnen Verfahrensabschnitte und Auslegung der Apparate durch Eingabe der Prozessparameter wurde die Auslegungsgröße der Apparate bzw. Maschinen bestimmt. Das dafür erarbeitete Simulations-Modell liegt als Anhang E dieser Arbeit bei. Für die Abschätzung wichtiger Prozessparameter wie z.B. dem Wirkungsgrad der Apparate oder Wärmedurchgangskoeffizienten wurden Erfahrungswerte und entsprechende Literatur herangezogen [7], [10], [18], [14], [16].

Die schriftliche Zusammenfassung der Dimensionierung der jeweiligen Anlagenkomponenten wird im Nachfolgenden aufgeführt und liegt im Anhang A in Form einer Equipment-Liste bei. Die ausführliche Datenerfassung der einzelnen Komponenten und dessen Preiskalkulation und Berechnungen, liegen dieser Arbeit im Anhang D bei.

5.1 Teilanlage 10 Aufbereitung Ethylenoxid mit Ethen und Sauerstoff

B1001 – Lagerbehälter Ethylen flüssig

- Annahme Anlieferung von Ethen flüssig,
- Annahme Abfüllung nur in Tagschicht; Pufferzeit 8 h,
- Annahme es kann zu Lieferverzögerung kommen; Pufferzeit 8 h,
- Volumenstromentnahme 32,2 m³/h,
- Lagerung im Druckbehälter bei T -21°C und 25 bar,
- Kühlung über Kühlkreislauf,
- Material CS,
- Volumen 300 m³
- Informationen über Lagerbehälter, Druck und Temperatur nach [27]

P1002 – Pumpe zum Kühlkreislauf

- Medium: Ethen,
- Annahme Kühlkreislauf mit einem Volumenstrom von 20 m³/h bei -21°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregel: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65 %,
- Material AISI 316

M1003 – Motor für Pumpe P1003

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600 1/min

W1004 – Wärmeübertrager zur Kühlung Ethylen flüssig

- Annahme Kühlmedium über Ringleitung,
- Wärmeübertrager als Verdampfer,
- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Kühlmedium Ammoniak bei -35°C ,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Produkt rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 750 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 60 kW,
- wärmeübertragende Fläche 25 m^2

B1005 – Lagerbehälter Sauerstoff

- Annahme Anlieferung von Sauerstoff flüssig,
- Annahme Abfüllung nur in Tagschicht, Pufferzeit 8 h.,
- Annahme es kann zu Lieferverzögerung kommen, Pufferzeit 8 h,
- Volumenstromentnahme $5,8 \text{ m}^3/\text{h}$
- Lagerung im isolierten Druckbehälter bei -145°C und 18 bar,
- Material CS
- Volumen 80 m^3
- Bauform: Vertikal, $d= 3,0 - 3,8 \text{ m}$, $H= 13,7 - 18,0 \text{ m}$, nach [26]

W1006 – Wärmeübertrager zur Verdampfung Ethylen flüssig

- Naturumlaufverdampfer, (Senkung der Investitionskosten durch Einsparung der Pumpe und max. Leistung mit minimaler wärmeübertragender Fläche)
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 260°C und 40 bar in 3-stufiger Verdampfung,
- Heißdampf mantelseitig,
- Produkt rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 2,6 MW,
- wärmeübertragende Fläche 25 m^2

B1007 – Behälter für Umlaufverdampfer W1006

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 15 bar und max. 250 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

W1008 – Wärmeübertrager zur Verdampfung Sauerstoff flüssig

- Naturumlauferdampfer, (Senkung der Investitionskosten durch Einsparung der Pumpe und max. Leistung mit minimaler wärmeübertragender Fläche)
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 260°C und 40 bar in 3-stufiger Verdampfung,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, 2. Stufe $k = 1200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, 3. Stufe $k = 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 950 kW,
- wärmeübertragende Fläche 15 m²

B1009 – Behälter für Umlaufverdampfer W1008

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 15 bar und max. 250 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

W1010 – Wärmeübertrager/Rohrbündelreaktor für Reaktion zu Ethylenoxid mit Kühlung

- Reaktion läuft bei T 250°C und 15 bar,
- Reaktion an einem Silberkatalysator
- exotherme Reaktion mit Reaktionsenthalpie von -105 kJ/mol,
- Forderung, Reaktion soll isotherm bei T 250°C ablaufen,
- Konstante Kühlung mit Brunnenwasser mantelseitig,
- Produkt rohrseitig,
- Wärmeintegration (Erzeugung Dampf)
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Verweilzeit 7,5 min,
- Material AISI316,
- Leistung 10 MW
- wärmeübertragende Fläche 100 m²

5.2 Teilanlage 20 Absorption von Ethylenoxid

W2001 – Wärmeübertrager für Kühlung Ethylenoxid (1. Kühlung)

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Produkt rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Wärmeintegration (Erzeugung Dampf),
- Material AISI316,
- Leistung 815 kW,
- wärmeübertragende Fläche 30 m²

W2001 – Wärmeübertrager für Kühlung Ethylenoxid (2. Kühlung)

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Produkt rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 3,3 MW
- wärmeübertragende Fläche 320 m²

K2003 – Kolonne für Absorption Ethylenoxid mit Wasser

- Füllkörperkolonne bei 2 bar,
- Zufällige Schüttung,
- 6 th. Trennstufen,
- HETP 0,91 m,
- 50 % mehr th. Böden laut Erfahrungsregel,
- Kolonnendurchmesser 0,5 m,
- Kolonnenhöhe 10 m,
- Wandstärke 10 mm,
- Material AISI316,
- Effizienz 85%,

K2004 – Füllkörper für Kolonne

- Füllkörperfläche 210 m²/m³,
- Bialecki Ring,
- Material Titan,
- Durchmesser 25 mm

P2005 – Pumpe für Wasser/Absorptionskolonne

- Medium: Wasser,
- Volumenstrom 0,002 m³/s bei 25°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

P2006 – Motor für Pumpe P2005

- Motortyp: offen, tropfwassergeschützt, ,
- Drehzahl 3600·1/min

V2007 – Verdichter 1 für Rückführung Ethylengemisch in Prozesskreislauf

- Volumenstrom 0,09 m³/s bei 4 bar und 40°C,
- Verdichterwahl nach [18]: Drehkolbenverdichter,
- Wirkungsgrad 75%,
- Material CS
- Leistung 10 kW

M2008 – Motor für Verdichter V2007

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W2009 – Wärmeübertrager für Zwischenkühlung Ethylengemisch

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Produkt rohreseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 150 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 10 kW
- wärmeübertragende Fläche 5 m² (da ausgewiesene Fläche zu klein wurden hier minimale 5 m² gewählt)

V2010 – Verdichter 2 für Rückführung Ethylengemisch in Prozesskreislauf

- Volumenstrom 0,09 m³/s bei 8 bar und 60°C,
- Verdichterwahl nach [18]: Drehkolbenverdichter,
- Wirkungsgrad 75%,
- Material CS
- Leistung 12 kW

M2011 – Motor für Verdichter V2010

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W2012 – Wärmeübertrager für Zwischenkühlung Ethylengemisch

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Produkt rohreseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 5 kW
- wärmeübertragende Fläche 5 m² (da ausgewiesene Fläche zu klein wurden hier minimale 5 m² gewählt)

V2013 – Verdichter 3 für Rückführung Ethylengemisch in Prozesskreislauf

- Volumenstrom 0,09 m³/s bei 15 bar und 100°C,
- Verdichterwahl nach [18]: Schraubenverdichter,
- Wirkungsgrad 75%,
- Material CS
- Leistung 12 kW

M2014 – Motor für Verdichter V2013

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W2015 – Wärmeübertrager zum Aufheizen Ethylengemisch

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Heizmedium Wasserdampf bei 260°C und 40 bar,
- Heizmedium mantelseitig,
- Produkt rohreseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 300 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 21 kW
- wärmeübertragende Fläche 10 m²

B2016 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Gas bei 2 bar und max. 40°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

B2017 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Gas bei 2 bar und max. 21°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

5.3 Teilanlage 30 CO₂ Wäsche durch Absorption und Desorption

B3001 – Lagerbehälter für Kaliumkarbonat fest

- Annahme Anlieferung Kaliumcarbonat fest
- Annahme Anlieferung nur in Tagschicht, Pufferzeit 8 h,
- Annahme es kann zu Lieferverzögerung kommen, Pufferzeit 8h,
- Entnahme 44,5 kg/h,
- Lagerung im Silo,
- Material Polyester
- Volumen 310 m³

Z3002 – Zellenradschleuse für Kaliumkarbonat fest

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Zellenradschleuse ZRS-B 750,
- Motor: 0,75 kW, 230/400 Volt, 50 Hz, 16 1/min,
- Rotorblätter mit auswechselbaren Neopren-Dichtlippen,
- Öffnung: 500 x 500 mm,
- Austragleistung bei 50% Befüllung: 90 m³/h,
- Informationen nach [29]

