

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwassererzeugung in Entwicklungsländern

**Diplomarbeit
zur Erlangung des akademischen Grades
Diplomingenieur**

eingereicht von: Josef Georg Buchinger

Vorwort:

Diese Diplomarbeit wurde fernab der Montanuniversität Leoben verfasst. Mit dem für Montanisten ungewöhnlichen Thema wurde ich freundlichst am Institut für Wasserversorgung, Gewässerökologie und Abfallwirtschaft - Abteilung für Siedlungswasserbau, Industrierwasser-wirtschaft und Gewässerschutz von Ao.Univ.Prof.Dipl-Ing.Dr. R. Haberl aufgenommen und betreut.

Meine persönliche Motivation für dieses Thema kommt aus meinem langjährigen Wunsch, aktiv in der Entwicklungszusammenarbeit tätig zu sein. Zu Beginn meiner Diplomarbeit war ich voller Hoffnung, einen Auslandsdienst als Ersatz für den Zivildienst in Afrika leisten zu können. Die Diplomarbeit war Teil meiner Vorbereitung auf diesen Einsatz.

Hiermit bedanke ich mich aufrichtig bei Helmut Jung vom IWGA-SIG für Inspiration und Sinnggebung dieses Themas und die Beratung in entwicklungspolitischen Belangen des Wassersektors. Ohne ihn wäre es mir auch nicht möglich gewesen, den aufgestellten Zeitplan einzuhalten. Grossen Dank auch an Werner Weiss für die Beratung am Gebiet der Nutzung von Sonnenenergie, als auch für die volle Unterstützung und das Vertrauen seitens der AEE-INTEC. Herzlichen Dank auch an die Mitarbeiter der AEE-INTEC für die sehr freundliche Aufnahme. Weiters bedanke ich mich bei O.Univ.Pro.Dipl-Ing.Dr.mont. W.L. Keplinger und dem VTIU, meinem Stamminstitut, für die positive Handhabung dieser ungewöhnlichen Thematik.

Ein besondere Dank an meine Eltern, für die Ermöglichung des Studiums, und an Iris und Franzi, die maßgeblich an einer verständlichen Endfassung dieser Diplomarbeit beteiligt waren.

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	1
Abstract.....	4
Kurzfassung.....	4
Abkürzungsverzeichnis.....	5
Tabellenverzeichnis.....	6
Abbildungsverzeichnis.....	7
Abbildungsverzeichnis.....	7
1 Einleitung.....	10
2 Ziele.....	11
2.1 Forschungsfragen.....	11
2.2 Begründung.....	11
2.3 Methodik.....	11
3 Rahmenbedingungen.....	12
3.1 Zielgebiet 1.....	13
3.2 Zielgebiet 2.....	14
3.3 Wasserbedarf.....	15
3.4 WHO – Qualitätsvorgaben für Trinkwasser.....	16
4 Grundlagen.....	18
4.1 Eigenschaften von Salzwasser.....	18
4.2 Solarthermische Grundlagen.....	19
4.2.1 Solarstrahlung.....	19
4.2.2 Solarthermische Energieumwandler.....	20
4.3 Thermodynamische Grundlagen.....	26
4.3.1 Reversible Entsalzungsarbeit als theoretische Untergrenze des spezifischen Energiebedarfes.....	27
4.3.2 Wärmerückgewinnungsfaktor (GOR).....	28
5 Allgemeine Verfahrensbeschreibung.....	28
5.1 Destillationsverfahren.....	29
5.1.1 Single-Effekt Destillation.....	29
5.1.2 Mehrstufenverdampfung (MSF).....	29
5.1.3 Multi-Effekt Destillation (MED).....	30
5.1.4 Multi Effect Humidification (MEH).....	31

5.2	Membranverfahren	32
5.2.1	Umkehrosmose (RO).....	32
5.2.2	Elektrodialyse (ED).....	34
5.2.3	Membrandestillation	34
5.3	Weitere Verfahren.....	35
5.3.1	Vapor Compression (VC)	35
5.3.2	Sprühverdampfer (RSD).....	37
5.3.3	Pflanzen.....	38
5.3.4	Frieren	38
5.4	Zusammenfassung und Gegenüberstellung.....	39
6	Verfahren mit solarthermischen Antrieb.....	43
6.1	Solardestillen	44
6.1.1	Notversorgung	46
6.1.2	Becken/Wannen	47
6.1.3	Docht	49
6.1.4	Externe Kondensation	51
6.1.5	Mehrfacheffekt-Kombinations-Destille.....	51
6.1.6	Weitere Varianten der Solardestille	52
6.1.7	Übersicht technischer Daten von Solardestillen	56
6.2	Feuchtluftdestillen.....	56
6.2.1	Interdisziplinäre Projektgruppe für Angepasste Technologien (IPAT)	58
6.2.2	Sonne+Energie GmbH	60
6.2.3	Kapillarfilm-Destille	63
6.2.4	Übersicht technischer Daten von Feuchtluftdestillen.....	65
6.3	Multi Effect Humidification (MEH)	65
6.3.1	Bayerische Zentrum für Angewandte Energieforschung (ZAE Bayern) 68	
6.3.2	Erfinderklub	71
6.4	Multi Stage Flash (MSF)	73
6.5	Multi-Effekt Destillation (MED).....	74
6.5.1	Gaza	74
6.5.2	Brasilien.....	76
6.5.3	Plataforma Solar de Almeria.....	77
6.5.4	Abu Dhabi.....	78
6.6	Membrandestillation.....	80

6.7	Sprühverdampfer	81
6.8	Gegenüberstellung	83
7	Auswahl der Verfahren	90
7.1	Zielgebiet 1	91
7.2	Zielgebiet 2	91
7.3	Pilotanlage	93
8	Kriterien und Empfehlungen	93
8.1	Materialauswahl	95
8.2	Pumpensysteme und Speicher	98
8.3	Kollektoren	100
8.4	Wärmetauscher	101
8.5	Rohwasseraufbereitung	101
8.6	Trinkwasseraufbereitung	102
8.7	Entsorgung des Konzentrates	104
8.8	Wirtschaftlichkeit	105
9	Ausblick	107
10	Zusammenfassung	108
11	Literaturverzeichnis	109
Anhang	116

Abstract

This thesis is concentrated on solar sea and brackish water desalination in order to produce potable water for developing countries. It introduces two countries as major destinations. Target was to find the best available technology. A review on conventional desalination processes is given. A research in present reports and documents for the state of the art and development of solar powered desalination is presented in the next step. Methods, pro's and con's of solar stills, multi effect humidification-dehumidification, multi effect distillation, membrane distillation and rapid spray evaporators are discussed in detail. Based on these results major criteria are developed. Four desalination plants for specific use are recommended. Further aspects of solar desalination concentrating on decentralised action in developing countries are listed and discussed.

Kurzfassung

Eine Diplomarbeit über solarthermisch angetriebene Meer- und Brackwasserentsalzungsverfahren zur Trinkwassererzeugung in zwei ausgesuchten Entwicklungsgebieten wurde erstellt. Ziel war die Suche nach den angepassten Technologien. Dazu wurde ein Überblick über sämtliche konventionelle Entsalzungsverfahren gegeben. Anhand einer umfassenden Literaturstudie wurde der Stand der Technik und Entwicklung der solarthermisch angetriebenen Technologien ermittelt. Die Methoden, Vor- und Nachteile von einfachen Solardestillen, Feuchtluftdestillen, Mehrstufen Be- und Entfeuchtungsanlagen, Multieffekt-Destillationsanlagen, Membrandestillation und Sprühverdampfer wurden ausführlich erörtert und verglichen. Daraus resultierend wurden Kriterien abgeleitet, anhand derer vier verschiedene Verfahren aus aktueller Forschung und Entwicklung ausgesucht und empfohlen wurden. Weitere Aspekte und Faktoren der solarthermischen Entsalzung für den dezentralen Einsatz in Entwicklungsländer wurden gelistet und diskutiert.

Abkürzungsverzeichnis

ED	Elektrodialyse
EDS	European Desalination Society
ETC	Evacuated Tube Collector
EZA	Entwicklungszusammenarbeit
FPC	Flachplattenkollektor
GFK	Glasfaserverbund-Kunststoff
GOR	Gained Output Ratio, Wärmerückgewinnungsfaktor
HD	Humidification-dehumidification
IDA	International Desalination Association
IPAT	Interdisziplinäre Projektgruppe für angepasste Technologien
ITDG	Intermediate Technology Development Group
MD	Membrandestillation
MED	Multiple Effect Distillation, Multi-Effekt Destillation
MEDRC	Middle East Desalination Research Center
MEH	Multi Effect Humidification, Mehrfach Verdunstung
MSF	Multi Stage Flash evaporation, Mehrstufenverdampfung
ÖEZA	Österreichische Entwicklungszusammenarbeit
o.J.	ohne Jahr
PP	Polypropylen
PU	Polyurethan
PV	Photovoltaik
RO	Reverse Osmosis, Umkehrosmose
RSD	Rapid spray desalination, Sprühverdampfer
RSE	Rapid Spray Evaporation
SP	Solar Pond, Solar Teiche
TDS	Total Dissolved Solids, Gesamtgehalt gelöster Feststoffe
TRY	Test Reference Year
TW	Trinkwasser
VC	Vapor Compression, Brüdenkompression
VRK	Vakuumröhrenkollektor
WHO	World Health Organisation , Weltgesundheitsorganisation
ZAE	Zentrum für angewandte Energieforschung

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Wasserbedarf von Mensch, Tier und Landwirtschaft (AYOUB/ALWARD, 1996).....	15
Tabelle 2: Übersicht von Daten bereits vorgestellter Entsalzungsanlagen.	42
Tabelle 3: Technische Daten der Solardestillen.....	56
Tabelle 4: Übersicht über die technischen Daten der Feuchtluftdestillen	65
Tabelle 5: Übersicht von technischen Daten einiger MEH-Verfahren, Teil 1.	86
Tabelle 6: Übersicht von technischen Daten einiger MEH-Verfahren, Teil 2.	87
Tabelle 7: Übersicht von technischen Daten einiger MED-Verfahren.....	88
Tabelle 8: Übersicht von technischen Daten einiger weiteren thermischen Entsalzungsverfahren.	89

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: a) Einfluss optischer und thermischer Verluste auf den Kollektorwirkungsgrad; b) Strahlungsabhängigkeit der Wirkungsgradkennlinie (MARKO/BRAUN, 1997).....	22
Abbildung 2: Typische Kennwerte für verschiedene Kollektortypen, bezogen auf die Aperturfläche. Die Kennwerte geben bloß Anhaltspunkte (MARKO/BRAUN, 1997).....	23
Abbildung 3: Grundprinzip von Entsalzung	29
Abbildung 4: Prinzipskizze einer MSF-Anlage (BUROS, 2000)	30
Abbildung 5: Prinzipskizze einer MED-Anlage mit horizontalen Röhren (BUROS, 2000).....	31
Abbildung 6: Gegenüberstellung von Elektrodialyse und Umkehrosmose (BUROS, 2000).....	32
Abbildung 7: Prinzip der Membrandestillation (ROMMEL, 2003).....	35
Abbildung 8: Prinzipskizze einer mechanischen VC-Anlage (BUROS, 2000).	36
Abbildung 9: Schema einer Gefrier-Entsalzungsanlage mit einem <i>Vacuum-Freezing Vapor-Compression Process</i> (BUROS, 1980).....	39
Abbildung 10: Installierte Entsalzungskapazitäten der unterschiedlichen Verfahren	40
Abbildung 11: Verteilung von Entsalzungskapazitäten nach Weltregionen	41
Abbildung 12: Solardestille in Las Salinas, Chile, 1872 (JANISCH/DRECHSEL, 1984).....	44
Abbildung 13: Skizze der einfachsten solaren Destillation.....	46
Abbildung 14: Skizzen und Größenvergleich des Watercone® (AUGUSTIN, 2003)	47
Abbildung 15: Prinzipieller Aufbau der EPSEA-Anlagen (EPSEA, o.J.).	48
Abbildung 16: Bild der Anlagen von EPSEA bei Anapra Orqhange, Mexico (EPSEA, o.J.).....	48
Abbildung 17: Prinzipskizze einer Docht-Destille (ROSENDAHL SYSTEM GMBH, 2003).....	49
Abbildung 18: Bild einer Kleinstanlage „F6 mini“ von ROSENDAHL SYSTEM GMBH (2003).	50
Abbildung 19: Schema der Destille mit externem Kondensator (EL-BAHI/INAN, 1999).....	51
Abbildung 20: Mehrfacheffekt-Kombinations-Destille nach TANAKA (2000).....	52

Abbildung 21: Solare Destille mit Vorwärmung von Delyannis (JANISCH/DRECHSEL, 1984).....	58
Abbildung 22: Querschnitt der <i>einfachen IPAT-Anlage</i> (JANISCH/DRECHSEL, 1984).....	59
Abbildung 23: Schnitt durch ein Modul der Firma <i>SONNE + ENERGIE GMBH</i> (2003).	61
Abbildung 24: Prinzipieller Schnitt durch ein Modul der Firma <i>Sonne + Energie GmbH</i>	62
Abbildung 25: Schema einer kompletten Entsalzungsanlage der <i>SONNE + ENERGIE GMBH</i> (2003).....	63
Abbildung 26: Schematische Gesamtdarstellung einer Feuchtluftdestillationsanlage (MÜLLER-HOLST, 2002).....	66
Abbildung 27: Prinzipielle Anordnung einer MEH-Anlage (MÜLLER-HOLST, 2002).	67
Abbildung 28: Meerwasserentsalzungsanlage mit direkt durchströmten Solarkollektoren und meerwasserbeständigem Speichertank. Verrohrungsschema der Anlage in Gran Canaria (MÜLLER-HOLST, 2002)....	69
Abbildung 29: Aufbau des SODESA-Kollektors. Unter den Absorberrohren (Kreise) befindet sich ein Zickzack-Reflektor (© 2001 Fraunhofer ISE).....	70
Abbildung 30: Außenansicht der Meerwasserentsalzungsanlage Pozo Izquierdo, Gran Canaria, SODESA (MÜLLER-HOLST/SCHÖLKOPF, o.J.).	70
Abbildung 31: Außenansicht der Meerwasserentsalzungsanlage im Oman (MÜLLER-HOLST/SCHÖLKOPF, o.J.).....	71
Abbildung 32: Schema der Entsalzungsanlage mit Nachtspeicher INSTI-ERFINDERCLUB (2003).....	72
Abbildung 33: Bild der Demonstrationsanlage des INSTI-ERFINDERCLUB (2003).	73
Abbildung 34: Schematische Darstellung der dreistufigen MED von Ebara Corporation in Gaza (ABU-JABAL, 2001).....	75
Abbildung 35: Skizze einer Mehrstufendestille für solarthermischen Antrieb des Solar Institut Jülich (MÜLLER, o.J.).....	76
Abbildung 36: Bild der Pilotanlage des SIJ in Brasilien (MÜLLER, o.J.).....	77
Abbildung 37: Solarthermische Meerwasserentsalzungsanlage in Abu Dhabi (EL-NASHAR, 2001).....	79
Abbildung 38: Bild der Entsalzungsanlage bei Abu Dhabi (EL-NASHAR, 2001).....	79