S3003 – Dosierschnecke für Kaliumkarbonat fest

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Annahme benötigte Länge 32 m mit einem Durchmesser von 1,0 m,
- Material CS

P3004 – Pumpe zur Förderung Wasser

- Medium: Wasser,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 25°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3005 – Motor für Pumpe P3004

- Motortyp: offen, tropfwassergeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

B3006 – Behälter/Rührbehälter

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- mantelbeheizt,
- Propeller-Mixer,
- Gleitringdichtung PN 6,
- Druckbehälter bei 2 bar und 25°C,
- Material AISI316,
- Volumen 30 m³

P3007 – Pumpe zur Förderung gelöstes Kaliumkarbonat

- Medium: Kaliumhydroxid,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 25°C,
- Annahme Förderhöhe 1 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3008 – Motor für Pumpe P3007

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

K3009– Kolonne für Absorption CO₂ mit Kaliumhydroxid

- Füllkörperkolonne bei 2 bar,
- Zufällige Schüttung,
- 24 th. Trennstufen,
- HETP 0,91 m,
- 50% mehr th. Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 1,0 m,
- Kolonnenhöhe 32 m,
- Wandstärke 18 mm,
- Material AISI316,
- Effizienz 85%,

K3010 – Füllkörper für Kolonne 3009

- Füllkörperfläche 210 m²/m³,
- Bialecki Ring,
- Material: Titan,
- Durchmesser 25 mm

B3011 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Flüssigkeit bei 2 bar und max. 30°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

P3012 – Pumpe zur Förderung beladenes Waschmittel

- Medium: beladenes Kaliumhydroxid mit CO₂,
- Volumenstrom 0,004 m³/s bei 30°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3013 – Motor für Pumpe P3012

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W3014 – Wärmeübertrager zum Vorheizen beladenes Waschmittel

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 100 °C und 1 bar,
- Heißdampf mantelseitig,
- Produkt rohrrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 750 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 170 kW
- wärmeübertragende Fläche 10 m²

K3015 – Kolonne für Desorption CO₂ mit Wasserdampf

- Üblich Packungskolonne bei 2 bar,
- 24 th. Trennstufen,
- HETP 0,5 m,
- 50% mehr th. Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 2 m,
- Kolonnenhöhe 18 m ,
- Wandstärke 13 mm
- Effizienz 85%,

K3016 – Packung für Kolonne 3015

- Packungsfläche 250 m²/m³,
- Mellapak 250.Y,
- Material: CS,
- Informationen nach [28], [24]

P3017 – Pumpe zur Förderung Wasser

- Medium: Wasser,
- Volumenstrom 0,007 m³/s bei 25°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3018 – Motor für Pumpe P3017

- Motortyp: offen, tropfwassergeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W3019 – Wärmeübertrager zur Verdampfung Wasser

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 130°C und 2,5 bar in 3-stufiger Verdampfung,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 2,6 MW,
- wärmeübertragende Fläche 75 m²

B3020 – Behälter für Umlaufverdampfer W3019

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 3 bar und max. 100 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

W3021 – Wärmeübertrager zur Verdampfung Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 130°C und 4,5 bar,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 1,5 MW,
- wärmeübertragende Fläche 90 m²

B3022 – Behälter für Umlaufverdampfer W3021

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 2 bar und max. 130 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

W3023 – Wärmeüberträger / Kondensator Kopfprodukt

- Kondensator, Gaskühler
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C, ,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 10 MW,
- wärmeübertragende Fläche 2000 m²

B3024 – Kondensatbehälter für Rücklauf Kopfprodukt

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 2 bar und max. 120 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 3,0 m³

P3025 – Pumpe für Rücklauf Waschmittel Desorber

- Medium: Kaliumhydroxid-Gemisch,
- Volumenstrom 0,004 m³/s bei 120°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3026 – Motor für Pumpe P3025

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P3027 – Pumpe für Rücklauf regeneriertes Waschmittel Absorber

- Medium: Kaliumhydroxid,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 170°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M3028 – Motor für Pumpe P3027

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W3029 – Wärmeübertrager zur Kühlung regeneriertes Waschmittel

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C ,
- Produkt rohseitig,
- Kühlmedium mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 750 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 10 kW, (Annahme da hier kein sinnvoller Wert)
- wärmeübertragende Fläche 5 m², (Annahme da hier kein sinnvoller Wert)

5.4 Teilanlage 40 Rektifikation Ethylenoxid

P4001 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenoxid

- Medium: wässriges Ethylenoxid,
- Volumenstrom 0,007 m³/s bei 20°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M4002 – Motor für Pumpe P4001

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W4003 – Wärmeübertrager zum Vorheizen wässriges Ethylenoxid

- Rohrbündelwärmeübertrager, Gegenstrom,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 210°C, und 18 bar ,
- Produkt rohseitig,
- Heizedampf mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 9 MW,
- wärmeübertragende Fläche 240 m²

K4004 – Rektifikationskolonne

- Kolonne mit Böden bei 2 bar,
- 12 th. Trennstufen,
- 50% mehr Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 1,8 m,
- Kolonnenhöhe 18 m,
- HETP 1,0 m,
- Abstand zwischen den Böden 1,0 m
- Wandstärke 13 mm
- Effizienz 85%,
- Material AISI316

K4005 – Böden für Rektifikationskolonne

- Ventilböden,
- Fläche insgesamt 45,8 m²,
- Material AISI316,

W4006 – Wärmeübertrager/Kondensator Kolonnenkopf

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C, ,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 700 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 8,8 MW,
- wärmeübertragende Fläche 550 m²

B4007 – Kondensatbehälter

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 2 bar und 30°C
- Forderung: Kondensatbehälter dient als Pufferbehälter, Volumen größer gewählt,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 25 m³

P4008 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenoxid/Rücklauf

- Medium: wässriges Ethylenoxid,
- Volumenstrom 0,008 m³/s bei 30°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M4009 – Motor für Pumpe P4008

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W4010 – Wärmeübertrager/Verdampfer Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 130°C und 2,5 bar,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 4,9 MW,
- wärmeübertragende Fläche 500 m²

B4011 – Behälter für Umlaufverdampfer W4010

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 2 bar und max. 130 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

P4012 – Pumpe zur Förderung Wasser und Rest Ethylenoxid

- Medium: sehr wässriges Ethylenoxid,
- Volumenstrom 0,002 m³/s bei 30°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M4013 – Motor für Pumpe P4012

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

5.5 Teilanlage 50 Synthese zu Ethylenglykol

P5001 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenoxid

- Medium: wässriges Ethylenoxid,
- Volumenstrom 0,005 m³/s bei 30°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M5002 – Motor für Pumpe P5001

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P5003 – Pumpe zur Förderung Wasser für Reaktion

- Medium: Wasser,
- Forderung mind. 20 fache zu Ethylenoxid
- Volumenstrom 0,03 m³/s bei 25°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M5004 – Motor für Pumpe P5003

- Motortyp: offen, tropfwassergeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

B5005 – Wärmeübertrager/Rohrbündelreaktor für Reaktion zu Ethylenglykol mit Kühlung

- Reaktion läuft bei T 180°C und 18 bar,
- endotherme Reaktion mit einer Reaktionsenthalpie von 95 kJ/mol,
- Forderung, Reaktion soll isotherm bei T 180°C ablaufen,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 190°C und 12 bar,
- Heißdampf mantelseitig,
- Produkt rohrrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,
- Material AISI316,
- Leistung 14,5 MW
- wärmeübertragende Fläche 110 m²

P5006 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,04 m³/s bei 180°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M5007 – Motor für Pumpe P5006

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

5.6 Teilanlage 60 Wasserabtrennung

W6001 – Wärmeübertrager zum teilweise verdampfen Glykol

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 270°C, und 50 bar ,
- Produkt rohrrseitig,
- Heizedampf mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 37 MW,
- wärmeübertragende Fläche 450 m²

W6002 – Flash zur Trennung Dampf- und Flüssigkeitsphase 1. Stufe

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Volumenstrom 137 m³/h bei 210°C und 18 bar,
- Prozessbehälter PN 10,
- Abmessungen ermittelt mit einer Strömungsgeschwindigkeit von 1,1 m/s,
- Höhe 3,0 m, Durchmesser 1,5 m,
- Wandstärke 5 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 10 m³,

W6003 – Wärmeübertrager Kondensation/Verdampfen 1. Stufe

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Kühlmedium wässriges Ethylenglykol bei 172°C und 8 bar,
- Kondensatprodukt rohseitig,
- Kühlmedium verdampft mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 14,4 MW,
- wärmeübertragende Fläche 400 m²

W6004 – Flash zur Trennung Dampf- und Flüssigkeitsphase 2. Stufe

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Volumenstrom 75 m³/h bei 175°C und 8 bar,
- Prozessbehälter PN 10,
- Abmessungen ermittelt mit einer Strömungsgeschwindigkeit von 1,1 m/s,
- Höhe 3,0 m, Durchmesser 1,5 m,
- Wandstärke 5 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 10 m³,

W6005 – Wärmeübertrager Kondensation/Verdampfen 2. Stufe

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Kühlmedium wässriges Ethylenglykol bei 160°C und 5 bar,
- Kondensatprodukt rohseitig,
- Kühlmedium verdampft mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 8,3 MW,
- wärmeübertragende Fläche 600 m²

W6006 – Flash zur Trennung Dampf- und Flüssigkeitsphase 3. Stufe

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Volumenstrom 44 m³/h bei 160°C und 5 bar,
- Prozessbehälter PN 10,
- Abmessungen ermittelt mit einer Strömungsgeschwindigkeit von 1,1 m/s,
- Höhe 3,0 m, Durchmesser 1,5 m,
- Wandstärke 5 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 10 m³,

W6007 – Wärmeübertrager Kondensation/Verdampfen 3. Stufe

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Kühlmedium wässriges Ethylenglykol bei 150°C und 3 bar,
- Kondensatprodukt rohseitig,
- Kühlmedium verdampft mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 4,3 MW,
- wärmeübertragende Fläche 450 m²

W6008 – Flash zur Trennung Dampf- und Flüssigkeitsphase 4. Stufe

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Volumenstrom 28 m³/h bei 150°C und 3 bar,
- Prozessbehälter PN 10,
- Abmessungen ermittelt mit einer Strömungsgeschwindigkeit von 1,1 m/s,
- Höhe 3,0 m, Durchmesser 1,5 m,
- Wandstärke 5 mm,
- Material AISI 304,
- Volumen 10 m³,

W6009 – Wärmeübertrager Kondensation/Verdampfen 4. Stufe

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Kühlmedium wässriges Ethylenglykol bei 140°C und 1 bar,
- Kondensatprodukt rohseitig,
- Kühlmedium verdampft mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 2,2 MW,
- wärmeübertragende Fläche 150 m²

W6010 – Flash zur Trennung Dampf- und Flüssigkeitsphase 5. Stufe

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Volumenstrom 20 m³/h bei 140°C und 1 bar,
- Prozessbehälter PN 10,
- Abmessungen ermittelt mit einer Strömungsgeschwindigkeit von 1,1 m/s,
- Höhe 3,0 m, Durchmesser 1,5 m,
- Wandstärke 5 mm,
- Material AISI 304,
- Volumen 10 m³,

W6011 – Wärmeübertrager Kondensation/Verdampfen 5. Stufe

- Rohrbündelwärmeübertrager,
- Gegenstromwärmeübertrager,
- Kühlmedium wässriges Ethylenglykol bei 120°C und 0,006 bar,
- Kondensatprodukt rohseitig,
- Kühlmedium verdampft mantelseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 2,7 MW,
- wärmeübertragende Fläche 360 m²

B6012 – Dampfstrahl Vakuumpumpe

- Volumenstrom 4796 m³/h,
- Vakuum mit 0,006 bar,
- Bauart nach [40]

W6013 – Wärmeübertrager/Kondensator

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C, ,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 750 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 6,2 MW,
- wärmeübertragende Fläche 55 m²

B6014 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Flüssigkeit bei 2 bar und max. 30°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 25 m³

P6015– Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,005 m³/s bei 80°C,
- Annahme Förderhöhe 1,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M6016– Motor für Pumpe P6015

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

K6017– Rektifikationskolonne

- Kolonne mit Böden bei 1 bar,
- 12 th. Trennstufen,
- 50% mehr Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 1 m,
- Kolonnenhöhe 18 m,
- HETP 1,0 m,
- Abstand zwischen den Böden 1,0 m
- Wandstärke 13 mm
- Effizienz 85%,
- Material AISI316

K6018 – Böden für Rektifikationskolonne K6017

- Ventilböden,
- Fläche insgesamt 15 m²,
- Material AISI316

W6019 – Wärmeübertrager/Kondensator Kolonnenkopf

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k= 750 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 650 kW,
- wärmeübertragende Fläche 15 m²

B6020 – Kondensatbehälter

- Annahme Kondensat nur sehr kurz im Behälter,
- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 1 bar und 99°C,
- Wandstärke 3 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 3,0 m³

P6021 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenglykol/Rücklauf

- Medium: wässriges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 99°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M6022 – Motor für Pumpe P6021

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P6023– Pumpe zur Förderung Produkt Wasser

- Medium: Wasser,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 99°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M6024 – Motor für Pumpe P6023

- Motortyp: offen, tropfwassergeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W6025 – Wärmeübertrager/Verdampfer Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 290°C und 70 bar,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohreseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 5,9 MW,
- wärmeübertragende Fläche 200 m²

B6026 – Behälter für Umlaufverdampfer W6025

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 1 bar und max. 280 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

P6027 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,004 m³/s bei 219°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M6028 – Motor für Pumpe P6027

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

B6029 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Flüssigkeit bei 1 bar und max. 219°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

P6030 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,004 m³/s bei 219°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M6031 – Motor für Pumpe P6030

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

5.7 Teilanlage 70 Abtrennung der Mono-, Di-, Tri-, und Tetraethylenglykole

K7001 – Rektifikationskolonne

- Kolonne mit Böden bei 1 bar,
- 24 th. Trennstufen,
- 50% mehr Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 1,3 m,
- Kolonnenhöhe 36 m,
- HETP 1,0 m,
- Abstand zwischen den Böden 1,0 m
- Wandstärke 20 mm
- Effizienz 85%,
- Material AISI316

K7002 – Böden für Rektifikationskolonne K7001

- Ventilböden,
- Fläche insgesamt 48 m²,
- Material AISI316

W7003 – Wärmeübertrager/Kondensator Kolonnenkopf

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 750 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 1,6 MW,
- wärmeübertragende Fläche 15 m²

B7004 – Kondensatbehälter

- Annahme Kondensat nur sehr kurz im Behälter,
- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 1 bar und 192°C,
- Wandstärke 3 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 3,0 m³

P7005 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenglykol/Rücklauf

- Medium: wässriges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 192°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7006 – Motor für Pumpe P7005

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P7007 – Pumpe zur Förderung Produkt flüssiges Monoethylenglykol

- Medium: flüssiges Monoethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 192°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7008 – Motor für Pumpe P7007

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W7009 – Wärmeübertrager/Verdampfer Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 320°C und 100 bar,
- Heißdampf mantelseitig,
- Produkt rohrrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 3,9 MW,
- wärmeübertragende Fläche 250 m²

B7010 – Behälter für Umlaufverdampfer W7009

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 1 bar und max. 310°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

P7011 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 287°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7012 – Motor für Pumpe P7011

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

B7013 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Flüssigkeit bei 1 bar und max. 287°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

P7014 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 287°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7015 – Motor für Pumpe P7014

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

K7016 – Rektifikationskolonne

- Packungskolonne bei 0,100 bar,
- 24 th. Trennstufen,
- 50% mehr th. Böden laut Erfahrungsregeln,
- Kolonnendurchmesser 1,5 m,
- Kolonnenhöhe 18 m ,
- HETP 0,5 m,
- Wandstärke 13 mm
- Effizienz 85%,
- Material AISI316

K7017 – Packung für Kolonne 7016

- Packungsfläche 250 m²/m³,
- Mellapak 250.Y,
- Material: CS,
- Informationen nach [28], [24]

W7018 – Wärmeübertrager/Kondensator Kolonnenkopf

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 750 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 1,2 MW,
- wärmeübertragende Fläche 15 m²

B7019 – Dampfstrahl Vakuumpumpe

- Volumenstrom 1429 m³/h,
- Vakuum bei 0,100 bar,
- Bauart nach [40]

B7020 – Kondensatbehälter

- Annahme Kondensat nur sehr kurz im Behälter,
- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 0,100 bar und 171°C,
- Wandstärke 3 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 3,0 m³

P7021 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenglykol/Rücklauf

- Medium: wässriges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 172°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7022 – Motor für Pumpe P7021

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P7023 – Pumpe zur Förderung Produkt flüssiges Diethylenglykol

- Medium: flüssiges Diethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 172°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7024 – Motor für Pumpe P7023

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W7025 – Wärmeübertrager/Verdampfer Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 240°C und 30 bar,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohrrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 1,8 MW,
- wärmeübertragende Fläche 120 m²

B7026 – Behälter für Umlaufverdampfer W7025

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter 0,100 bar und max. 130 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

P7027 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 224°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7028 – Motor für Pumpe P7027

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

B7029 – Pufferbehälter

- Sicherstellung von Ausfallzeiten
- Annahme Pufferzeit 24 h,
- Druckbehälter für Flüssigkeit bei 0,100 bar und max. 224°C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 5 mm,
- Volumen 25 m³

P7030 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,003 m³/s bei 224°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7031 – Motor für Pumpe P7030

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600-1/min

K7032 – Rektifikationskolonne

- Packungskolonne bei 0,100 bar,
- 24 th. Trennstufen,
- 50% mehr Böden laut Erfahrungsregeln,
- Maximaler Kolonnendurchmesser 3,0 m gewählt,
- Kolonnenanzahl benötigt 2,
- Kolonnendurchmesser 2,5 m,
- Kolonnenhöhe 18 m,
- HETP 0,5 m,
- Wandstärke 13 mm
- Effizienz 85%,
- Material AISI316