Abbildung 39: Prinzip der MD mit interner Wärmerückgewinnung (ROMMEL, 2003).	80
Abbildung 40: Schema des Sprühverdampfer-Verfahrens (CHAFIK, 2002).	81
Abbildung 41: h - x -Diagramm mit eingezeichneter schrittweiser Befeuchtung der Luft (CHAFIK, 2003).	82
Abbildung 42: Bild eines Verdampfers aus Wellpappe-Kassetten (CHAFIK, 2003). 83	
Abbildung 43: Vergleich der Anteile von Energie, Wartungs und Investitionskosten für drei Verfahrenstypen nach BACHA (1999).....	84
Abbildung 44: Kosten pro Produkteinheit als Funktion der Amortisationsdauer für drei verschiedenen Verfahrenstypen nach BACHA (1999).....	85
Abbildung 45: Schaukelpumpe der Salesianer zur Grundwasserförderung (JUGEND EINE WELT, 2003).	99

1 Einleitung

1,2 Milliarden Menschen hatten im Jahr 2000 keinen Zugang zu sauberem Trinkwasser. Mit der Millenniums-Erklärung (UNO, 2000) setzt sich die internationale Staatengemeinschaft das konkrete Ziel, den Anteil jener Menschen die hygienisches Trinkwasser nicht erreichen oder es sich nicht leisten können, bis zum Jahr 2015 zu halbieren. Daher wurde auch das Jahr 2003 von der UNO zum internationalen Jahr des Frischwassers erklärt.

Unser blauer Planet Erde hat genügend Wasser. 97 % davon sind Salzwasser und daher nicht trinkbar. Die Aufbereitung von Salzwasser zu Trinkwasser ist jedoch möglich. Täglich werden 25 Millionen m³ Meer- und Brackwasser entsalzt. Und obwohl 70 % der Weltbevölkerung an Meeresküsten leben, werden nur 0,25 % des gesamten Frischwassers mittels Entsalzungsanlagen erzeugt.

Derzeitige Entsalzungsanlagen werden zum Großteil mit fossiler oder nuklearer Energie betrieben. Beide Energieversorgungssysteme sind bedrohlich, problematisch und langfristig teuer.

Meerwasserentsalzung und erneuerbare Energien, im Speziellen Windenergie, thermische und elektrische Solarenergie, passen sehr gut zusammen. Sehr oft wird die Entsalzung von Meerwasser gerade dort benötigt wo ausreichend Sonnenenergie zur Verfügung steht. Ganz besonders geeignet sind solche Anlagen im dezentralen Betrieb, in Gebieten mit schwacher Infrastruktur.

Ist in einem Gebiet mit gut entwickelter Infrastruktur entsalztes Trinkwasser notwendig, steht meist auch genügend konventionelle Energie zur Entsalzung bereit. Gleichzeitig ist auch der Wasserbedarf pro Person größer als 10 l/d.

In weniger entwickelten Gebieten mit schwacher Infrastruktur sind Energieversorgungssysteme, basierend auf erneuerbaren Energien, meist die zuverlässigsten. Weiters kommen Personen in kleinen, dörflichen Gemeinschaften der Entwicklungsländer mit weniger als 10 l Trinkwasser pro Tag aus.

Aufgrund dieser Tatsachen erscheint es logisch, Entsalzungsanlagen zu entwickeln, die mit erneuerbarer Energie betrieben werden können. Leistbare Verfahren mit stabilen Betriebsbedingungen und geringem Wartungsbedarf sind notwendig.

2 Ziele

affordable, manageable, adaptable bzw. ***expandable***, das sind die Schlagwörter der Österreichischen Entwicklungszusammenarbeit als Kriterien für die Förderung von technischer Infrastruktur in EZA-Projekten. (BMAA, 2001)

2.1 Forschungsfragen

- Was sind die vertretbaren Anwendungen bester verfügbarer Technologien im Bereich solarthermischer Meer- und/oder Brackwasserentsalzung im Hinblick auf die Verwendung als dezentrale Trinkwasserversorgung in ausgesuchten Entwicklungsgebieten?
- Welche Kriterien und Maßstäbe gibt es für den Vergleich von bestehenden Verfahren?

2.2 Begründung

Das IWGA-SIG sowie die AEE INTEC möchten ihre bisherigen Aktivitäten in der EZA um das Thema der solarthermischen Entsalzung erweitern, dabei aber *das Rad nicht neu erfinden*. Sie wollen bisherige Technologievarianten und deren Risiken und Potentiale einschätzen, um sie auch sinnvoll in EZA-Projekte integrieren zu können. Um nicht einer „Ideologie“ zu folgen ist es notwendig die vielfältige Technik der solarthermischen Entsalzung zu erörtern.

2.3 Methodik

Eine Fundierung im technischen Bereich zur Trinkwassererzeugung mittels solarthermischer Technologie fußt auf Folgendem: Die Einführung in ausgesuchte technische Grundlagen und Präsentation der Entsalzungsprinzipien um eine Übersicht zu erlangen.

Weiters werden aktuelle Technologien vorgestellt und studiert. Ausgeschlossen sind Anlagen welche mit Photovoltaik oder Wind betrieben werden (z.B. PV-RO und VC¹).

Eine Gegenüberstellung der Verfahren, wobei anlagenspezifische wie allgemeines Gedankengut verglichen wird, führt zu Empfehlungen.

Diese richtungweisenden Vorschläge möchten Erfahrungsschwerpunkte und tiefere Auswertungen hinsichtlich solarer Meerwasserentsalzung verbinden.

Literarische Auseinandersetzungen in unterschiedlichster Form finden sich in der technischen Fachliteratur wie im Internet (siehe Literaturverzeichnis). Forschungsberichte in einschlägigen Magazinen, Sammelbände von Kongressen sowie Werbebroschüren von Produzenten und Publikationen von Organisationen auf dem Gebiet der Entsalzung versuchen zu überzeugen. Gezieltes persönliches Nachfragen, Interviews und Email-Verkehr sowie das Projekt einer Pilotanlage sollen hierin mehr Klärung schaffen.

3 Rahmenbedingungen

Menschen in aller Welt versuchen erst einmal ihren Bedarf an Trinkwasser aus Seen, Flüssen und Brunnen zu decken. Doch jahreszeitliche Schwankungen des Niederschlages können diese Wasserversorgung gefährden. Deshalb sind Regensammelanlagen mit großen Zisternen oder Entsalzungsanlagen als Ausgleich notwendig.

Solarthermische Entsalzungsanlagen produzieren das ganze Jahr hindurch, somit kann man auf große Speicher verzichten. Die Produktivität stimmt in etwa mit den jahreszeitlichen Schwankungen des Wasserbedarfs überein. In der heißen Jahreszeit steigt der Wasserbedarf aber auch die Produktivität.

Unter einer jährlichen Niederschlagsmenge von 250 mm ist es im Allgemeinen nicht mehr sinnvoll Regen zu sammeln. Daher können Entsalzungsanlagen in vielen

¹ Diese Techniken sind zwar sehr erfolgreich zu betreiben (siehe dazu GARCIA-RODRIGUEZ (2002) und BELESSIOTIS, DELYANNIS (2001)) doch muss mittels einer Auswahl an unterschiedlichen Systemen der Rahmen dieser Arbeit gewahrt werden.

Regionen Regensammelanlagen nicht nur ergänzen, sondern müssen sie Mangels an Niederschlägen sogar ersetzen.

Inwieweit dies möglich ist, soll folgendes Beispiel zeigen: 250 mm jährlicher Niederschlag entsprechen einem täglichen Niederschlag von 0,7 l/m². Die einfachste Technik der solaren Entsalzung, die Solardestille, produziert täglich 4 l/m². Dies entspricht einem jährlichen Niederschlag von 1.800 mm bei einer Nutzung von 80 %. Zu ähnlichen Schlussfolgerungen kommen JANISCH und DRECHSEL (1984) in Australien.

Aufgrund dieser Bedingungen kommen viele Regionen für den Einsatz von solaren Entsalzungsanlagen in Frage. Für diese wissenschaftliche Untersuchung richtet sich der Fokus auf zwei Zielgebiete. Diese sind sehr repräsentativ für jene Regionen in denen die ÖEZA aktiv ist.

3.1 Zielgebiet 1

Als Beispiel für das Zielgebiet 1 dient Cap Verde. Dabei handelt es sich um eine im Bereich der Sahelzone liegende Inselgruppe im Atlantik, mit vulkanischem Ursprung. Dies wiederum bedeutet steile trockene Berge und flache Trockensteppen, Salzsumpf- oder Dünengebiete. Ende Juli bis Anfang November bringt der Südwestmonsun gelegentlich Niederschläge (im Küstenbereich ca. 200 mm, in hohen Lagen im Inneren ca. 1.000 mm). Von einer Regenzeit kann jedoch kaum gesprochen werden, da oft mehrjährige Dürreperioden mit fast völligem Ausbleiben von Regen auftreten.

Aus dieser klimatischen Situation des Küstenbereichs heraus wird klar, dass sich der Bau von Regensammeleinrichtungen nicht mehr lohnt. Die Sonne strahlt im Jahresmittel 6,25 kWh/m²/d (min/max: 4,4/7,79 kWh/m²/d) auf die Insel, somit ist genug Energie für den Betrieb von solarthermischen Entsalzungsanlagen vorhanden.²

Die Wirtschaft des Zielgebietes stützt sich hauptsächlich auf landwirtschaftliche Produktion, der Grossteil der Güter wird aus Europa importiert. Elektrische Energie

ist nicht oder nur sehr beschränkt vorhanden. Das Bruttoinlandsprodukt pro Kopf beträgt weniger als 1.400 US\$.

Ziel ist es, die Trinkwasserversorgung von Familien in dörflichen Strukturen zu sichern. Wie später im Abschnitt 3.3 begründet, wird von einem täglichen Trinkwasserbedarf von 10 l/d und Person ausgegangen. Bei einer fünf- bis zehnköpfigen Familie herrscht somit ein täglicher Trinkwasserbedarf von 100 l.

3.2 Zielgebiet 2

Der Gaza-Streifen dient als Beispiel für das Zielgebiet 2. Aufgrund des Eigenkonsums der Bevölkerung und des massiven Abpumpens von Wasserressourcen senkte sich der Grundwasserspiegel im niederschlagsarmen Küstenstreifen. Folglich wurde aufgrund des Eindringens von Meerwasser ins Grundwasser letzteres ungenießbar. Fehlende Abwassersysteme und eine intensive Landwirtschaft verschlimmern die Situation zunehmend. Das einzige Oberflächenwasser führt nur 2-3 Monate lang Wasser. Somit sind geschätzte 60 % des gesamten Wasservorkommens von schlechter Qualität (ASSAF, 2001). Sauberes Trinkwasser kann daher heute nur noch in Form von teurem Mineralwasser bezogen werden.

Aufgrund der Armut (Arbeitslosigkeit von 60 bis 80 % der Bevölkerung) sind viele Einwohner gezwungen, das teilweise gesundheitsgefährdende Leitungswasser zu konsumieren. Im Grossteil des Gebietes gibt es keine öffentliche Wasserleitung und die Versorgung wird über *WaterShops* oder mittels Tankwagen abgewickelt. (RAHEB, 2003)

Der durchschnittliche Wasserverbrauch pro Person beträgt 57 l/d. Laut RAHEB (2003) betragen die aktuellen Wasserpreise ca. 7,5 €/m³, in Notfällen sogar ca. 2 €/l im Kanister. Die Wassergesellschaft des Nachbarlandes versorgt die Einwohner zu einem Preis von 0,4 €/m³, jedoch nur, wenn sie selbst ausreichende Reserven hat. Einige Umkehrosmose-Anlagen vertreiben über *Watershops* Trinkwasser in 20L-Kanistern, zum Preis von 5,7 €/m³. Privat entsalztes Wasser wird um 10 €/m³ gehandelt.

² Genauere Daten über Solarstrahlung und Niederschlag finden sich im Anhang.

Elektrischer Strom ist in jedem Haushalt verfügbar, jedoch gibt es sehr oft Netzausfälle. Mit einer Solareinstrahlung von 5,93 kWh/m²/d im Jahresmittel und einer Niederschlagsmenge von 551,8 mm pro Jahr erweist sich dieses Gebiet ebenfalls als geeignet für den Einsatz von solarthermischen Entsalzungsanlagen.³

3.3 Wasserbedarf

Die täglichen Grundbedürfnisse an Wasser für Mensch und Tier in abgelegenen und ariden Gegenden sind in Tabelle 1 aufgelistet. Die Tabelle zeigt, dass typischerweise pro Person 7,6 l/d das minimale menschliche Bedürfnis für Konsumation (Trinken und Kochen) sind. Bei großen Anstrengungen in sehr heißem Klima steigt der Bedarf auf 11,5 l/p/d. Der Wasserbedarf von Tieren ist zwar signifikant höher, jedoch darf auch der Salzgehalt höher sein, sodass meist Brackwasser ausreichend ist.