K7033 – Packung für Kolonne 7032

- Packungsfläche 250 m²/m³,
- Mellapak 250.Y,
- Material: CS,
- Informationen nach [28], [24]

W7034 – Wärmeübertrager/Kondensator Kolonnenkopf

- Kondensator,
- Rohrbündelkondensator,
- Kühlmedium Brunnenwasser bei 11°C,
- Produkt mantelseitig,
- Kühlmedium rohrseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung $k = 750 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 3,3 MW,
- wärmeübertragende Fläche 25 m²

B7035 – Dampfstrahl Vakuumpumpe

- Volumenstrom 4430 m³/h,
- Vakuum bei 0,100 bar,
- Bauart nach [40]

B7036 – Kondensatbehälter

- Annahme Kondensat nur sehr kurz im Behälter,
- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 0,100 bar und 224°C,
- Wandstärke 3 mm,
- Material AISI304,
- Volumen 3,0 m³

P7037 – Pumpe zur Förderung wässriges Ethylenglykol/Rücklauf

- Medium: wässriges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 224°C,
- Annahme Förderhöhe 6,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7038 – Motor für Pumpe P7075

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

P7039 – Pumpe zur Förderung Produkt flüssiges Triethylenglykol

- Medium: flüssiges Triethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 224°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0 m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7040 – Motor für Pumpe P7039

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

W7041 – Wärmeübertrager/Verdampfer Kolonnensumpf

- Naturumlaufverdampfer,
- Wärmeträgermedium Wasserdampf bei 260°C und 45 bar,
- Heizedampf mantelseitig,
- Produkt rohreseitig,
- Wärmedurchgangskoeffizient aus Nomogramm zur Abschätzung 1. Stufe $k= 1000 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$,
2. Stufe $k= 1200 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$, 3. Stufe $k= 400 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
- Material AISI316,
- Leistung 3,7 kW,
- wärmeübertragende Fläche 210 m²

B7042 – Behälter für Umlaufverdampfer W7041

- Annahme kontinuierlicher Betrieb,
- Druckbehälter bei 0,100 bar und max. 250 °C,
- Material AISI304,
- Wandstärke 3 mm,
- Volumen 1,0 m³

P7043 – Pumpe zur Förderung flüssiges Ethylenglykol

- Medium: flüssiges Ethylenglykol,
- Volumenstrom 0,001 m³/s bei 241°C,
- Annahme Förderhöhe 4,0m,
- Pumpenwahl laut Erfahrungsregeln: Zentrifugalpumpe, einstufig,
- Wirkungsgrad 65%,
- Material AISI316

M7042 – Motor für Pumpe P7041

- Motortyp: explosionsgeschützt,
- Drehzahl 3600·1/min

6 Kostenschätzung der Musteranlagen

Um eine Kostenschätzung der Musteranlage vorzunehmen wurden die Kosten gemäß der im Anhang D beigefügten Equipment-Liste zusammengefasst. Diese umfasst die jeweilige Anzahl der benötigten Anlagenkomponenten, das jeweilige Symbol und die dazugehörige Komponentenummer. Als Spezifikation der Komponenten wurden die Spalten Technische Daten I und II zugefügt. Folgend sind die jeweiligen Prozessparameter und die Preise der drei verwendeten Kostenquellen aufgeführt. Für einen Preisvergleich wurden die Preise, welche mit der Kostenquelle matches ermittelt wurden, mit Hilfe des Preisindexes auf aktuelle Werte umgerechnet. Nach einem Preisvergleich der drei zur Verfügung stehenden Kostenquellen wurden als Richtwerte die Preise aus dem aktuellen Preisbuch der DACE (Dutch Association of Cost Engineers) [20] gewählt.

Als geeignete Kostenschätzmethode wurden für eine frühe Projektphase die Methoden nach Lang und Hand gewählt. Zudem erfolgt eine Kostenkorrektur anhand der Korrekturfaktoren aus Kapitel 3.2.3. Die einzelnen Werte und Berechnungen können dem beiliegenden Anhang D entnommen werden.

6.1 Kostenschätzmethode anhand Lang-Faktoren

Als erste Kostenschätzung wurde die in Kapitel 3.2.1 zuvor genannte Methode nach Lang verwendet. Als Grundlage der Berechnung wurden die Original Lang-Faktoren für eine typische Fluid-Anlage gewählt. Demnach ergab die Kostenaufstellung aller Hauptanlagenkomponenten folgende Gesamtkosten:

Kosten aus Summe aller Komponenten	11	Mio. €
Zuschlag (Gesamtfaktor mit 4,74 aus 11 Mio. €)	+ 41	Mio. €
Gesamtkosten	52	Mio. €

Die Kostenschätzung nach Lang ergibt demnach eine fixe Investitionssumme von 52 Mio. €.

Im nächsten Schritt wird diese Summe mit den in Kapitel 3.2.3 aufgezeigten Korrekturfaktoren angepasst. Da es sich um eine Musteranlage handelt werden hier die Annahmen getroffen, dass es sich um eine Anlage handelt die größten Teils Material aus Edelstahl verwendet, eine typische chemische Prozesssteuerung beinhaltet und in den USA geplant ist. Nach Gl. 3.2.2-8 ergeben sich nachfolgende Gesamtkosten:

Kosten aus Summe aller Komponenten		11	Mio. €
*4,74	(Lang-Gesamtfaktor)		
*1,28	(Materialfaktor)		
*1,35	(Instrumenten-Faktor)		
Gesamtkosten		90	Mio. €

Demnach ergibt die Kostenschätzung anhand der Korrekturfaktoren für die Methode nach Lang eine fixe Investitionssumme von 90 Mio. €. Zum Zwecke des Vergleiches der Kostenschätzmethode wird im nachfolgenden Abschnitt die Methode nach Hand durchgeführt.

6.2 Kostenschätzmethode anhand Hand-Faktoren

Als weitere Kostenschätzung wird die Methode von Hand verwendet. Anders als bei der zuvor verwendeten Methode werden hier die Faktoren auf die einzelnen Anlagenkomponenten, die in ihrer Art in Gruppen aufgeteilt sind aufgeschlagen. Demnach ergeben sich nachfolgende Komponentenkosten und Gesamtkosten:

Kosten für Kolonnen		4,5	Mio. €
Zuschlag	(Faktor mit 4 aus 4,5 Mio. €)	+ 13,5	Mio. €
Zwischensumme I		18	Mio. €
Kosten für Druckbehälter		+ 1,1	Mio. €
Zuschlag	(Faktor mit 3,5 aus 1,1 Mio. €)	+ 2,7	Mio. €
Zwischensumme II		21,8	Mio. €
Kosten für Wärmeübertrager		+ 3,3	Mio. €
Zuschlag	(Faktor mit 3,5 aus 3,3 Mio. €)	+ 8,3	Mio. €
Zwischensumme III		33,4	Mio. €
Kosten für Pumpen		+ 800	Tsd. €
Zuschlag	(Faktor mit 4 aus 800 Tsd. €)	+ 2,4	Mio. €
Zwischensumme IV		36,6	Mio. €

Übertrag Zwischensumme IV		36,6	Mio. €
Kosten für Verdichter	+	72	Tsd. €
Zuschlag (Faktor mit 3 aus 72 Tsd. €)	+	<u>144</u>	<u>Tsd. €</u>
Zwischensumme V		36,8	Mio. €
Kosten sonstige Ausrüstungen	+	1,0	Mio. €
Zuschlag (Faktor mit 2,5 aus 1 Mio. €)	+	<u>1,5</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme VI		39,3	Mio. €
Kosten für Angebotskostenstellen	+	<u>40</u>	<u>Tsd. €</u>
<u>Gesamtkosten</u>		<u>39,4</u>	<u>Mio. €</u>

Demnach ergibt die Kostenschätzung nach der Methode nach Hand eine fixe Investitionssumme von aufgerundet 40 Mio. €.