Anwendungen	max. Salzgehalt [g/kg]	Verbrauch [l/d]	Mischverhältnis: Destillat/Brackwasser bei 10 g/kg	Frischwasserbedarf [l/d]
Mensch				
Absolutes Minimum	3	3,8	2,3	2,6
Minimum	3	7,6	2,3	5,3
Minimum unter extremer Hitze	3	11,5	2,3	8,0
Minimum unter extremer Hitze bei gewünschtem Salzgehalt von 1 g/kg	-	11,5	9,0	10,4
Tier				
Schafe	12,5	6,0	0,0	0,0
Pferde	6	38,0	0,67	15,2
Fleischrinder	9	46,0	0,11	4,6
Milchkühe	9	95,0	0,11	9,5
Land (Bewässerung pro Hektar)				
Alle Kulturen	0,5	17.800	19,0	16.900
Großteil der Kulturen	1	18.800	9,0	16.900
Großteil außer Saatgut	2	21.000	4,0	16.800
Tolleranzlimit	3	24.200	2,3	16.900

**Tabelle 1: Wasserbedarf von Mensch, Tier und Landwirtschaft
(AYOUB/ALWARD, 1996)**

Erfahrungen vom Brunnenbau zeigen, dass die Distanz zur Wasserstelle eine maßgebliche Auswirkung auf das Trinkverhalten hat. Ist Wasser im Haus bzw. am

³ Genauere Daten über Solarstrahlung und Niederschlag finden sich im Anhang.

eigenen Grund vorhanden, so ist der Verbrauch weit über die 10 l/p/d. Wird von einem lokalen Zentrum, meist über die Distanz von rund 200 m, Wasser beschafft, so steigt der Verbrauch selten über die 10 l/p/d.

Aus diesen Gründen wird den weiteren Überlegungen ein Trinkwasserbedarf von 10 Litern pro Person und Tag zu Grunde gelegt. Der Wasserbedarf für sanitäre Maßnahmen wird nicht berücksichtigt, da dazu Salzwasser verwendet werden kann.

3.4 WHO – Qualitätsvorgaben für Trinkwasser

Die WHO hat in Kapitel 8.7.1 des jüngsten Entwurf der Trinkwasserrichtlinien (WHO, 2003) keine wirklichen Grenzwerte für natürlich vorkommende Chemikalien wie Chlor, Natrium, Sulfat, Schwefelwasserstoff, pH, Härte und den Summenparameter TDS. Begründet wird der Ausschluss aus den Richtlinien damit, dass bei den üblichen Konzentrationen der oben genannten Parameter im Trinkwasser keine Gesundheitsbedenken existieren. Angemerkt wird jedoch, dass das Vorkommen einer der Stoffe im Wasser die Akzeptanz dessen als Trinkwasser beeinflussen kann; mit Verweis auf Kapitel 10:

“Sodium

The taste threshold concentration of sodium in water depends on the associated anion and the temperature of the solution. At room temperature, the average taste threshold for sodium is about 200 mg/litre. As no firm conclusions can be drawn regarding the health effects of sodium for the general population, although some persons with hypertension are salt sensitive, no health-based guideline value has been derived (see chapter 8 – summary statement).(...)

Chloride

High concentrations of chloride give an undesirable taste to water and beverages. Taste thresholds for the chloride anion depend on the associated cation and are in the range of 200–300 mg/litre for sodium, potassium, and calcium chloride. Concentrations in excess of 250 mg/litre are increasingly likely to be detected by taste but consumers may become accustomed to low levels of chloride induced taste. No health-based guideline value is proposed for chloride in drinking-water (...). (...)

Total dissolved solids

Total dissolved solids (TDS) comprise inorganic salts (principally calcium, magnesium, potassium, sodium, bicarbonates, chlorides and sulfates) and small amounts of organic matter that are dissolved in water.

Total dissolved solids (TDS) can have an important effect on the taste of drinking-water. The palatability of water with a TDS level of less than 600 mg/litre is generally considered to be good; drinking-water becomes significantly unpalatable at TDS levels greater than 1200 mg/litre.

The presence of high levels of TDS may also be objectionable to consumers owing to excessive scaling in water pipes, heaters, boilers, and household appliances. Water with concentrations of TDS below 1000 mg/litre is usually acceptable to accustomed consumers but very undesirable to others, although acceptability may vary according to local circumstances. No health-based guideline value for TDS has been proposed (...).” (WHO, 2003)

Risikoassessment

Neben den neuen Trinkwasserrichtlinien wird derzeit inner- und außerhalb der WHO über neue Wege der Erreichung von gesundheitsorientierten Zielen für Trinkwasser diskutiert. Um die Auswirkungen verbesserter Trinkwasserqualitäten im Hinblick auf Gesundheitsrisiken der Bevölkerung messbar zu machen, nähert man sich nun Modellen von Risikoassessment als Alternative.

Diese Modelle beinhalten Rohwasserqualität, Behandlungseffekte sowie die Veränderung der Wasserqualität durch Verteilung und Speicherung. Daraus lässt sich die Exposition des Konsumenten zu Kontaminationen abschätzen. Durch Kombination der Expositionsdaten mit Dosis-Wirkungs-Modellen kann eine Risikoabschätzung erstellt werden. Risikomanager müssen dann über die Komplexität der Akzeptanz des Risikos entscheiden.

Durch die Verwendung von *Disability-Adjusted Life Years* (DALY) als Messgröße soll die Entscheidung vereinfacht werden. Dabei wird nicht nur die Mortalität betrachtet, sondern auch einige andere gesundheitsrelevante Aspekte: Wirkung, Ernsthaftigkeit und Dauer der Erkrankung sowie Größe, Alter und andere Charakteristiken der betroffenen Bevölkerung.

Ein aktueller Bericht von HAVELAAR und MELSE (2003) zeigt, wie diese Methode, am Beispiel einiger ausgewählter bakterieller Kontaminationen, angewendet werden kann. Aussagen über das Risiko der Verwendung von Salzwasser als Trinkwasser gibt es gegenwärtig noch keine.

4 Grundlagen

In diesem Abschnitt werden ausgewählte Grundlagen dargestellt, die für die Abhandlung von solarthermischer Entsalzung behilflich sind.

4.1 Eigenschaften von Salzwasser

Salzwasserkonzentrationen werden als Gesamtgehalt an gelösten Feststoffen (TDS) angegeben. In der Literatur über Meerwasserentsalzung wird als Maß für den Salzgehalt meist die *Salinität* S verwendet. Sie ist definiert als Gesamtgehalt an gelösten festen Stoffen, wenn Bikarbonate und Karbonate zu Oxiden konvertiert, Bromide und Jodide durch Chloride ersetzt und organische Stoffe vollständig oxidiert werden (SPIEGLER/LAIRD, 1980).

Der Salzgehalt wird dabei in g/kg angegeben und ist somit dimensionslos. Gemäß den Gepflogenheiten der Meeresforscher wird die Salinität als Zahl ohne Einheit und ohne den Faktor 10^{-3} angegeben. Das international als Standard definierte Meerwasser hat eine Salinität von $S_{\text{Standard}} = 34,323$.

Einteilung der verschiedenen Salzwässer nach der Gesamtsalinität nach WANGNICK (1994; zit. Bei MÜLLER-HOLST, 2002):

Flusswasser oder Salzwasser niedriger Konzentration	0,5 bis 3 g/l TDS
Brackwasser	3 bis 20 g/l TDS (im Mittel 7,5 g/l TDS)
Meerwasser	20 bis 50 g/l TDS (im Mittel 35 g/l TDS)
Sole (engl. Brine)	> 50 g/l TDS

Physikalische Eigenschaften von Meerwasser bei $T = 20 \text{ °C}$ und $S=35$ (MÜLLER-HOLST, 2002):

Thermische Leitfähigkeit, k [$\text{W/m}^*\text{K}$]	0,7
Dynamische Viskosität [$10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$]	1,072
Dichte [kg/m^3]	1026
Spez. Wärmekapazität, C_p [$\text{J/kg}^*\text{K}$]	4020

4.2 Solarthermische Grundlagen

4.2.1 Solarstrahlung

Die Solarstrahlung ist die treibende Kraft für sämtliche Wetter- und Klimasituationen. Die Strahlungsleistung oder auch Bestrahlungsstärke der Sonne wird in Watt bzw. Kilowatt pro Quadratmeter W/m^2 , kW/m^2 angegeben. Bei Integration der Bestrahlungsstärke über einen bestimmten Zeitraum erhält man die Strahlungsenergie mit der Einheit kWh/m^2 . Im allgemeinen Sprachgebrauch impliziert der Begriff Strahlung oft die Bestrahlungsstärke als auch die Strahlungsenergie.

Die Erdoberfläche empfängt während eines Jahres nur etwa die Hälfte der extraterrestrischen Strahlungsenergie. Die *Direktstrahlung* gelangt geradewegs ohne Störungen von der Sonne zur Erde.

Durch Streuung und Reflexion an Luftmolekülen, Staub- und Dunstteilchen in der Atmosphäre sowie durch Reflexion an Wasserflächen, Bergen, Gebäuden etc. wird ein Teil der einfallenden Strahlung abgelenkt. Der davon die Erdoberfläche erreichende Strahlungsanteil heißt *Diffusstrahlung*.

Die *atmosphärische Gegenstrahlung* entsteht aufgrund von Absorption, Erwärmung und in weiterer Folge der Emission von Ozon, CO_2 und Wasserdampf in der Atmosphäre. Die Summe der auftreffenden Diffusstrahlung, atmosphärischen Gegenstrahlung und Direktstrahlung auf die Erdoberfläche wird *Gesamt-* oder *Globalstrahlung* genannt. Wichtig für die eingestrahelte Gesamtenergie auf eine Empfängerfläche sind die Orientierung und der Neigungswinkel der Fläche zur Horizontalen.

In Nord- und Mitteleuropa schwankt die Jahressumme der Globalstrahlungsenergie auf die horizontale Ebene je nach geographischer Breite und Mikroklima, zwischen 850 und 1200 kWh/m². In Regionen Südeuropas, Teilen Afrikas und des Mittleren Ostens stehen im Verlauf eines Jahres oft mehr als die doppelte Menge an Solarenergie zur Verfügung. Diese Gebiete weisen überdies ein deutlich gleichmäßigeres Strahlungsangebot im Jahresverlauf und einen hohen Direktstrahlungsanteil auf. (MARKO/BRAUN, 1997)

Im Anhang befinden sich Tabellen und Grafiken die die Verteilung und dem zeitlichen Verlauf der Strahlungsleistung für die Zielgebiete zeigen.

4.2.2 Solarthermische Energieumwandler

In der Literatur werden nebst der direkten Sonnenstrahlung weitere Energieversorgungssysteme für Entsalzungsanlagen genannt. Diese sind ebenso dezentral verwendbar und erneuerbar. Allen voran liegt die Windenergie für den Betrieb von RO- und VC-Anlagen. Zahlreiche ED- und RO-Anlagen werden bereits mit Photovoltaik versorgt.

Einen Überblick dazu bietet GARCIA-RODRIGUEZ (2002). Ebenso gibt es Konzepte und Anlagen für *Energy Towers* (ZASLAVSKY, 2000) zur Stromerzeugung für RO- oder ED-Anlagen sowie den Einsatz von Geothermik in Kombination mit MSF- oder MED-Verfahren.

Diese Arbeit will sich jedoch auf den Einsatz von solarthermischen Energieumwandlern konzentrieren.

Die Qualität eines solarthermischen Energieumwandlers oder Absorbers wird größtenteils durch vier Eigenschaften bestimmt (MARKO/BRAUN, 1997):

- Absorptionsvermögen für die kurzwellige Strahlung, dieses soll möglichst groß sein (Absorptionsgrad α).
- Emissionsvermögen für die langwellige (Wärme-) Strahlung, dieses soll möglichst klein sein.
- Wärmeübertragungsfähigkeit von der Absorberoberfläche zum Wärmeträgermedium.
- Beständigkeit des Materials gegen Umwelteinflüsse und Korrosion (mehr dazu in Abschnitt 8.3).

Optische Eigenschaften eines Kollektors werden laut MARKO und BRAUN (1997) durch das *effektive Transmissions-Absorptions Produkt* $(\tau\alpha)_e$ bestimmt. Dieses berücksichtigt den Weg der solaren Strahlung durch die transparente Abdeckung und über Reflexionen bis zu dem Moment, wo die Strahlung in Wärme gewandelt und vom Absorber aufgenommen wird. Der Einfluss des Wärmeübergangs zwischen Absorber und Fluid wird mit dem *Kollektorwirkungsgrad* F' beschrieben. Die beiden Kennzahlen $(\tau\alpha)_e$, F' werden zum *Konversionsfaktor* η_0 , auch optischer Wirkungsgrad genannt, zusammengefasst.

Dieser Konversionsfaktor η_0 beschreibt somit, welcher Anteil der vertikal durch die Bezugsfläche einfallender Strahlung vom Absorber in Wärme gewandelt und an das Fluid übergeben wird. Somit entspricht der *Konversionsfaktor* η_0 dem *Kollektorwirkungsgrad* η bei Umgebungstemperatur und senkrechter Einstrahlung. Die optischen Größen Absorptionsgrad, Reflexionsgrad und Transmissionsgrad sind abhängig vom Einstrahlwinkel θ der Strahlung. Die Änderung von $(\tau\alpha)_e$ mit dem Einstrahlwinkel wird mit dem Einstrahl-Winkelfaktor $K(\theta)$ beschrieben.

Die thermischen Eigenschaften von Kollektoren werden durch den *effektiven Wärmeverlustfaktor* k_{eff} gekennzeichnet. Verluste die durch Wärmeleitung, Konvektion und Wärmestrahlung entstehen, werden durch k_{eff} berücksichtigt.

Der Kollektorwirkungsgrad η ist definiert als das Verhältnis der *Nutzleistung* \dot{Q}_N zur einfallenden Strahlungsleistung $G_K A$ in der Kollektorebene.

$$\eta = \frac{\dot{Q}_N}{G_K \cdot A}$$

Die Beziehung zwischen dem Kollektorwirkungsgrad und den zuvor beschriebenen Kennwerten η_0 und k_{eff} ergibt sich für quasi-stationäre Bedingungen über die Energiebilanz am Kollektor. Die vom Kollektor in Wärme umgewandelte Strahlungsleistung $\eta_0 G_K A$ wird teils in Nutzwärme \dot{Q}_N abtransportiert, teils geht sie als Verlustwärme $k_{eff} A (T_m - T_a)$ verloren.

$$\dot{Q}_N = K(\theta) \cdot \eta_0 \cdot G_K \cdot A - k_{eff} \cdot A \cdot (T_m - T_a)$$

Der Kollektorwirkungsgrad ergibt sich für senkrechte Einstrahlung ($\theta = 0$) damit zu:

$$\eta = \eta_0 - k_{eff} \frac{(T_m - T_a)}{G_K}$$

In Abbildung 1 ist der Einfluss der optischen und der thermischen Verluste auf den Kollektorwirkungsgrad in Abhängigkeit der mittleren Fluidtemperatur T_m dargestellt.