Im Weiteren Schritt wird hier ebenfalls eine Kostenschätzung anhand der Korrekturfaktoren vorgenommen. Bei dieser Berechnung wurden die gesamten Korrekturfaktoren verwendet und auf die einzelnen Anlagenkomponenten berechnet. Die entsprechenden Werte können aus der im Anhang D beigefügten Excel-Tabelle entnommen werden. Nach Gl. 3.2.3-9 ergeben sich somit nachfolgende Gesamtkosten:

Kosten für Kolonnen		4,5	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 4,5 Mio. €)	+	<u>40,6</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme I		45,1	Mio. €
Kosten für Druckbehälter AISI304	+	841	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9) aus 841 Tsd. €)	+	<u>6,5</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme II		52,4	Mio. €
Kosten für Druckbehälter CS-Stahl	+	271	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9) aus 271 Tsd. €)	+	<u>1,6</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme III		54,3	Mio. €

Übertrag Zwischensumme III		54,3	Mio. €
Kosten für Wärmeübertrager	+	3,3	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 3,3 Mio. €)	+	<u>25,6</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme IV		83,2	Mio. €
Kosten für Pumpen	+	800	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 800 Tsd. €)	+	<u>7,2</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme V		91,2	Mio. €
Kosten für Verdichter	+	72	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 72 Tsd. €)	+	<u>350</u>	<u>Tsd. €</u>
Zwischensumme VI		91,6	Mio. €
Kosten sonstige Ausrüstungen	+	1,0	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 1 Mio. €)	+	<u>5,3</u>	<u>Mio. €</u>
Zwischensumme VII		97,9	Mio. €
Kosten für Angebotskostenstellen	+	<u>40</u>	<u>Tsd. €</u>
<u>Gesamtkosten</u>		<u>98</u>	<u>Mio. €</u>

Demnach ergibt die Kostenschätzung anhand der Hand-Korrekturfaktoren eine fixe Investitionssumme von 98 Mio. €

7 Kostenstrukturen

Um eine brauchbare Kostenstruktur zur Weiterentwicklung von möglichen Kostenschätzmethoden in einer frühen Projektphase abzuleiten, wurde hier auf die Möglichkeit eines prozentualen Verhältnisses zugegriffen. Da in dieser Projektphase eine Kostenschätzung nur auf Grundlage der vorläufigen Equipment-Liste möglich ist, macht es Sinn eine Kostenstruktur in Abhängigkeit typischer Anlagenstrukturen in Bezug auf die prozentualen Verhältnisse der Komponentengruppen auf die Gesamtanzahl sowie Gesamtkosten aller Anlagenkomponenten vorzunehmen. Die prozentualen Anteile sind nachstehenden aufgeführt:

Komponenten	Anteil / %, bezogen auf die Anzahl
Druckbehälter	20
Kolonnen	5,5
Pumpen	44
Verdichter	2
Wärmeüberträger	22
Sonstige Ausrüstungsgegenstände	6,5

Tab.7-7: Prozentualer Anteil der einzelnen Komponentengruppen auf die Gesamtanzahl der Anlagenkomponenten

Komponenten	Anteil / %, bezogen auf die Gesamtkosten
Druckbehälter	10,5
Kolonnen	41
Pumpen	7,5
Verdichter	1
Wärmeüberträger	30,5
Sonstige Ausrüstungsgegenstände	9,5

Tab.7-8: Prozentualer Anteil der Kosten je Komponentengruppe auf die Gesamtkosten aller Anlagenkomponenten

Die in dieser Arbeit abgeleiteten Musteranlagen, zeigt demnach nachstehende Kostenstruktur auf:

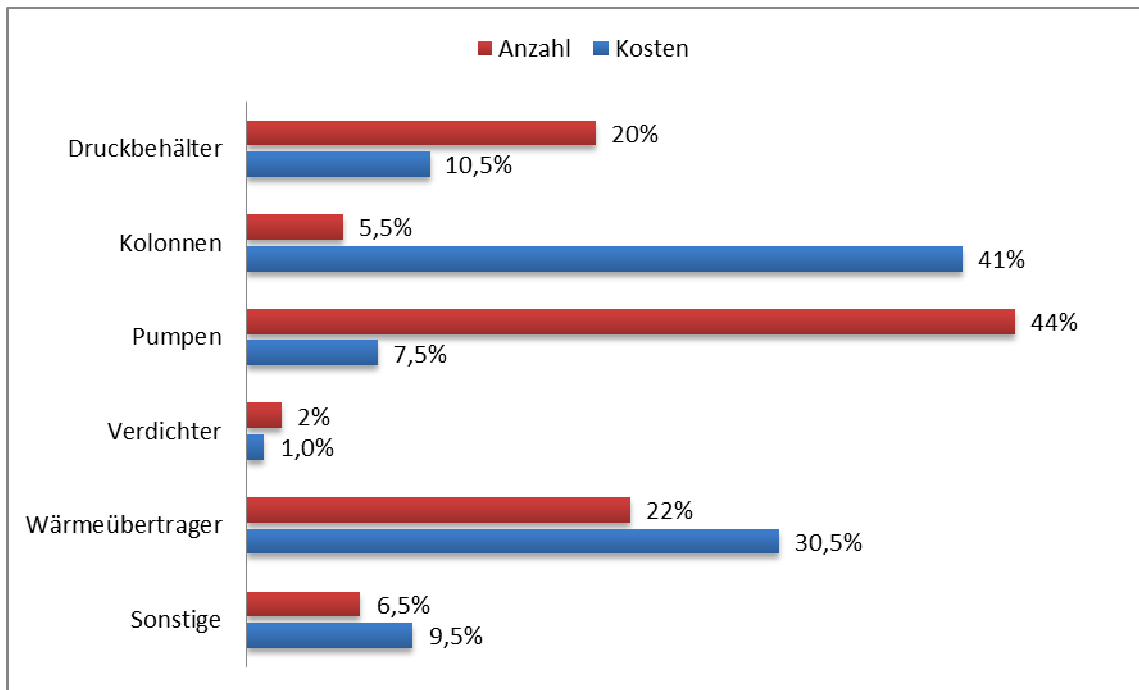


Abb. 7-7: Prozentuales Anzahl- und Kostenverhältnis der Komponentengruppen bezogen auf das Gesamtanlagenequipment.

Die aufgeführte Kostenstruktur steht in ihrer Form für eine typische Fluid-Anlage. Die wesentlichsten Merkmale der hervorgebrachten Musteranlage sind demnach die hohen Kosten der Kolonnen und dessen relativ kleines Anzahlverhältnis in Bezug auf das Gesamtanlagenequipment. Auch die Pumpen, mit ihren relativ geringen Kosten und ihrem hohen Anzahlverhältnis, stehen für ein typisches Merkmal dieses Anlagentyps. Auch die Wärmeübertrager mit ihrem hohen Kostenverhältnis tragen wesentlich zur fixen Investition bei. Die hervorgebrachte Struktur dient der Überprüfung der Kostenverhältnisse anderer Anlagen oder auch der Weiterentwicklung möglicher Kostenschätzmethoden. Die Schwierigkeit die sich hieraus ergibt ist die Tatsache, dass es gelingen muss, die zu vergleichende Anlage dieser Struktur zuzuordnen.

8 Schlussfolgerungen

Abschließen wird in diesem Abschnitt die Erarbeitung der zum Musterprozess gehörenden Hauptausrüstungsgegenstände und deren Auslegung bewertet. Ebenso wird der Abschnitt Kostenschätzung der Musteranlage unter Betrachtung der unterschiedlichen Schätzmethode und deren Korrekturfaktoren diskutiert.

8.1 Bewertungen der Dimensionierung der Hauptausrüstungsgegenstände

Um eine geeignete Musteranlage zur Herstellung von Ethylenglykol abzuleiten, wurden durch Literaturrecherche Möglichkeiten zur Umsetzung recherchiert. Entscheidungen über die Lagerung von Prozessstoffen wie Ethylen, Sauerstoff und Kaliumcarbonat, sowie die Dimensionierung der einzelnen Anlagenkomponenten wurden sorgfältig gewählt, unter der Prämisse eine repräsentative Anlage aufzuzeigen.

So basierte die Entscheidung die Prozessstoffe Ethylen und Sauerstoff flüssig zu lagern unter dem Gesichtspunkt, dass die Anlage an einem unabhängigen Standort steht und mit entsprechend großen Druckbehältern als Lagerbehälter typisch für diesen Anlagentyp ist. Die darauffolgende Verdampfung in einem Naturumlaufverdampfer ist ebenso eine typische Verfahrensweise. Die Naturumlaufverdampfer wurden aufgrund ihrer Effizienz bzw. ihrer geringeren Investitionskosten und Betriebskosten gewählt. Grund ist der pumpenlose Selbstumlauf und als einstufiger Verdampfer stellt er daher einen großen Vorteil dar.

Die Auslegung der einzelnen Wärmeüberträger stellte keine größeren Probleme dar. Durch Abschätzung des Wärmedurchgangskoeffizienten und der Wahl geeigneter Prozesstemperaturen ergaben sich typisches wärmeübertragende Flächen und die entsprechenden Leistungen bzw. Wärmeströme.

Auch die Dimensionierung der Reaktoren, die in dieser Musteranlage beide als Rohrbündelwärmeübertrager fungieren, war recht leicht durchzuführen. Chemcad bot hier mit der Option Stream-Referenz die Möglichkeit, den abzuführenden Wärmestrom auf einen separaten Simulations-Wärmeübertrager zu legen, um dort mit dem Richtigen Wärmedurchgangskoeffizienten die wärmeübertragende Fläche zu berechnen.