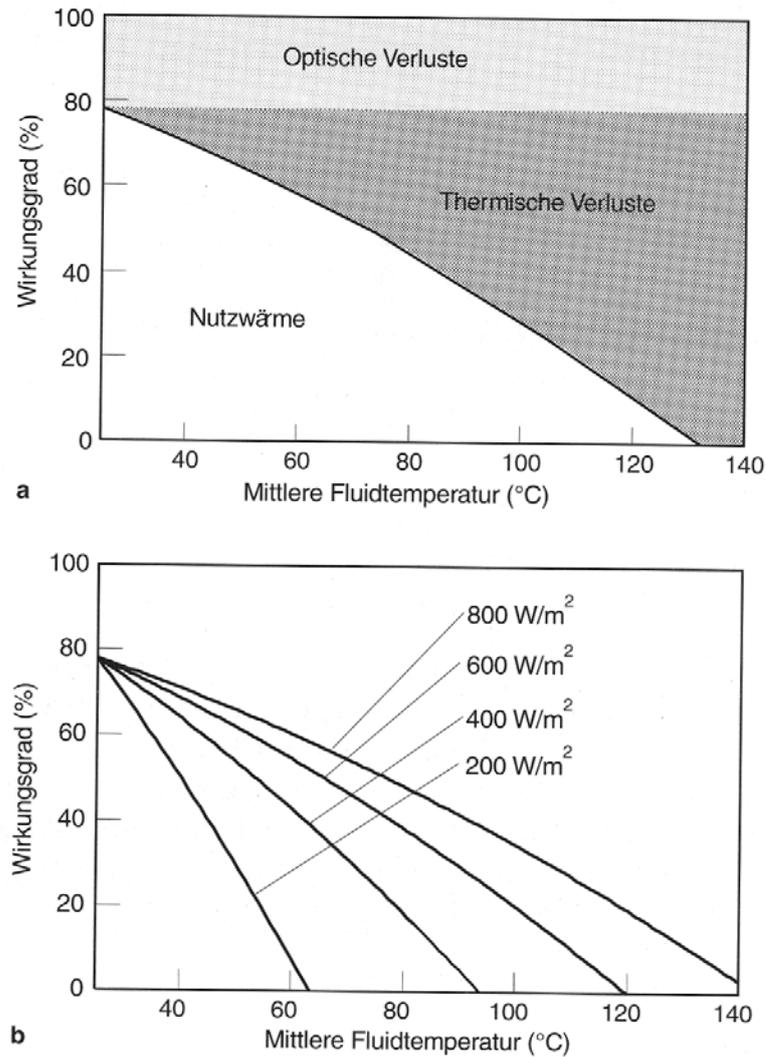


Abbildung 1: a) Einfluss optischer und thermischer Verluste auf den Kollektorwirkungsgrad; b) Strahlungsabhängigkeit der Wirkungsgradkennlinie (MARKO/BRAUN, 1997).

Für den Einsatz in Entwicklungsländern kann das Ergebnis eines Stagnationstests ein weiteres entscheidendes Qualitätsmerkmal sein. Dabei wird über einen

bestimmten Zeitraum untersucht wie sich der Kollektor bei Stillstand des angeschlossenen Systems verhält.

D.h. es wird keine Wärme abgeführt und der Kollektor erreicht die maximale mögliche Temperatur. Der Kollektor muss die Prüfung ohne Schäden oder Veränderungen irgendwelcher Art überstehen.

Die folgenden Kollektortypen sind für die Wasserentsalzung prinzipiell einsetzbar:

- Flachplattenkollektor (FPC),
- Vakuumröhrenkollektor (VRK oder ETC),
- VRK mit geometrisch optimiertem Reflektor (CPC),
- Parabolrinnenkollektor (PTC).

Abbildung 2 zeigt eine Übersicht über verschiedene Kollektortypen und deren typischen Kennwerte.

	Prinzip	η_0	k_{eff} [W/m ² /K]	Kollektor- Arbeitstemperatur
Unabgedeckter Absorber		0,90	20	15 - 25 °C
Einfach verglaster Flachkollektor (FK)		0,80	6	30 – 60 °C
FK mit selektiver Beschichtung (sB)		0,80	4	40 – 80 °C
FK mit sB und Folie		0,75	3	50 - 90 °C
Vakuumröhrenkollektor (VRK) mit sB		0,70	2	60 - 120 °C
VRK mit sB und optimiertem Reflektor		0,60	1	60 - 180 °C

Abbildung 2: Typische Kennwerte für verschiedene Kollektortypen, bezogen auf die Aperturfläche. Die Kennwerte geben bloß Anhaltspunkte (MARKO/BRAUN, 1997).

4.2.2.1 Solar Ponds (SP)

Ein *Salz-Gradient-Solarteich* oder *Solar Pond* ist für den Einsatz in solarer Entsalzung insofern geeignet, da er gleichzeitig die Sonneneinstrahlung in thermische Energie umwandelt und als solche speichert. Ein typischer künstlicher SP ist rund 3,5 m tief und besteht aus drei unterschiedlichen Zonen.

Die oberste dünne Schicht wird als obere konvektive Zone bezeichnet. In ihr wird das Rohwasser zugefügt. In dieser Zone werden ca. 45 % der einfallenden Strahlung absorbiert. Die Energie geht in Form von Verdampfung, Konvektion und Emission jedoch wieder verloren.

Die Region darunter ist die Gradientenzone, in der die Salzkonzentration und die Dichte des Wassers mit der Tiefe zunehmen. In ihr herrscht keine Konvektion aufgrund des Dichtegradienten und wird daher auch als *nicht-konvektive Zone* bezeichnet. Der Effekt des Dichtegradienten bewirkt, dass warmes Wasser aus der untersten Schicht nicht aufsteigen und an der Oberfläche abkühlen kann. Sie fungiert somit als transparente Isolationsschicht, obwohl ca. 15 bis 25 % der Strahlung absorbiert werden.

Die unterste Wasserschicht hat eine zehnfach höhere Salzkonzentration als Meerwasser und kann nahe der Sättigungskonzentration sein. Als die *niedrig-konvektive Zone* bezeichnet, agiert sie als Wärmespeicher. Dadurch werden die restlichen 40 % der Strahlung nutzbar gemacht, in dem sie vom schwarzen Teichboden absorbiert, und an die darüber liegende Wasserschicht abgegeben werden. Somit lassen sich Temperaturen von 80 bis 90 °C erreichen und speichern.

Die wichtigsten Vorteile von Solar Ponds sind:

- Ein thermischer Speicher ist direkt im Kollektor integriert und somit billig und verlustarm.
- Geringe Investitionskosten pro Fläche.
- Die Diffusstrahlung bewölkter Tage kann genutzt werden.

Solar Ponds haben einen großen Flächenverbrauch (ab 2.000 m²) und im Vergleich mit Flachplattenkollektoren eine vierfach geringeren thermischen Effizienz. In

Anbetracht der an Landflächen mangelnden Zielgebiete, werden Systeme mit Solarteichen im Folgenden nicht näher erörtert.

Wissenschaftliche Arbeiten über Systeme mit Solar Ponds finden sich von GARCIA-RODRIGUEZ (2002), FISCHER (1999) und BAUMGARTNER (1990).

4.2.2.2 Flachplattenkollektor (FPC)

Flachplattenkollektoren sind statische und nicht konzentrierende Energieumwandler. Absorberröhren aus Kupfer oder ähnlich gut wärmeleitenden Materialien sind auf flachen Absorberplatten montiert. Außen sind die Platten und Röhren mit selektiven Oberflächen beschichtet, welche einen hohen Absorptionsgrad aber einen geringen Emissionsgrad aufweisen. Um Wärmeverlust zu minimieren, werden die Platten meist in einen isolierten Kasten eingebaut, welcher nach oben hin transparent abgedeckt ist. (MARKO/BRAUN, 1997)

4.2.2.3 Vakuumröhrenkollektoren (VRK, ETC)

Um die Wärmeverluste durch Wärmeleitung zu minimieren, werden bei der Vakuumröhrentechnologie die Absorberröhren in evakuierte Glasröhren eingebaut.

Dabei gibt es zwei wesentliche Technologien.

- U-Form Rohr mit Fahne
- Koaxial-Rohr mit Fahne

Beide Bauarten haben ihre Vor- und Nachteile. U-förmige Rohre benötigen zwei Durchlässe zum Vakuum-Bereich. Sie haben üblicherweise etwas höhere Wirkungsgrade. Die Koaxial-Rohre sind einfacher und billiger als Erstere. VRK werden oft in Verbindung mit reflektierenden Oberflächen, wie Flachplattenkollektoren, montiert. (MARKO/BRAUN, 1997)

4.2.2.4 Parabolrinnenkollektoren

Durch die Konzentration in einer Axe mittels Parabolrinne rund um den VRK können maximale Temperaturen von 380 °C erreicht werden. (MARKO/BRAUN, 1997)

4.2.2.5 Luftkollektoren

Luftkollektoren sind für konventionelle Solarenergienutzungen in Europa kaum in Verwendung. Nicht zuletzt aufgrund folgender Nachteile: keine verfügbaren

effektiven Speichermedien, geringe Wirkungsgrade und großer Platzbedarf. (MARKO/BRAUN, 1997)

Für den Einsatz in Entwicklungsländern, mit entsprechenden Verfahren (siehe Abschnitt 5.3.2), können sie aber aufgrund folgender Eigenschaften als geeignet betrachtet werden:

- Die Stagnationstemperaturen sind leicht beherrschbar.
- Wesentlich weniger Korrosionsprobleme als bei flüssigkeitsführenden Kollektoren.
- Luftkollektoren können mit weniger anspruchsvollen und oft kostengünstigeren Materialien gebaut werden.
- Sie eignen sich für den Eigenbau.
- Die Möglichkeiten einer Vor-Ort-Montage sind gut, was ebenfalls zu kostengünstigen Anlagen führen kann.
- Wärmetauscher können meist eingespart und somit weitere Wärmeverluste vermieden werden.

4.3 Thermodynamische Grundlagen

Der Wasserdampfdruck im Gleichgewicht mit einer Wasseroberfläche gleicher Temperatur wird üblicherweise durch die *Antoine-Gleichung* angegeben.

$$\ln p = A - \frac{B}{T + C}$$

Die Koeffizienten finden sich in Tabellen von REID et.al. (1977) zu

$$A = 18,3036$$

$$B = 3816,44$$

$$C = - 46,13$$

Wobei die Gleichgewichtstemperatur T in K eingesetzt werden muss und der Dampfdruck p sich in mm Hg ergibt. (Umrechnung in hPa: 1 mmHg = 1,33322 hPa). Die Beziehung ist dabei gültig im Temperaturbereich 10 °C bis 167 °C.

Die Dampfdruckerniedrigung über Sole ist vom Molanteil des gelösten Salzes in der Sole abhängig. Für Solen, die in ihrer Zusammensetzung dem Standard-

Meerwasser ähnlich sind, kann näherungsweise folgende Formel für den Dampfdruck in Abhängigkeit von der Salinität verwendet werden:

$$\log \frac{P}{P_{\text{Reinwasser}}} = -2,1609 \cdot 10^{-4} \cdot S - 3,5012 \cdot 10^{-7} \cdot S^2$$

Im Bereich zwischen $S = 0$ bis 160 g/kg und Temperaturen zwischen 0 und 200 °C ist diese Gleichung auf $2,5$ % genau. Vereinfachend wird in der Technik, für Abschätzungen anschließende Näherung benutzt. Diese verursacht im genannten Bereich Abweichungen von wenigen Prozenten:

$$p = p_{\text{Reinwasser}} \cdot (1 - 0,000537 \cdot S)$$

4.3.1 Reversible Entsalzungsarbeit als theoretische Untergrenze des spezifischen Energiebedarfes

Gemäß thermodynamischem Prinzip ist jede Entsalzungsmethode von optimaler Energieeffizienz, die einen reversiblen thermodynamischen Prozess anwendet. Der spezifische Energiebedarf ist also unabhängig von der technischen Ausführung. Damit ist die Berechnung anhand eines beliebigen, reversiblen Vorganges gültig für alle denkbaren Prozesse und stellt die untere Grenze des spezifischen Energiebedarfs dar. Der osmotische Druck, der an einer semipermeablen Membran zwischen einer Salzlösung und reinem Wasser besteht, ist gegeben durch die van't Hoffsche Formel:

$$\pi = c \cdot R \cdot T$$

Wobei c die Molare Konzentration der Salz-Ionen angibt, R die allgemeine Gaskonstante und T die absolute Temperatur der Prozessumgebung darstellt. Mit einem Salzgehalt von 33 g/l (Standard-Meerwasser) und der vereinfachenden Annahme, dass der gesamte Salzgehalt von NaCl herrühre und den Molmassen von Na (23 g) und Cl ($35,5$ g), ergibt sich eine Molenkonzentration von $c_{\text{NaCl}} = 0,564$ mol/l.

Nach der Dissoziation bei Lösung im Wasser entstehen aus einem NaCl-Molekül zwei Ionen. Damit ist die Konzentration an Salz-Ionen $c = 1,128$ mol/l. Bei 300 K Prozesstemperatur erhält man mit obiger Formel einen osmotischen Druck von $\pi = 27,8$ bar.

Um einen Liter Wasser durch einen Quadratcentimeter der Membran zu befördern ist damit bei reversibler Prozessführung eine Arbeit von

$$W = F \cdot x$$

(mit $x = 10 \text{ m}$) zu verrichten. Daraus errechnet sich eine reversible, und damit minimale, mechanische Entsalzungsarbeit von $W_{\text{reversibel}} = 2.780 \text{ J/l}$ oder $0,77 \text{ kWh/m}^3$. Für einen reversiblen thermodynamischen Prozess erhält man mit dem Carnotfaktor $\eta = 0,17$ bei Temperaturen von $85/25 \text{ }^\circ\text{C}$ einen minimalen Energiebedarf von $W_{\text{thermisch, rev.}} = 4,6 \text{ kWh/m}^3$.

4.3.2 Wärmerückgewinnungsfaktor (GOR)

Der *Wärmerückgewinnungsfaktor*, *Verstärkungsgüte* oder *Gained Output Ratio* (GOR) ist der Maßstab für die regenerative Effektivität einer Anlage. Der GOR ist definiert als das Verhältnis von der Verdampfungswärme plus der Lösungswärme einer bestimmten Menge Salzwasser zum tatsächlichen Energiebedarf der Destillation. (HÖMIG, 1978)

$$GOR = \frac{\dot{Q}_{\text{Verd}}}{\dot{Q}_{\text{zu}}} = \frac{\dot{m}_{\text{Dest}} \cdot \Delta h_V}{\dot{m}_{\text{Rohwasser}} \cdot (T_{\text{ein}}^{\text{Verdunster}} - T_{\text{aus}}^{\text{Kond}})}$$

Δh_V spezifische Verdampfungsenthalpie von Wasser, 2390 kJ/kg

Oder in anderen Worten: Es beschreibt das Verhältnis von der Menge an produziertem Destillat zu der Menge, welche bei gleicher Wärmezufuhr ohne Wärmerückgewinnung produziert werden hätte können. (HERMANN, 2002)

In großen ausgereiften Destillationsanlagen mit thermischen Antrieb kann ein GOR von 20 erreicht werden.

5 Allgemeine Verfahrensbeschreibung

Dieser Abschnitt will eine Übersicht bereits angewandter Verfahren zur Meerwasserentsalzung geben. Unabhängig von der Form der Energiebereitstellung. Wasser kann auf viele verschiedene Arten entsalzt werden, das Ziel ist jedoch immer, Trinkwasser aus Meer- oder Brackwasser zu produzieren.

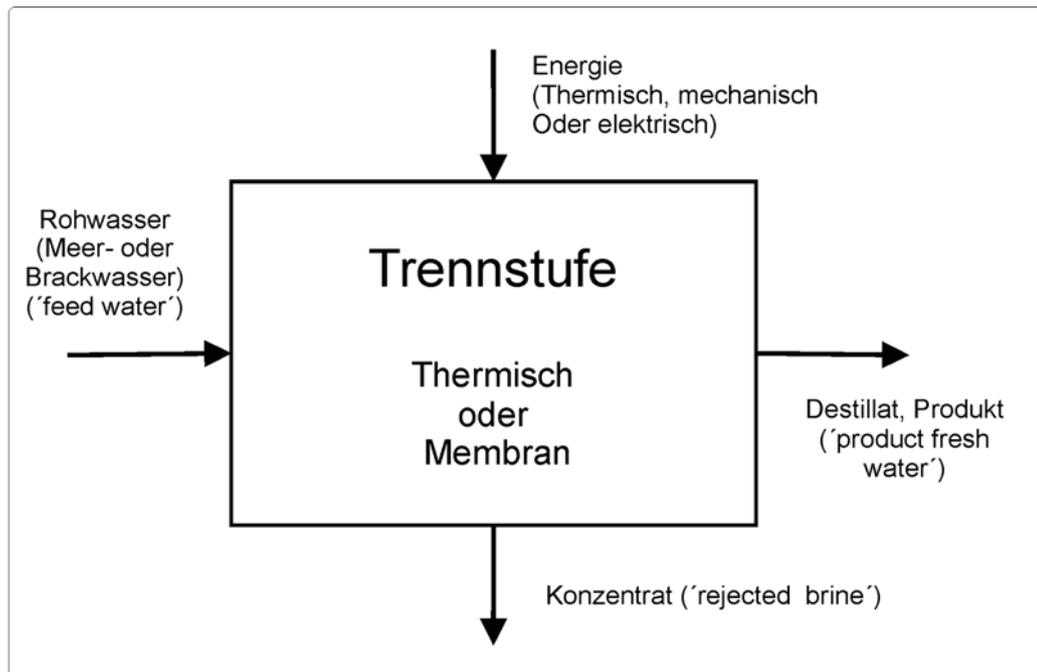


Abbildung 3: Grundprinzip von Entsalzung

Abbildung 3 zeigt das Grundprinzip jeglicher Entsalzungsverfahren. Dabei wird Rohwasser (Meer- oder Brackwasser) in einem entsalzten Produktstrom, das Trinkwasser, und ein Konzentrat in dem das Salz aufkonzentriert wurde, getrennt. Dies kann in einer oder mehrerer Trennstufe durch Einsatz thermischer, mechanischer oder elektrischer Energie erfolgen.

5.1 Destillationsverfahren

5.1.1 Single-Effekt Destillation

Single-Effekt Destillen, dazu gehören u.a. die einfachen Solardestillen (*Solar Stills*). Diese arbeiten nach dem einfachen Prinzip der Entspannungsverdampfung im Temperaturbereich von 60 bis 90 °C und gewinnen pro Tag 2,5 bis 5 l/m² Absorberfläche, in Abhängigkeit von der Sonneneinstrahlung und dem Wirkungsgrad der Anlage. Mehr über Solardestillen im Abschnitt 6.1.

5.1.2 Mehrstufenverdampfung (MSF)

Bei den Mehrstufenverdampfern oder auch *Multiple Stage Flash* wird bei Betriebstemperaturen von 90 bis 120 °C in bis zu 40 Stufen und bei sukzessiv abnehmendem Druck destilliert. Der Leistungsbereich der Anlageeinheiten liegt

zwischen 4.000 bis 500.000 m³/d (TEPLITZ-SEMBITZKY, 2001; HARRS/SCHARL, 1993).

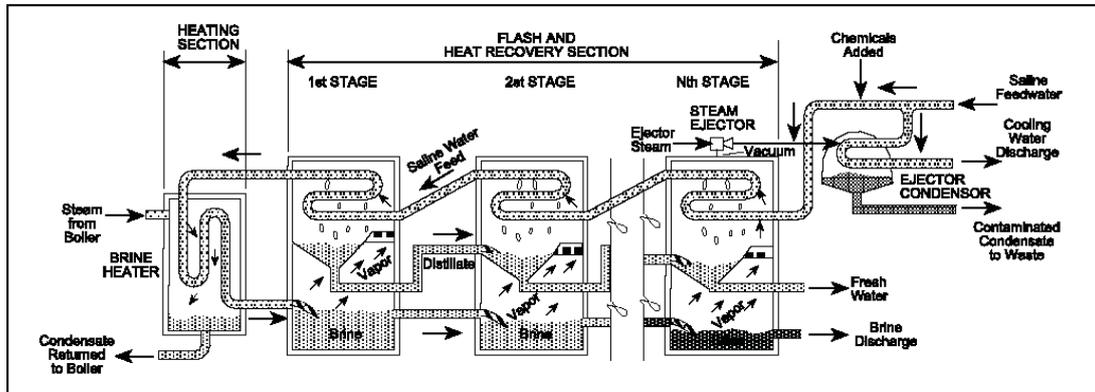


Abbildung 4: Prinzipskizze einer MSF-Anlage (BUROS, 2000)

Das Salzwasser fließt zuerst durch die Wärmetauscher jeder einzelnen Stufe. Dabei wird es durch die Abwärme der Stufen vorgewärmt. Im *Brine Heater* wird dem System dann die eigentliche Energie über einen weiteren Wärmetauscher zugeführt. Das erhitzte Salzwasser fließt in das Becken der ersten Stufe. Durch den herrschenden Unterdruck kocht das Wasser sofort. Diese plötzliche Entspannung bewirkt ein fast explosionsartiges Verdampfen (*flashing into steam*). Am Wärmetauscher der Stufe gibt der Dampf durch Kondensation seine Verdampfungsenthalpie an das kältere Rohwasser ab und tropft als Destillat in eigene Auffangbecken.

Das zurückbleibende Konzentrat fließt in die nächste Stufe, wo sich bei geringerem Druck der Vorgang wiederholt. (BUROS, 2000)

5.1.3 Multi-Effekt Destillation (MED)

Multi-Effekt Destillations-Verfahren finden wie MSF in einer Serie von Stufen statt. Sie nutzen ebenfalls das Prinzip von Kondensation und Verdampfung bei reduziertem Umgebungsdruck in dessen verschiedenen Effekten. Daraus folgend kocht das Rohwasser ohne den Bedarf an zusätzlicher Wärme nach der ersten Stufe weiter. Im Allgemeinen besteht eine Stufe aus: einem Kessel, einem Wärmetauscher und Einrichtungen zum Transport der verschiedenen Flüssigkeiten zwischen den Stufen. Der Wärmetauscher kann in den unterschiedlichsten Formen ausgeführt sein, wobei er zumeist aus horizontalen Rohren mit darüber abfallendem Film besteht.

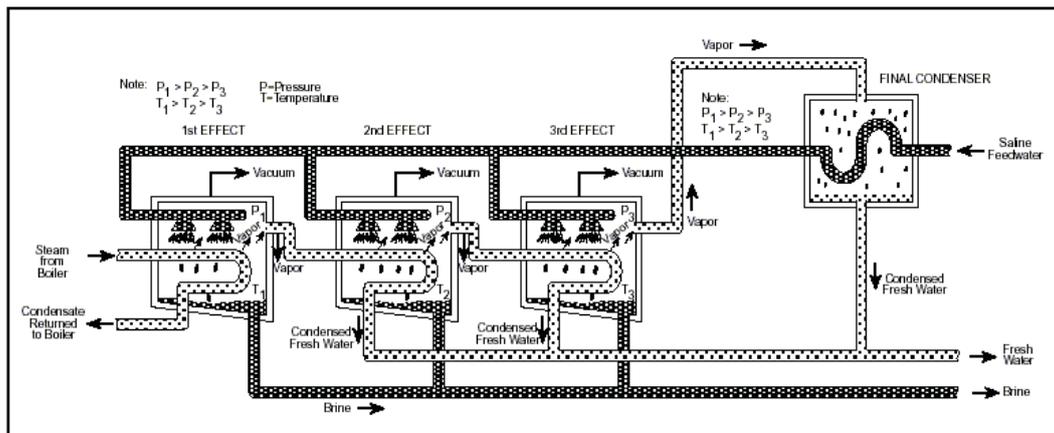


Abbildung 5: Prinzipskizze einer MED-Anlage mit horizontalen Röhren (BUROS, 2000).

Das Rohwasser wird wiederholt, in bis zu 16 Stufen, über Wärmetauscherröhren versprüht oder andersartig fein verteilt. Dadurch verdampft das Wasser rasch. Der Wärmetauscher der ersten Stufe wird mit extern erzeugtem Dampf gespeist. In den weiteren Stufen werden die Wärmetauscher durch freiwerdende Kondensationswärme des Dampfes der jeweils vorgelagerten Stufe erhitzt. Der Dampf der letzten Stufe wird in einem extra Wärmetauscher kondensiert. Der Wärmetauscher wird durch das zufließenden Rohwassers gekühlt. Nur ein Teil des aufgesprühten Rohwassers verdampft. Der bereits aufkonzentrierte Rest wird in einem Becken am Boden jeder Stufe gesammelt; in manchen Anlagen wird er dem Becken der nächsten Stufe zugeführt, wo er ebenfalls noch verdampft. (BUROS, 2000)

Zur Reduzierung der notwendigen Stufen und Wärmetauscherflächen wurden manchen Anlagen mit dem Verfahren der *Brüdenkompression* kombiniert. MED-Anlagen werden in Einheiten mit Leistungen von 2.000 bis 23.000 m³/d gebaut und operieren bei Temperaturen von 40 bis 80 °C.

5.1.4 Multi Effect Humidification (MEH)

Die *Mehrstufenbe- und Entfeuchter* oder *Multi Effect Humdidification* be- und entfeuchten eine Konvektionswalze feuchter Luft.

Innerhalb einer thermisch isolierten Box verdampft heißes Wasser an Verdunsterflächen bei Umgebungsdruck. Anschließend kondensiert es unter

teilweiser Rückgewinnung der Verdampfungsenthalpie wieder. Dabei kann die Konvektion des Feuchtluftstroms frei oder erzwungen sein. Mehr dazu im Abschnitt 6.3.

5.2 Membranverfahren

In der Natur spielen Membranen bei den Prozessen Dialyse und Osmose eine wesentliche Rolle bei der Trennung von Salzen.

Künstliche Membranen finden in zwei wichtigen Entsalzungsverfahren Verwendung, der Elektrodialyse und der Umkehrosmose. Die Membranen werden in beiden Prozessen jedoch unterschiedlich verwendet.

Elektrodialyse verwendet ein anliegendes elektrisches Feld, mit dessen Hilfe die Salze selektiv durch eine Membran transportiert werden, während entsalztes Wasser zurückbleibt. Bei der Umkehrosmose hingegen wird das Wasser durch eine Membran gedrückt, die Salze mehr oder weniger gut zurück hält (vgl. Abbildung 6).

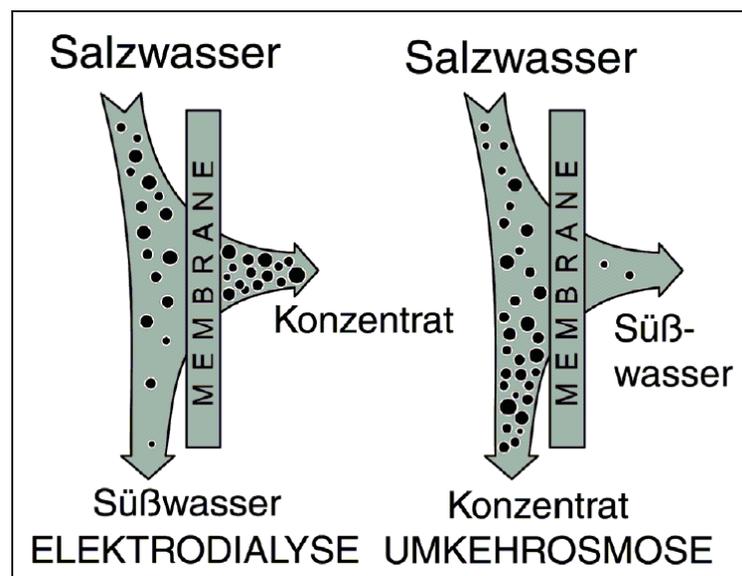


Abbildung 6: Gegenüberstellung von Elektrodialyse und Umkehrosmose (BUROS, 2000).