Die Entscheidung der in der Teilanlage 10 vorkommenden 3 stufigen Verdichtung, basierte ebenso auf einer typischen Verfahrensweise zur stufenweisen Verdichtung. Hier wurde die Entscheidung jedoch von dem Problem verfolgt, dass die Temperatur nach der 3. Verdichtungsstufe noch nicht der gewünschten Prozesstemperatur entsprach und somit die Zwischenkühlung gering gewählt werden musste. Demnach ergab sich auch die Entscheidung nach der letzten Verdichtungsstufe einen zusätzlichen Wärmeübertrager zu setzen, um den Gasstrom noch auf die entsprechende Prozesstemperatur zu bekommen. Sicherlich wäre hier der Gedanken den Gasstrom in einer Verdichtungsstufe zu fahren auch eine Möglichkeit, doch würden demnach wichtige Merkmale dieses Anlagentyps fehlen. Die Entscheidung über den Verdichtertyp erfolgte auch hier anhand von Erfahrungsregeln und Literaturangaben in Form von Diagrammen zur Auswahl des Verdichtertyps anhand vom Volumenstrom und Druckwerten.

Die Dimensionierung, der in dieser Musteranlage vorkommenden Kolonnen, nahm entsprechend mehr Zeit in Anspruch. Eine sinnvolle Wahl der Kolonneneinbauten erfolgte auch hier durch Recherche über die üblichen Fahrweisen und Erfahrungsregeln. Zudem kamen Probleme der richtigen Trennleistung bzw. Trennstufen, der richtigen Flutung der Kolonne und typische Abmessungen der Kolonne. Zudem kam die Überlegung die letzten zwei Kolonnen der Teilanlage 70 unter Vakuum zu betreiben. Da diese Fahrweise in der Simulation für die letzte Trennaufgabe einen zu großen Durchmesser ergab, erfolgte hier die Entscheidung für einen maximalen Kolonnendurchmesser von 3,0 m. Die letzte Abtrennung der Teilanlage 70 erfolgt demnach in zwei parallel fahrenden Kolonnen.

Die in den Kolonnen vorkommenden Kondensatoren und Sumpfverdampfer stellten wiederum in ihrer Dimensionierung keine Probleme dar. Auch hier wurde mit Hilfe der zuvor erwähnten Stream-Referenz der abgeführte Gas- bzw. Flüssigkeitsstrom in einem als Dummy fungierenden Wärmeübertrager geführt, durch welchen dann durch Wahl des Wärmedurchgangskoeffizienten, die benötigte wärmeübertragende Fläche berechnet werden konnte.

Weiter stellte in der Teilanlage 30 die gekoppelte Absorption und Desorption einige Probleme dar. Die Behandlung des Feststoffes Kaliumcarbonat konnte in der Simulation nicht wie gewünscht umgesetzt werden. Aufgrund dessen erfolgte die Entscheidung anhand eines Reaktors, der als Dummy fungiert, die Hydrolyse von Kaliumcarbonat zu Kaliumhydroxid, durchzuführen. Durch diesen Schritt war es möglich wässriges Kaliumcarbonat dem Prozess beizufügen, um die Dimensionierung der nachgeschalteten Kolonnen und Anlagenkomponenten, im Sinne eine Musteranlage abzuleiten, durchzuführen.

Die in dieser Musteranlage vorkommenden Pumpen zeigten keine Probleme auf. Die Dimensionierung dieser erfolgte über den Volumenstrom des Prozessstroms und der Abschätzung der jeweiligen Förderhöhe. Der Wirkungsgrad der Pumpen wurde ebenfalls aus Erfahrungsregeln

übernommen. Um auch hier die Pumpenwahl bzw. die Anzahl der Pumpen auf einen Stand einer repräsentativen Anlagen zu bringen, erfolgte die Entscheidung aufgrund von Erfahrungsregeln, die Pumpenanzahl auf jeweils zwei hintereinander geschalteten Pumpen zu erhöhen. Diese Entscheidung sichert den kontinuierlichen Prozess durch Minimierung des Pumpenausfallrisikos. Die Anzahl der vorkommenden Pumpen stellt demnach ebenso ein wesentliches Merkmal dieses Anlagentyps dar.

Ein weiterer Abschnitt der Entscheidungen und Überlegungen soll hier noch den in dieser Musteranlage vorkommenden Druckbehältern bzw. Prozessbehältern zu kommen. Die einzelnen Prozessbehälter, ob Kondensatbehälter, Flash-Behälter oder auch Pufferbehälter wurden hier ebenfalls sorgfältig ausgewählt. So erfolgte die Entscheidung Pufferbehälter dem Prozess beizufügen dem Sinn nach, die kontinuierliche Fahrweise sicherzustellen. Hier wurden Druckbehälter gewählt deren Größe für eine Ausfallzeit von vier Schichten bzw. eine Ausfallzeit von max. 24 h absichern. Anders die benötigten Kondensatbehälter die je mit einem kleinen Volumen und für eine kontinuierlichen Betrieb gewählt wurden. Auch die Flash-Behälter die in der Teilanlage 60 einen großen Teil der Musteranlage einnehmen wurden anhand der Überlegung dimensioniert, wie groß dieser Behälter max. sein sollte um eine qualitative Trennung am Phasengleichgewicht zu gewährleisten. So wurden anhand von Nebenrechnungen mittels der Strömungsgeschwindigkeit geeigneten Abmessungen gewählt. So stellen auch letztlich die gewählten Prozessbehälter, eine repräsentative Musteranlage dar.

8.2 Bewertungen der Kostenschätzung der Musteranlage

In diesem Abschnitt wird die vorausgegangene Kostenschätzung der Musteranlage diskutiert und bewertet. Aufgrund der Vielzahl, der in der Literatur vorgeschlagenen Schätzmethoden einer Anlage, erfolgte die Entscheidung, für die in dieser Arbeit vorgeschlagene Musteranlage, zu einem frühen Zeitpunkt der Projektphase, die Kostenschätzung anhand der Hand- und Lang-Faktoren und dessen Korrekturfaktoren durchzuführen. Für eine abschließende Bewertung werden die ermittelten Kosten nachfolgend aufgeführt:

Kostenschätzung	Fixe-Investition in €
Lang-Faktor	52 Mio.
Lang-Faktor mit Korrekturfaktoren	90 Mio.
Hand-Faktoren	40 Mio.
Hand-Faktoren mit Korrekturfaktoren	98 Mio.

Tab.8.2-9: Aufstellung der Fixen-Investitionskosten der einzelnen Kostenschätzmethoden

Die Fixen-Investitionskosten basieren bei beiden Kostenschätzungen auf der Grundlage der reinen Anlagenkomponentenkosten. Da zu dieser Anlage keine Vergleichssumme vorliegt, anhand dessen ein qualitativer Vergleich möglich ist, wird hier ein Richtpreis [23] herangezogen.

Als Richtpreis soll hier die Annahme erfolgen, dass die abschließende Investitionssumme einen Wert hat von 344 Mio. €. Dieser Wert steht für eine ähnliche Fluid-Anlage, die mittels der Lang-Faktoren geschätzt worden ist.

Ausgehend davon werden die in Tabelle 8.2-9 aufgezeigten Summen verglichen und es kann festgestellt werden, dass die Schätzung anhand der Lang-Faktoren ohne die Korrekturfaktoren mit ihrer Summe höher liegt als die Schätzung anhand der Hand-Faktoren. Dies kann z.B. die Folge dessen sein, dass bei der Methode der Lang-Faktoren auch Anteile der Infrastruktur wie zum Beispiel der Baukostenanteil, miterfasst wird. [4] Auch wenn die Summe der fixen Investition nach der Methode nach Lang höher liegt kann festgehalten werden, dass der Lang-Faktor relativ grob ist und die Schätzung anhand der Hand-Faktoren wesentlich differenzierter in Bezug auf die spezifischen Einflüsse auf die Kosten, bewertet wird.

Anders wenn man nun die Summen der Investitionskosten der Schätzmethoden anhand der jeweiligen Korrekturfaktoren vergleicht. Hier ergibt die Schätzung der Hand-Faktoren mit den Korrekturfaktoren eine etwas höhere Summe als die Schätzung anhand der Lang-Korrekturfaktoren.

Jedoch stellt sich an dieser Stelle die Frage, inwieweit der Material-Korrekturfaktor Einfluss auf die Summe der Investitionskosten nimmt. Da die Kostenschätzung anhand der Material-Korrekturfaktoren aus der Arbeit von Peters und Timmerhaus [17] vorgenommen wurde, wird hier nochmals ein Vergleich mit den Material-Korrekturfaktoren aus der Arbeit Brown [11] diskutiert. Die Ermittlung dieser Korrekturfaktoren wurde auf Grundlage der nachstehenden Preise für Stahl und Legierungen [31], [32] vorgenommen:

Aktueller Stahl-Preis	395 €/t	(03.01.2015)
Aktueller Chrom-Preis	265 €/t	(03.01.2015)
Aktueller Nickel-Preis	11.972 €/t	(03.01.2015)

Damit ergibt sich nach Abb. 3.2.3-4 ein Material-Faktor für Komponenten aus AISI316 von 0,8 und für Komponenten aus AISI304 ein Faktor von 0,6.

Die Kostenschätzung ergibt demnach nachstehende Gesamtkosten:

Kosten für Kolonnen	4,5	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 4,5 Mio. €)	+ 23,6	Mio. €
Zwischensumme I	28,1	Mio. €
Kosten für Druckbehälter AISI304	+ 841	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9) aus 841 Tsd. €)	+ 2,6	Mio. €
Zwischensumme II	31,5	Mio. €
Kosten für Druckbehälter CS-Stahl	+ 271	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9) aus 271 Tsd. €)	+ 1,6	Mio. €
Zwischensumme III	33,4	Mio. €
Kosten für Wärmeübertrager	+ 3,3	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 3,3 Mio. €)	+ 14,8	Mio. €
Zwischensumme IV	51,5	Mio. €
Kosten für Pumpen	+ 800	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 800 Tsd. €)	+ 4,2	Mio. €
Zwischensumme V	56,5	Mio. €
Kosten für Verdichter	+ 72	Tsd. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 72 Tsd. €)	+ 350	Tsd. €
Zwischensumme VI	56,9	Mio. €
Kosten sonstige Ausrüstungen	+ 1,0	Mio. €
Zuschlag (Korrekturfaktor nach (Gl.3.2.3-9 aus 1 Mio. €)	+ 2,9	Mio. €
Zwischensumme VII	60,8	Mio. €
Kosten für Angebotskostenstellen	+ 40	Tsd. €
Gesamtkosten	61	Mio. €

Zum Vergleich wurden nachstehend die Gesamtkosten anhand der Lang-Korrekturfaktoren berechnet:

Komponentenkosten	11	Mio. €
*4,74 (Lang-Gesamtfaktor)		
*0,7 (Materialfaktor (mittl.-Wert))		
*1,35 (Instrumenten-Faktor)		
Gesamtkosten	50	Mio. €

Auch hier kann festgestellt werden, dass die Summe der fixen Investition nach der Methode nach Hand höher liegt als nach der Methode nach Lang. Das lässt schlussendlich darauf schließen, dass die Schätzmethode nach Hand ein genaueres Ergebnis liefert. Auch die Material-Korrekturfaktoren beeinflussen das Ergebnis erheblich. Das führt zu der Schlussfolgerung, dass spezifische Einflüsse auf die Kosten der einzelnen Anlagenkomponenten zwingend unterschiedlich bewertet werden müssen.

Abschließend kann zu dem Abschnitt Kostenschätzung festgehalten werden, dass mit den Methoden der Kostenschätzung in einer frühen Phase des Projektfortschrittes relativ hohe Ungenauigkeiten erzielt werden. Ergänzend zu den in dieser Arbeit aufgeführten Korrekturfaktoren wäre eine noch genauere Schätzung anhand weiterer Korrekturfaktoren, wie den Druck- und Temperatur-Korrekturfaktoren möglich und auch sinnvoll, da die Maschinen- und Apparatkosten von diesen Positionen im Wesentlichen beeinflusst werden.

Jedoch eignen sich diese Schätzmethode in Bezug auf das Kosten/Nutzungsverhältnis völlig, denn in einer relativ kurzen Zeit können erste sinnvolle Aussagen über die Wirtschaftlichkeit einer Investition oder Ausschlüsse von Produktionsalternativen getroffen werden.

Hinsichtlich der Aktualität der zur Verfügung stehenden Faktoren besteht begründeter Zweifel, ob diese Faktoren aufgrund von veränderter Technologie oder auch lohnabhängigen Kosten noch qualitativ geeignet sind.

Die in dieser Arbeit hervorgebrachte Musteranlage wird für einen typischen Fluid-Prozess vorgeschlagen. Mit ihrer Kostenstruktur auf Grundlage der Hauptausrüstungsgegenstände und dessen Kostenschätzung stellt sie die Möglichkeit der Weiterentwicklungen dar. Anhand dieser können weitere Anlagen überprüft und verglichen werden. Es wird vorgeschlagen weitere Musteranlagen, welche die Aggregatzustände der am Prozess beteiligten Stoffe Fest-Flüssig und Feststoff aufweisen, abzuleiten. Des Weiteren wird vorgeschlagen eine Pichanalyse anhand der vorgeschlagenen Musteranlage durchzuführen.

9 Literaturverzeichnis

- [1] Kölbel, H.; Schulze, J.: Projektierung und Vorkalkulation in der chemischen Industrie, Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg-New York 1960, S.204.
- [2] Burgert, W., Chem.-Ing.-Tech. 51 (1979) Nr.5, S484-487.
- [3] Humphreys, K., K.: Project and Cost Engineer's Handbook, Marcel Dekker, New York 2005.
- [4] Hirschberg, H.-G.: Handbuch Verfahrenstechnik und Anlagenbau: Chemie, Technik, Wirtschaftlichkeit, Springer-Verlag Berlin-Heidelberg-New York 1999.
- [5] Bliss, H.: The Cost of Process Equipment and Accessories, Trans. A.I.Ch.E. 37 (1941), S763.
- [6] Onken, U.: Chemische Prozesskunde, Georg Thieme Verlag, Stuttgart-New York 1996.
- [7] Rieckmann, Th.: Skript Wärmeübertrager, WS 2014/15.
- [8] Rieckmann, Th.: Skript Kostenschätzung, WS 2014/15.
- [9] Ulrich Gael D., Vasudevan P. T.: Chemical Engineering Process Design and Economics, Process Publishing, Durham, USA 2004.
- [10] Woods, Donald R.: Rules of Thumb in Engineering Practice, Wiley-VCH Verlag-Weinheim 2007.
- [11] Brown Th.: Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers, CRC Press Taylor & Francis Group, London, New York 2006.
- [12] Schulze J., Schembra M.: Schätzung der Investitionskosten bei der Prozessentwicklung, Chem.-Ing.-Tech. 65 (1993) Nr. 1, S. 41-47.
- [13] Prinzing P., Rödl R., Aichert D.: Investitionskosten-Schätzung für Chemieanlagen, Chem.-Ing.-Tech. 51 (1985) Nr. 1, S. 8-14.
- [14] Schwister K., Leven V.: Verfahrenstechnik für Ingenieure, Carl Hanser Verlag, München 2013.
- [15] Rautenbach R., Melin Th.: Membranverfahren Grundlagen der Modul- und Anlagenauslegung, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg 2004.
- [16] Vogel G. H.: Verfahrensentwicklung von der ersten Idee zur chemischen Produktionsanlage, Wiley-VCH Verlag GmbH, Weinheim 2002.
- [17] Peters Max S., Timmerhaus Klaus D.: Plant Design and Economics for Chemical Engineering, McGraw Hill, New York 1991
- [18] Wiley J. & Sons: Process plant equipment: operation, control and reliability, Wiley-VCH Verlag USA 2012.

- [19] Hand W. E.: From Flow Sheet to Cost Estimate, Petroleum Refiner, 1958
- [20] Price Booklet, DACE Dutch Association of Cost Engineers, 30th edition Mai 2014, Publication of BIM Media bv, The Hague, Netherlands
- [21] Sattler K., Kasper W.: Verfahrenstechnische Anlagen Band 1, Wiley-VCH Verlag, Weinheim, New York 2000
- [22] Richter J.: Skript Anlagenplanung, WS 2014/15
- [23] privat Aussage Prof. Dr.-Ing. Thomas Rieckmann
- [24] privat Aussage Dipl.-Ing. Patrick Jansen
- [25] Rebsdatt S., Mayer, D.: Ethylene Glycol, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Wiley-VCH Verlag, Weinheim 2005

10 Internetquellen

- [26] www.linde-gas.de (03.11.2014)
- [27] www.tge-gas.com (03.11.2014)
- [28] www.sulzer.com (25.11.2014)
- [29] www.wego.de (22.12.2014)
- [30] www.ictv.tu-bs.de (02.01.2015)
- [31] www.finanzen.net (03.01.2015)
- [32] www.stahlpreise.eu (03.01.2015)
- [33] www.metric-conversions.org (17.11.2014)
- [34] www.matche.com (17.11.2014)
- [35] www.siemens.com (05.11.2014)
- [36] www.pubs.acs.org (18.12.2014)
- [38] www.prozesstechnik-online.de (18.12.2014)
- [39] www.itv.rwth-aachen.de (19.01.2015)
- [40] www.gea-wiegand.de (20.01.2015)

Anhang

Dieser Arbeit sind nachfolgende Dokumente angehängt:

- Anhang A – Equipment-Liste der Musteranlage
- Anhang B – Vereinfachtes Fließbild, aufgeteilt in Teilanlagen
- Anhang C – Vereinfachtes Fließbild, Gesamtanlage

Die zu dieser Arbeit gehörende CD enthält weitere Anhänge zu diesem Projekt. Auf der CD ist folgende Ordnerstruktur hinterlegt:

- Anhang D – Equipment-Liste mit Preisberechnungen
- Anhang E – Simulations-Modell der Musteranlage
- Anhang F – Bachelorarbeit
 - Anhang C – Vereinfachtes Fließbild, Gesamtanlage