5.2.1 Umkehrosmose (RO)

Bei der Umkehrosmose oder *Reverse Osmosis* wird salzhaltiges Rohwasser durch eine halbdurchlässige Membrane gepresst. Im Idealfall lässt diese nur Wassermoleküle ohne gelöstes Salz passieren. Der Durchmesser der Poren in den

Membranen liegt zwischen 0,1 und 3,5 nm. Der dafür erforderliche Druck muss höher als der osmotische sein und liegt bei der Meerwasserentsalzung zwischen 25 und 80 bar.

Ein Teil des Rohwassers wird als Konzentrat abgeführt. Das Permeat hat einen Restsalzgehalt der von der Rohwasserqualität abhängt. Bei Brackwasser mit weniger als 10 g/l gelöster Salze kann das Permeat direkt als Trinkwasser verwendet werden. Zur Entsalzung von Meerwasser oder Wasser mit höherem Salzgehalt, muss in mehreren Stufen entsalzt werden, um einen Restsalzgehalt unter 1 g/l zu erreichen. (TEPLITZ-SEMBITZKY, 2001)

Allgemein kann man von einer Reinigungsleistung von 95 bis 99 % bei den gelösten Feststoffen (TDS) und 99 % bei Bakterien ausgehen.

Zusätzlich erforderliche Maßnahmen sind die Vorbehandlung des Rohwassers (Filterung, chemische Zusätze). Gegebenenfalls bedarf es auch einer Nachbehandlung zur Beseitigung von Bakterien, Keimen oder Gasen.

Mit mechanischen Energierückgewinnungssystemen, die den nur um 1 bis 4 bar niedrigeren Druck des Konzentrates ausnutzen, lässt sich der Gesamtwirkungsgrad deutlich beeinflussen. Dadurch liegt der Energiebedarf bei ca. 3 kWh/m³ Meerwasser.

RO-Anlagen werden serienmäßig in allen Größenordnungen gebaut. Die Palette reicht von großtechnischen Anlagen für mehrere 10.000 m³/d bis hin zu Kleingeräten für den Haushalt mit 12 l/d. Letztere werden mit Leitungsdruk betrieben und dienen der Verbesserung der Wasserqualität aus Trinkwassernetzen.

Vorteilhaft sind der vergleichsweise geringe Energiebedarf, die hohe Reinwasserausbeute (bis zu 70 %), die modulare Bauweise, und die relativ niedrigen Investitionskosten der Anlagen. Einzelne Erzeuger von Anlagen versprechen Kosten von 0,5 €/m³, sodass sogar der Einsatz zur Bewässerung in der Landwirtschaft sinnvoll wird. (PIQUE, 2002)

Die Nachteile liegen in der Empfindlichkeit der Membranen gegenüber Ablagerungen: *fouling* und *scaling*. Daraus ergeben sich hohe Wartungs- und

Ersatzteilkosten – sowie das Risiko von Versorgungsunterbrechungen. Ein weiterer Nachteil ist die im Vergleich zu Verdampfungsverfahren geringere Reinwasserqualität. (BAUMGARTNER, 1992)

5.2.2 Elektrodialyse (ED)

Bei der *Elektrodialyse* werden kat- und anionenselektive Membrane und ein von Außen angelegtes elektrisches Feld zur Abtrennung der gelösten Salze verwendet. Anders als bei der RO werden hier die gelösten Salze mittels des elektrischen Stroms durch die Membran bewegt, und nicht der zu entsalzende Wasserstrom.

Der Energieverbrauch steigt stärker mit dem Salzgehalt des Rohwassers als bei der RO. Deshalb werden Elektrodialyseverfahren in der Regel nur zur Aufbereitung schwach salziger Brackwässer verwendet. Bei der ED kann der von Photovoltaikanlagen gelieferte Gleichstrom direkt genutzt werden.

Ein Teillastbetrieb ist möglich und ein Stillstand der Anlage in der Regel unkritisch.

Bei den derzeit bekannten, für die ED geeigneten Membranen ist eine Rohwasservorbehandlung erforderlich, da sie u.a. empfindlich auf Basen reagieren. Durch eine alternierende Flussrichtung durch die Membran, bei entsprechenden weiteren baulichen Maßnahmen, lässt sich der Aufwand zur Rohwasservorbehandlung und Membranreinigung deutlich reduzieren. Dadurch wird es sogar möglich, Rohwasser mit höherem Anteil an gelösten Feststoffen als beim RO-Verfahren, zu behandeln.

Als Beispiel für die Aufbereitung von Brackwasser mit photovoltaisch betriebener ED, sei auf die Anlage in Tanote, Indien, verwiesen (BAUMGARTNER, 1992). Dort wird mit einer installierten PV-Kapazität von 450 W_p ohne Akkumulatoren täglich 1 m³ Brackwasser von 4,5 bis 5 g/l Salzgehalt auf 1 g/l entsalzt.

5.2.3 Membrandestillation

Die Membrandestillation nutzt die Eigenschaft einer hydrophoben Membran (ähnlich GoreTex), die für Dampf durchlässig, für Wasser aber undurchlässig ist. Somit ist sie eine Mischung aus thermischen und Membran-Verfahren und noch relativ jung.

Der Porendurchmesser beträgt ca. $0,2 \mu\text{m}$. Nachdem der Dampf durch die Membran diffundiert ist, kondensiert er an einer kühlen Fläche. Die Membran verhindert die Rückvermischung mit dem Rohwasser.

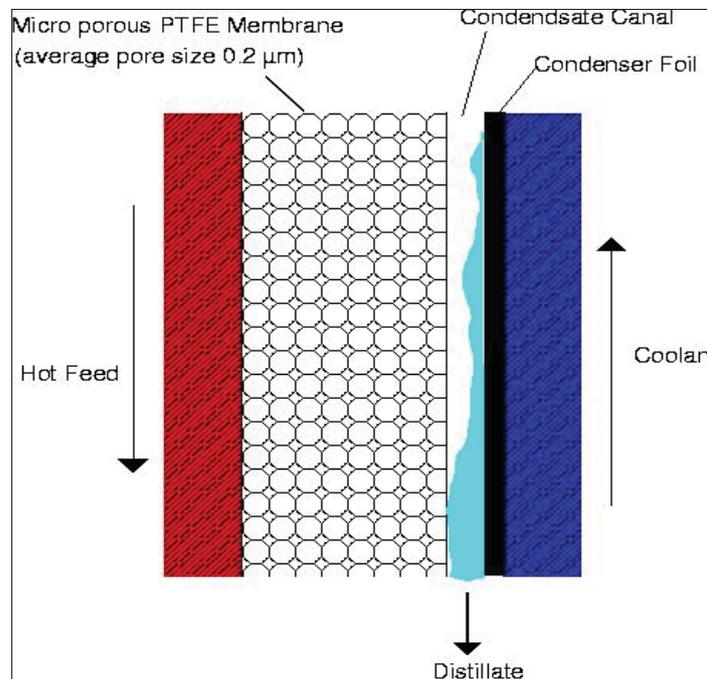


Abbildung 7: Prinzip der Membrandestillation (ROMMEL, 2003).

Die Membranmodule sind kompakt, die verwendeten Membrane aber relativ teuer, empfindlich gegen Öle und Tenside. Defekte Module sind nicht reparierbar. Der Bedarf an einer nur sehr geringen Temperaturdifferenz zwischen Verdampfen und Kondensieren sowie die einfache Bauweise sind Vorteile dieses Verfahrens. Da jedoch im Vergleich zu MED und MSF große Wassermengen benötigt werden, ist der Gesamtwirkungsgrad deutlich geringer als bei eben genannten Verfahren. (BUROS, 2000)

5.3 Weitere Verfahren

Unter diesem Punkt fallen wirkliche Sonderprozesse, aber auch Kombinationen von Verfahren bzw. Erweiterungen.

5.3.1 Vapor Compression (VC)

Bei den Brüdenkompressionsanlagen oder *Vapor Compression* wird Dampf aus dem Verdampferraum abgesaugt, komprimiert und bei einer höheren Temperatur

5.3.2 Sprühverdampfer (RSD)

Der Sprühverdampfer wird allgemein als *Rapid Spray Desalination* oder im speziellen als *Rapid Spray Evaporation (RSE⁴)* bezeichnet. Das Verfahren wurde ursprünglich von Llyod Motz und David Secunda, Columbia University, New York, in den 1970ern erdacht.

Aufgeheizte Luft wird in eine Verdampferkammer geblasen. In den Luftstrom wird das Salzwasser mit hoher Geschwindigkeit mittels spezieller Düsen eingespritzt. In Abhängigkeit von der Größe der Tropfen, der Geschwindigkeit des Einspritzens, atmosphärischen Umgebungsbedingungen in der Kammer und der Zusammensetzung des Salzwassers, verdampft das Wasser innerhalb von Millisekunden. Die Feststoffe der Lösung fallen aus und es entsteht reiner Wasserdampf. Der Dampf passiert einen Tröpfchenabscheider und wird zum Kondensator weitergeleitet. Periodisch wird der Tröpfchenabscheider mit Kondensat gespült.

Salzwasser mit einer Salinität von 130 g/l kann bis auf 0,4 g/l entsalzt werden. Aufgrund dieser Tatsache kann das RSD-Verfahren sogar noch das Konzentrat von bereits installierten MSF- oder RO-Anlagen verwenden.

Da die gelösten Salze in festem Aggregatzustand ausfallen, fällt eine Konzentrat-Entsorgung weg. Die Salze können je nach Qualität verkauft oder deponiert werden. Die Anlage setzt 95 % des Seewassers zu Trinkwasser um, bei RO sind es nur 35 bis 40 %. Im Vergleich zu MSF und RO eine relativ einfache Anlage ist, fallen nur ca. die Hälfte der Investitionskosten bei gleicher Produktionskapazität an. Da weiters keine hohen Drücke eingesetzt werden, sind die Energiekosten um 40 bis 75 % geringer. (TURNER, 2002)

Aktuell wird unter dem Markennamen RSE von der Firma *AquaSonics Internationals*, USA, das Verfahren weiter erforscht und vermarktet. AquaSonics-Systeme liefern Trinkwasser zu einem Preis von 0,15 bis 0,25 €/m³ bei einer derzeitigen Kapazität von 11 m³/d. Laut dem Hersteller lag die Schwierigkeit in der Entwicklung der Düsen und der Abscheidekammer. (ELLIS, 2002)

⁴ Patents worldwide cover the RSE technology. ©2001 by US Aquasonics Corporation, Albuquerque, New Mexico, USA. All Rights reserved. AQUASONICS, AQUASONICS

5.3.3 Pflanzen

Halophyten sind Pflanzen, welche bei erhöhtem Salzgehalt im Boden wachsen können. Der Salzgehalt kann dabei dem von leichtem Brackwasser, bis über dem von Meerwasser, entsprechen.

Zur Regulierung des Salzhaushalts ihrer Zellen besitzen diese Pflanzen spezielle Proteine, die den Transport von Natriumionen in die Vakuolen der Zellen steuern. Vakuolen sind große, von einer Membran umschlossene "Blasen" in der Pflanzenzelle, in denen unterschiedlichste Substanzen gespeichert werden. Dadurch werden schädlich hohe Konzentrationen im Zellinnern vermieden.

Die direkte Nutzung von Pflanzen durch Auspressen der Vakuolen wird in der Literatur nicht beschrieben, und stellt eher nur eine Notfallsversorgung dar.

Werden adaptierte Gewächshäuser als Solardestillen verwendet, wobei die Verdunstung durch die Pflanzen verstärkt wird, kann man Halophyten indirekt zur Entsalzung nutzen.

5.3.4 Frieren

In den 50ern und 60ern des 20. Jahrhunderts wurde an der Gefrierentsalzung intensiv geforscht. Beim Gefrieren werden gelöste Salze auf natürliche Weise bei der Formation der Eiskristalle abgetrennt. Durch teilweises Frieren des Rohwassers, Spülen mit sauberem Wasser und Auftauen wird Trinkwasser produziert. In Abbildung 9 ist eine Gefrierentsalzungsanlage in Kombination mit einer Brüdenkompressionsanlage dargestellt.

Die Vorteile liegen im geringen theoretischen Energiebedarf (die latente Wärme beim Frieren ist um ca. 1/7 geringer als beim Verdampfen), sowie der geringen Gefahr von Korrosion oder Verkrustungen aufgrund der niederen Temperaturen. Der entscheidende Nachteil ist der sehr schwierige Umgang mit dem Eis-Wassergemisch in der mechanischen Verfahrenstechnik.

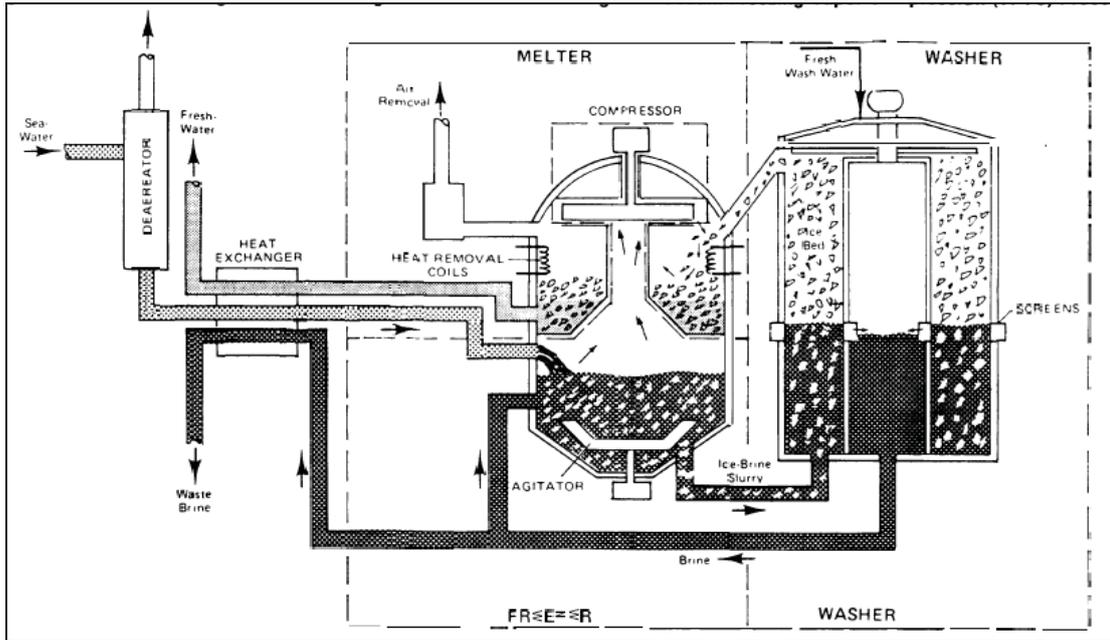


Abbildung 9: Schema einer Gefrier-Entsalzungsanlage mit einem *Vacuum-Freezing Vapor-Compression Process* (BUROS, 1980).

5.4 Zusammenfassung und Gegenüberstellung

Abbildung 10 zeigt die Aufteilung der weltweit installierten Kapazitäten von 25 Millionen m³ der vorgestellten Verfahren nach WANGNICK (1998). Demnach dominieren RO und MSF unter den Entsalzungsverfahren.

Als Energiequellen dienen den meisten Anlagen Erdöl, konventionell erzeugter Strom oder die Abwärme aus Kühlwasserkreisläufen von nuklearen und kalorischen Kraftwerken. Die nötige Verteilung des Wassers beschränkt den Einsatz der Anlagen jedoch auf Ballungsräume.

Basierend auf fachspezifische Journale lässt sich ein gegenwärtiger Trend ablesen. Dieser zeigt, dass sich die aktuelle Forschung auf Membrantechnologien konzentriert. Die Entwicklung setzt ebenfalls ihren Schwerpunkt: Nebst den diversen Problemen der RO werden auch schon Entsalzungsanlagen mit Nanofiltration diskutiert.

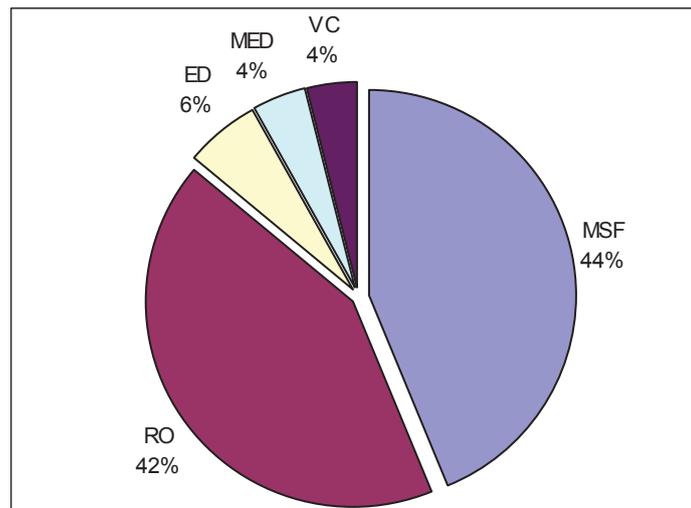


Abbildung 10: Installierte Entsalzungskapazitäten der unterschiedlichen Verfahren

Einige Daten und Kennzahlen der geläufigsten Verfahren werden in Tabelle 2 gegenübergestellt. Eine Abhandlung wurde bereits im Text gegeben, daher möchte es sich hierbei um eine bloße Zusammenfassung handeln. Da das Feld der Entsalzungstechnik breit gefächert ist, variieren die Zahlen je nach Autor sehr.

Laut TEPLITZ-SEMBITZKY (2001) liegen die Vorteile von MED gegenüber MSF in der geringeren Störanfälligkeit der Anlage (Korrosion, Ablagerungen) und dem niedrigeren Pumpenenergiebedarf (50 % einer MSF gleicher Größe). Dem widerspricht teilweise BUROS (2000) indem er meint, dass MED von MSF aufgrund der besseren Resistenz gegen Verkrustungen abgelöst wurden. Der Große Vorteil von RO ist der geringe spezifische Energieverbrauch, der Nachteil liegt in der Problematik von *fouling* und *scaling* der Membrane.

Für kleine und kleinste Anlagen ist es sehr schwer, typische Zahlenwerte anzugeben, da sehr viele unterschiedliche Systeme existieren. DELYANNIS und BELESSIOTIS (1995) schätzten, dass eine einfache Solardestille mit durchschnittlicher Produktionsleistung von 4 l/m²/d bei einer 20-jährigen Lebensdauer, 8 % Verzinsung und frei zur Verfügung gestelltem Land Wasser zu einem Preis von 2.9 €/m³ erzeugt.

Die aktuellen Preisentwicklungen für Großanlagen zeigen Preise von weniger als 0,4 €/m³ für RO und weniger als 1 €/m³ für thermische Prozesse. (ABU ARABI,

2003) Meiner Ansicht nach besteht ein großes Potential konventioneller Entsalzungsanlagen im Verfahren des Sprühverdampfers. Aufgrund der relativ einfachen Anlage, der Investitionskosten und des Ausbleibens von Konzentrat ist es bemerkenswert, dass derartig wenige Anlagen verbreitet sind.

Interessant ist auch die folgende Graphik, in der die reale Verteilung von derzeit funktionierenden Entsalzungsanlagen zu sehen ist. Der Hauptanteil liegt im Mittleren Osten und bedauerlicherweise sind die Entwicklungsländer Asien und Afrika noch unterversorgt. Die Vorreiterrolle des Mittleren Ostens gründet auf das Vorkommen fossiler Energieträger (Erdöl und Erdgas).

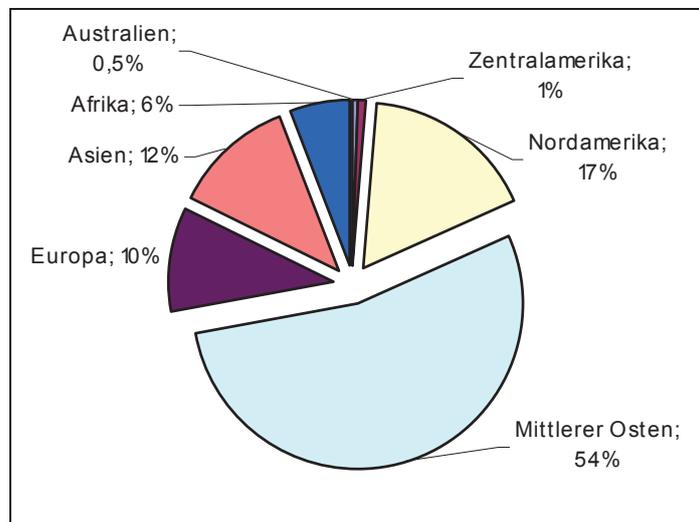


Abbildung 11: Verteilung von Entsalzungskapazitäten nach Weltregionen

Die Verteilung der installierten Entsalzungskapazitäten auf die Regionen der Erde spiegelt sich ebenso in anderer Sichtweise wieder. So sind die größten bzw. aktivsten Organisationen auf dem Gebiet der Entsalzung:

- das Middle East Desalination Research Center, MEDRC, Oman, www.medrc.org/
- die International Desalination Association, IDA, USA, www.idadesal.org/
- und die European Desalination Society, EDS, Italien, www.edsoc.com/

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in Entwicklungsländern

Verfahren	Produktionskapazität [m³/d]	Salzgehalt des Produkts [g/l]	Prozesstemp. [°C]	Prozesswärme [kWh/m³]	Elektrische Energie [kWh/m³]	Kosten [€/m³]	Stufen bzw. Druck
Solardestille	0,003 – 0,005	0,01	60 - 90		0	3	1
MED * **	2.000 - 23.000	0,01 - 0,05	40 - 80	54,7 20 - 40	2,03 - 4,05 5		8 -16
MSF * **	4.000 - 500.000 4.000 - 45.000	0,01 - 0,05	90 -120 100 -110	64,5 20 - 40	2,84 - 5,67 5		40
MEH	5	0,01 - 0,05	60 - 90				
ED **	45.000	0,35 – 0,5	-		3-15		
RO * **	4.000 - 40.000 0,012 - 128.000	0,35 – 0,5		0	3 4,35 - 9,72 5-15	0,25 - 0,6	55 - 80 bar
VC **	2.400 - 24.000***	0,01- 0,05			7 - 9***		
RSE ****	11	0,44	k.A.	7,85	k.A.	0,16	

Tabelle 2: Übersicht von Daten bereits vorgestellter Entsalzungsanlagen.

* TEPLITZ-SEMBITZKY (2001); ** ROMMEL (2000); *** International Atomic Energy Agency (1992); **** TURNER (2002).

6 Verfahren mit solarthermischen Antrieb

In diesem Abschnitt wird eine Auswahl von Verfahren mit solarthermischem Antrieb präsentiert. Nähere Verfahrensbeschreibungen und Schilderungen über Hintergründe der Entwicklungen wollen die Vielfalt von Geschichte und aktueller Forschung zeigen.

Natürlich wird auch versucht bisher konventionell angetriebenen Systeme für einen Antrieb mit erneuerbaren Energien (Wind, Biomasse, Sonne - thermisch und elektrisch) anzupassen. Wie bereits erwähnt, soll der Rahmen dieser Arbeit durch die Einschränkung auf solarthermische Systeme gewahrt bleiben.

Durch die Einschränkung auf solarthermischen Antrieb fallen großtechnische Anlagen mit Produktionskapazitäten über 5.000 m³/d zumeist (eine Ausnahme findet sich in Abschnitt 6.4) weg; diese sind bereits auch ausreichend entwickelt und vermarktet.

Weitere Kriterien für die Aufnahme in diesen Abschnitt sind:

- Das Verfahren ist bereits in Entwicklungsländern im Einsatz oder wird für diese konzipiert.
- Art und Häufigkeit, in der über die Verfahren berichtet wird.
- Anlagen-Kapazitäten bzw. deren Anpassungsfähigkeit.

Bemerkt muss werden, dass diese Kriterien nicht immer streng eingehalten wurden. Insbesondere bei herausragenden Innovationen und Verfahren, die die Vielfalt der Konzepte verdeutlichen.

In der Erforschung und Entwicklung von Verfahren mit solarthermischem Antrieb sind oberflächlich zwei Richtungen erkennbar. Die eine geht in die Weiterentwicklung der Solardestillen. Die andere in Richtung ausgereifter Konstruktionen von verstärkten solar-thermischen Apparaturen mit einer höheren spezifischen Produktivität. Aus den verstärkten Verfahren nach dem MEH-Prinzip wurden zum einen parallel, zum anderen in Folge, auch einfachere Anlagen entwickelt, welche weiters als *Feuchtluftdestillen* bezeichnet werden.

6.1 Solardestillen

Die Nutzung der Sonnenenergie zur thermischen Meerwasserentsalzung wird in größeren Apparaturen bereits seit Mitte des 19. Jahrhunderts praktiziert. Dabei kamen zunächst so genannte Solardestillen zum Einsatz.

Dabei wird Salzwasser in Becken unter Glasabdeckungen direkt an der Sonne auf dunklen Flächen bei Umgebungsdruck verdunstet. Die dadurch erzeugte feuchte Luft kondensiert anschließend an der von der Umgebungsluft gekühlten transparenten Abdeckung der Kästen.

Die erste Anlage dieser Art wurde 1872 in Chile von dem schwedischen Ingenieur Charles Wilson in Las Salinas gebaut. Sie hatte eine überdeckte Fläche von 4.730 m² und produzierte bis zu 22,7 m³ Wasser pro Tag. (JANISCH/DRECHSEL, 1984)

Diese Anlage kann wohl mit Recht als Trendsetter der solaren Entsalzung bezeichnet werden, änderte sich doch das Prinzip über fast einhundert Jahre nicht wesentlich. Der Aufbau lässt sich an Abbildung 12 studieren.

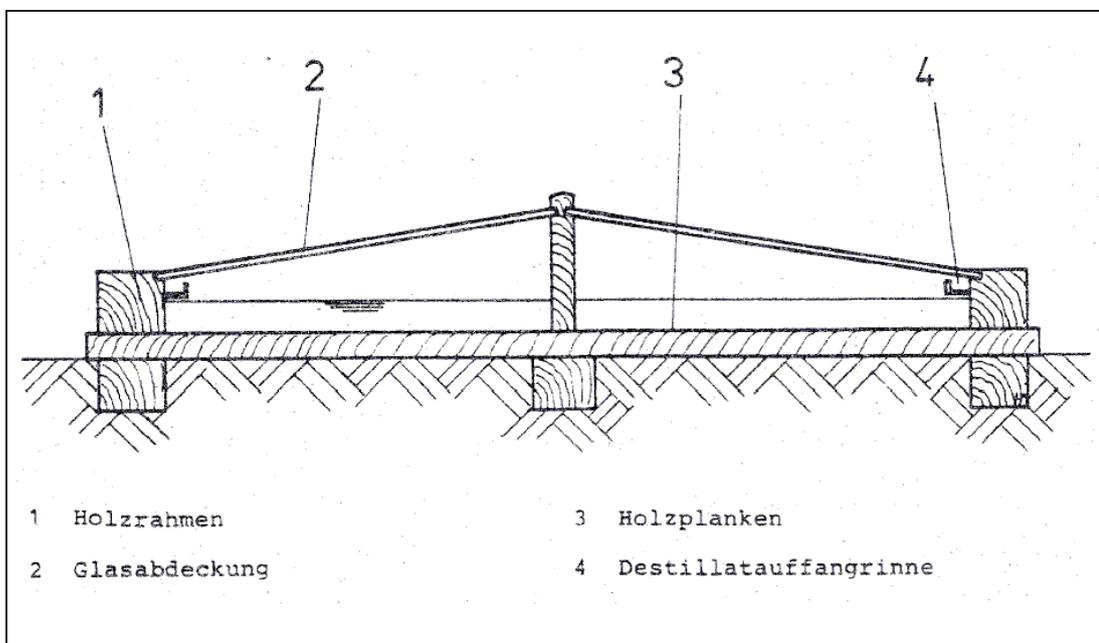


Abbildung 12: Solardestille in Las Salinas, Chile, 1872 (JANISCH/DRECHSEL, 1984).