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
1	1001	B	Behälter	Lagertank	externe Kühlung	CS	300		32,2	-21	25
1	1005	B	Behälter	Lagertank	isoliert	CS	80		5,8	-145	18
1	1007	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			250	15
1	1009	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			250	15
1	2016	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			40	2
1	2017	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			21	2
1	3001	B	Behälter	Silo	keine Forderungen	Polyester	310			25	
1	3006	B	Behälter	Rührbehälter / beheiztem Mantel	mit Gleitringdichtung PN 6	AISI316	30			25	2
1	3011	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			30	2
1	3020	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			100	3
1	3022	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			130	1
1	3024	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	3			120	1
1	4007	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	25			30	2
1	6014	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			80	1
1	6020	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	3			99	1
1	6026	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			280	1
1	6029	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			219	1
1	7004	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	3			192	1
1	7010	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			310	1
1	7013	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			287	1
1	7020	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	3			171	0,100
1	7026	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			130	0,100
1	7029	B	Behälter	Pufferbehälter	Wandstärke 5 mm	AISI304	25			224	0,100
2	7036	B	Behälter	Kondensatbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	3			224	0,100

Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 1

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
2	7042	B	Behälter	Umlaufbehälter	Wandstärke 3 mm	AISI304	1			250	0,100
1	6012	D	Dampfstrahl V.-Pumpe	Dampfstrahl Vakuumpumpe					4796		
1	7019	D	Dampfstrahl V.-Pumpe	Dampfstrahl Vakuumpumpe					1429		
2	7035	D	Dampfstrahl V.-Pumpe	Dampfstrahl Vakuumpumpe					4430		
1	6002	F	Flash	Prozessbehälter	d= 1,5 m / H= 3,0 m	AISI304	5			210	18
1	6004	F	Flash	Prozessbehälter	d= 1,5 m / H= 3,0 m	AISI304	5			175	8
1	6006	F	Flash	Prozessbehälter	d= 1,5 m / H= 3,0 m	AISI304	5			160	5
1	6008	F	Flash	Prozessbehälter	d= 1,5 m / H= 3,0 m	AISI304	5			150	3
1	6010	F	Flash	Prozessbehälter	d= 1,5 m / H= 3,0 m	AISI304	5			140	1
1	2003	K	Kolonne	Füllkörperkolonne	d=0,5 m / H= 10 m / HETP 0,91 m	AISI316				25	2
1	2004	K	Füllkörper	Bialecki-Ring	d=25mm	Titan					
1	3009	K	Kolonne	Füllkörperkolonne	d= 1 m / H= 32 m / HETP 0,91 m	AISI316				35	2
1	3010	K	Füllkörper	Bialecki-Ring	d= 25 mm	Titan					
1	3015	K	Kolonne	Packungskolonne	d= 2 m / H= 18 m / HETP 0,5 m	AISI316				120	2
1	3016	K	Packungen	Mellapak 250.Y		AISI304					
1	4004	K	Kolonne	Kolonne mit Böden	d= 1,8 m / H= 18 m / HETP 1 m	AISI316				120	2
1	4005	K	Böden	18 Böden	Ventilböden	AISI316		45,8			
1	6017	K	Kolonne	Kolonne mit Böden	d= 1,0 m / 18 m / HETP 1,0 m	AISI316				100	1
1	6018	K	Böden	18 Böden	Ventilböden	AISI316		14,13			
1	7001	K	Kolonne	Kolonne mit Böden	d= 1,3 m / H= 36 m / HETP 1,0 m	AISI316				192	1
1	7002	K	Böden	36 Böden	Ventilböden	AISI316		48			
1	7016	K	Kolonne	Packungskolonne	d= 1,5 m / H= 18 m / HETP 0,5 m	AISI316				172	0,100
1	7017	K	Packungen	Mellapak 250.Y		AISI316					

Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 2

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
2	7032	K	Kolonne	Packungskolonne	d= 2,5 m / H= 18 m / HETP 0,5 m	AISI316				224	0,100
2	7033	K	Packungen	Mellapak 250.Y		AISI316		207			
2	1003	M	Motor	explosions proof	3600 RPM	AISI316					
2	2006	M	Motor	Open drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	2008	M	Motor	explosions proof	3600 RPM	AISI316					
2	2011	M	Motor	explosions proof	3600 RPM	AISI316					
2	2014	M	Motor	explosions proof	3600 RPM	AISI316					
2	3005	M	Motor	Open drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	3008	M	Motor	Open-drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	3013	M	Motor	open-drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	3018	M	Motor	Open drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	3026	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	3028	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	4002	M	Motor	Open drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	4009	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	4013	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	5002	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	5004	M	Motor	Open drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	5007	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	6016	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	6022	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	6024	M	Motor	open-drip-proof	3600 RPM	AISI316					
2	6028	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	6031	M	Motor	explosions-proof	3601 RPM	AISI316					
2	7006	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
2	7008	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7012	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7015	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7022	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7024	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7028	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	7031	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
4	7038	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
4	7040	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
4	7044	M	Motor	explosions-proof	3600 RPM	AISI316					
2	1002	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			20	-21	26
2	2005	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			7,2	25	2
2	3004	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			12,5	25	2
2	3007	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			12,5	25	2
2	3012	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			13	30	2
2	3017	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			25	25	3
2	3025	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			16,5	100	2
2	3027	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			3,6	170	2
2	4001	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			25,5	20	2
2	4008	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			27	30	5
2	4012	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			7,3	120	3
2	5001	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			18	30	18
2	5003	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			123	25	18
2	5006	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			137	180	18
2	6015	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			16	80	2

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
2	6021	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,5	99	2
2	6023	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,5	99	2
2	6027	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			15	219	1
2	6030	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			15	219	1
2	7005	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,1	192	2
2	7007	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,1	192	2
2	7011	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			11	287	2
2	7014	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			11	287	2
2	7021	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,5	172	2
2	7023	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,5	172	2
2	7027	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			9,5	224	2
2	7030	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			9,5	224	2
4	7037	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,7	224	2
4	7039	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,7	224	2
4	7043	P	Pumpe	Zentrifugalpumpe	n=65%	AISI316			4,5	241	2
1	3003	S	Dosierschnecke		d= 1,0 m / L= 32 m	CS					
1	2007	V	Verdichter	Drehkolbenverdichter	kW 10	CS			338	40	4
1	2010	V	Verdichter	Drehkolbenverdichter	kW 12	CS			338	60	8
1	2013	V	Verdichter	Schraubenverdichter	kW 12	CS			338	100	15
1	1004	W	Wärmeübertrager	Verdampfer	kW 60	AISI316		25		-30	26
1	1006	W	Wärmeübertrager	Naturumlaufverdampfer	kW 2570	AISI316		25		260	15
1	1008	W	Wärmeübertrager	Naturumlaufverdampfer	kW 950	AISI316		15		250	15
1	1010	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 10031	AISI316		100		250	15
1	2001	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 815	AISI316		30		150	15
1	2002	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	KW 3290	AISI316		320		20	15

Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 5

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
1	2009	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 10	AISI316		5		60	4
1	2012	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 5	AISI316		5		100	8
1	2015	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 21	AISI316		10		250	15
1	3014	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 170	AISI316		10		40	3
1	3019	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 2590	AISI316		75		100	3
1	3021	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 1516	AISI316		90		130	2
1	3023	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 10111	AISI316		2000		120	2
1	3029	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 10	AISI316		5		40	2
1	4003	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 9300	AISI316		240		200	2
1	4006	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 8774	AISI316		550		30	2
1	4010	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 4890	AISI316		500		130	2
1	5005	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 14500	AISI316		370		180	18
1	6001	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 37500	AISI316		450		210	18
1	6003	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 14477	AISI316		400		175	18
1	6005	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 8304	AISI316		600		160	5
1	6007	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 4319	AISI316		450		150	3
1	6009	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 2175	AISI316		150		140	1
1	6011	W	Wärmeübertrager	Rohrbündelwärmeübertrager	kW 2693	AISI316		360		120	0,006
1	6013	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 6210	AISI316		55		80	1
1	6019	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 650	AISI316		15		103	1
1	6025	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 5970	AISI316		200		280	1
1	7003	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 1577	AISI316		15		197	1
1	7009	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 3940	AISI316		250		310	1
1	7018	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 1214	AISI316		15		173	0,100
1	7025	W	Wärmeübertrager	Naturumlauferdampfer	kW 1820	AISI316		120		130	0,100

Anzahl	Nr.	Symbol	Bezeichnung	Technische Daten I	Technische Daten II	Werkstoff	V [m³]	A [m²]	F [m³/h]	T [°C]	P [bar]
2	7034	W	Wärmeübertrager	Kondensator/Rohrbündel	kW 3316	AISI316		25		224	0,100
2	7041	W	Wärmeübertrager	Naturumlaufverdampfer	kW 3700	AISI316		210		250	0,100
1	3002	Z	Zellenradschleuse	Öffnung 500x500 mm	kW 0,75						

Anhang A: Equipment-Liste der Musteranlage, Abschnitt 7