Modernere Solardestillen bestehen aus dampfdicht aber strahlungsdurchlässig abgedeckten Absorberflächen. Die Absorberfläche ist mit Salzwasser bedeckt. Die Verdunstungsfläche ist in der Beckenbauweise der Salzwasserspiegel und in der Dochtbauweise ein schräg gestellter, mit Salzwasser befeuchteter Absorber. Kondensationsfläche ist in beiden Bauweisen die Innenseite der geneigten strahlungsdurchlässigen Glas- oder Kunststoffabdeckung. Eine Rückgewinnung der Kondensationswärme kommt bei den einfachen Solardestillen daher nicht in Betracht.

Die Tagesproduktion von Einfachdestillen errechnet sich nach ITDG (o.J.) folgenderweise:

$$Q = \frac{\eta \cdot G \cdot A}{h_v}$$

Q (m _w)	tägliche Produktionsmenge [l/d]
η	Gesamtwirkungsgrad [1]
G	tägliche Globalsonneneinstrahlung [MJ/m ² /d]
A	Fläche der Destille [m ²]
h _v	spez. Verdampfungsenthalpie von Wasser = 2,26 [MJ/kg]

Als Beispiel sei eine einfache Becken-Destille mit einem Gesamtwirkungsgrad η von typischen 30 % angenommen. Die Fläche der Destille A sei 1 m².

In Zielgebiet 1 beträgt die tägliche Globalsonneneinstrahlung G 22,5 MJ/m²/d (6,25 kWh/m²/d). Daraus folgt:

$$Q = \frac{0,30 \cdot 22,5 \cdot 1}{2,3} \approx 3 \text{ l/d}$$

Für das Zielgebiet 2 ergibt sich bei einer Einstrahlungsdichte von 21,35 MJ/m²/d (5,93 kWh/m²/d) eine Produktionsmenge Q = 2,83 l/d.

Wie obige Gleichung zeigt, ist die Produktionsrate stark von der Sonneneinstrahlung abhängig. Trotzdem wird sie am frühen Abend am stärksten. Dann ist das Rohwasser immer noch warm, jedoch wird die Kondensationsfläche durch die sinkenden Außentemperaturen bereits vermehrt gekühlt.

Somit ergeben sich nun folgende grundsätzliche Probleme der einfachen Solardestillen:

- Diskontinuierliche Energieversorgung
- Große Verletzbarkeit durch Witterung, Tier und Mensch
- Relativ großer Flächenverbrauch⁵

Ziele zur Effizienzsteigerung sind nach ITDG (o.J):

- Absolute Dampfdichtheit
- Hohe Rohwassertemperatur mittels
 - guter Isolation der Anlage
 - geringem Durchfluss bzw. seichte Becken oder bessere Absorber
- Großer Temperaturunterschied zwischen Rohwasser und Kühlfläche indem die Kondensationsfläche keine Strahlung absorbiert mittels
 - Kondensation während der Nacht
 - zusätzlichem Strom an Luft oder Wasser, der die Dissipationsenergie aufnimmt

Im Folgenden sind nun Beispiele aktueller Anlagen und Entwicklungen dargestellt.

6.1.1 Notversorgung

Abbildung 13 zeigt die einfachste Destillationsanlage für Notfälle. Sie besteht aus einer Folie, welche über ein Erdloch gespannt wird, und einem Becher zum Auffangen des Destillats. Laut JANISCH und DRECHSEL (1984) kann man damit 2 l/m²/d Destillat erzeugen. Die Bodenfeuchte kann meist schon ausreichend sein, zusätzliches Pflanzenmaterial oder Urin erhöhen die Produktionsrate.

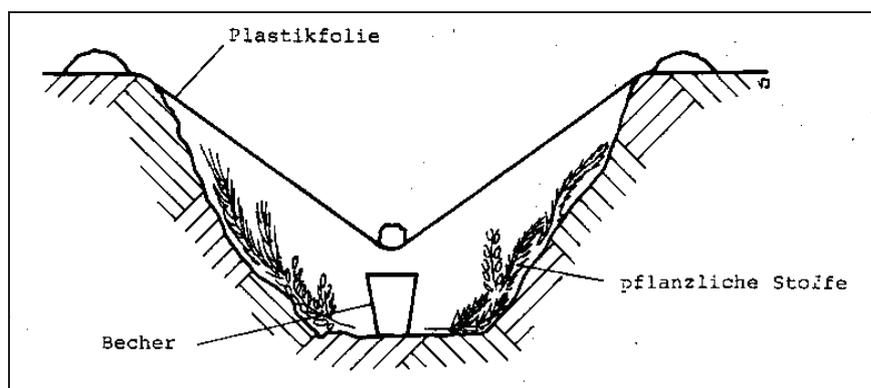


Abbildung 13: Skizze der einfachsten solaren Destillation

⁵ Für 4.000 m³/d bräuchte man bei einer durchschnittlichen Produktionsrate von 4 l/m²/d eine Fläche von 100 Hektar (1km²).

Das Watercone®-System (AUGUSTIN, 2003) (siehe Abbildung 14), entwickelt von Stephan Augustin, hat einen Wirkungsgrad von 40 %. Bei der durchschnittlichen Sonneneinstrahlung in Casablanca, Marokko, erreicht es somit 8,8 l/m². Bei einem Durchmesser von 60 bis 80 cm ergibt das 1 bis 1,4 l in 24h.

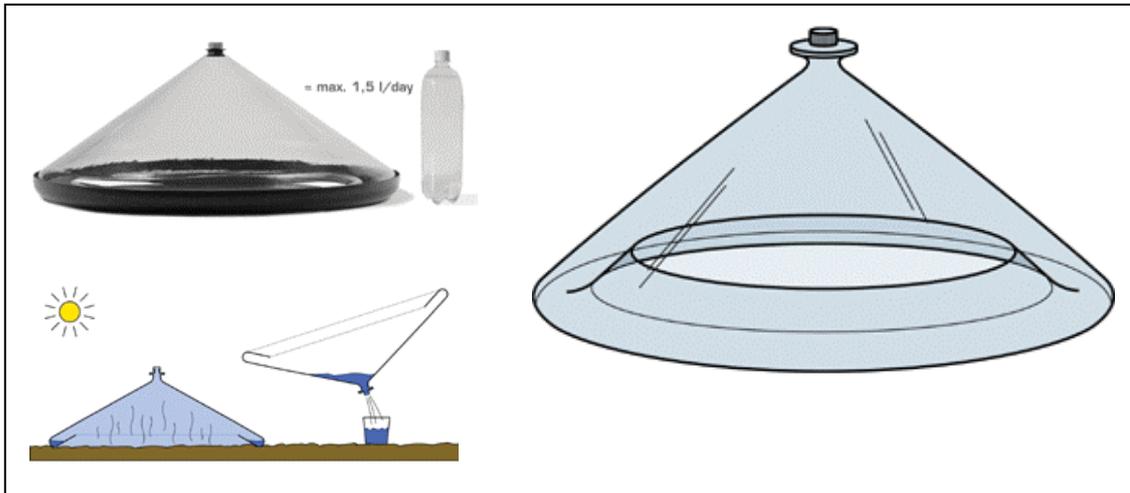


Abbildung 14: Skizzen und Größenvergleich des Watercone® (AUGUSTIN, 2003)

Der Watercone® besteht aus einem UV-resistenten Polycarbonat und hat eine Lebensdauer von rund 5 Jahren. Der Boden besteht aus 100 % recycelten PC. Bei einem Preis von € 46 und einer Lebensdauer von 3 bis 5 Jahren rechnen die Hersteller mit einem Wasserpreis von 0,24 €/l. (AUGUSTIN, 2003)

Weiters wurden für die Notversorgung von Rettungsbojen in der Luft- und Schifffahrt zahlreiche aufblasbare Konstruktionen aus Kunststofffolien entwickelt und patentiert.

6.1.2 Becken/Wannen

Als klassisches Beispiel einer Beckendestille dienen die Destillen der El Paso Solar Energy Association (EPSEA, o.J.). Beim Entwurf dieser Geräte (s. Abbildung 15 und Abbildung 16) zielen die Hersteller auf die Verwendung von Standardbauteilen ab, wodurch sie einfach nachzubauen sind. Bei absoluten Kosten von ca. € 150 produziert dieser Typ rund 11 l/d bei einer Fläche von ca. 0,8 x 2 m² im Sommer. Der Destillatpreis liegt somit bei 18 €/m³.

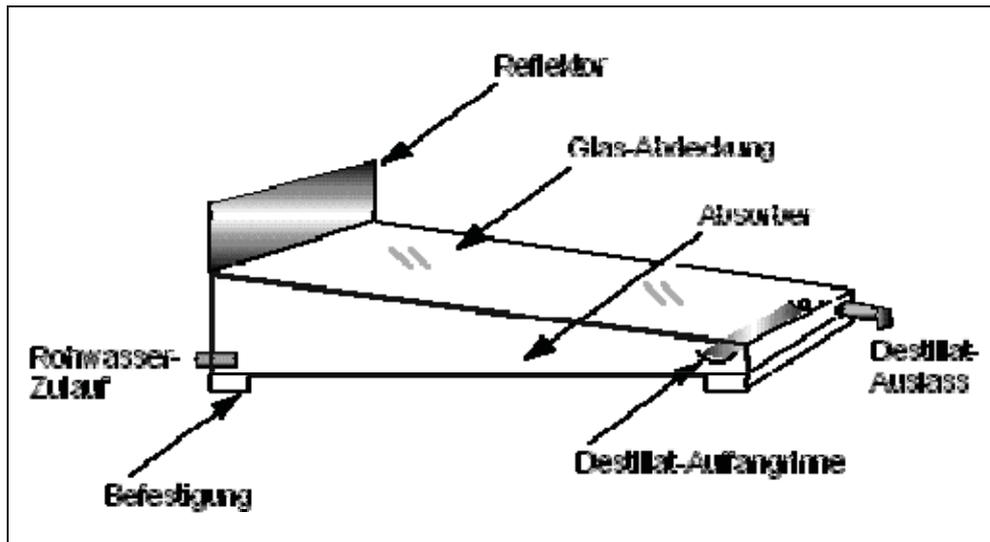


Abbildung 15: Prinzipieller Aufbau der EPSEA-Anlagen (EPSEA, o.J.).



Abbildung 16: Bild der Anlagen von EPSEA bei Anapra Orqhange, Mexico (EPSEA, o.J.).

Spielt der Landverbrauch eine sehr untergeordnete Rolle, so kann man auch mit einfachen Solardestillen eine Tagesproduktion von $5,8 \text{ m}^3/\text{d}$ realisieren. Auf einer Fläche von 1.449 m^2 wird beispielsweise in der Wüste von Saudi Arabien (zwecks

Aufbereitung von Permeat aus einer PV-RO-Anlage) Trinkwasser zu einem sensationellen Preis⁶ von 0,46 €/m³ erzeugt. (HASNAIN, ALAJLAN, 1998)

6.1.3 Docht

Die erste schräggestellte Docht-Destille (*Wick Stills*) wurde von Telkes 1955 beschrieben. Dabei wird das Wasserbecken durch eine geneigte poröse Textur (Vlies, Jute, usf.), meist schwarz, ersetzt. Das Salzwasser sickert durch die Schwerkraft von oben durch die Textur, welche die Sonnenstrahlung absorbiert und an das Wasser abgibt.

Die Firma ROSENDAHL SYSTEM GMBH (2003), Deutschland, produziert Anlagen mit folgender Funktionsweise und Spezifikationen.

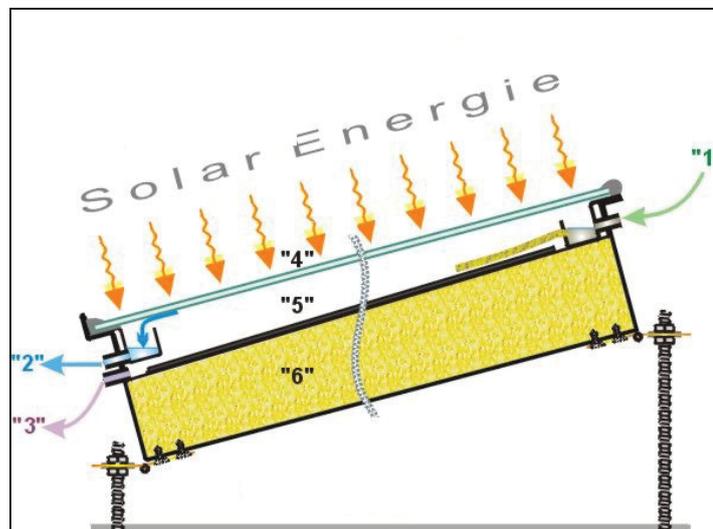


Abbildung 17: Prinzipskizze einer Docht-Destille (ROSENDAHL SYSTEM GMBH, 2003).

Das entsprechend dosierte Rohwasser gelangt in die Destille über eine Rohwasserrinne "1" und sickert über Dochte auf ein schwarzes Absorbervlies "5". Dieses ist langfristig UV-beständig und lebensmittelecht.

Durch Sonnenenergie erwärmt sich das durchfeuchtete Vlies auf Spitzentemperaturen von 80 bis 90 °C. Etwa 50 % der Rohwassermenge verdampfen und kondensieren auf kürzestem Weg unter der kühleren Glasabdeckung "4". Das Kondensat rinnt in eine

⁶ 20 Jahre, 5 %.

Kondensatrinne "2" und wird aus dem Kollektor geführt. Das restliche Rohwasser "3" rinnt unterhalb der Kondensatrinne "2" ab. Es trägt Schmutz und Salze aus dem Kollektor und wurde auf seinem Weg durch den Kollektor auch hygienisiert. Dafür sorgen die UV-Bestrahlung (UV-Entkeimung) und die hohe Betriebstemperatur. Die Wärmeisolierung "6" verhindert Energieverluste durch den Kollektorboden.

Das gewonnene Destillat hat höchste Qualität. Es wurde als Trinkwasser von der amerikanischen "Water Quality Association" im Jahr 1999 mit der Goldmedaille ausgezeichnet. (ROSENDAHL SYSTEM GMBH, 2003)

Je nach Klima können direkt im Flachkollektor täglich etwa 6 bis 8 l/m² Absorberfläche gewonnen werden. Eine Leistungssteigerung ist nur mit großem apparativen Aufwand möglich, z.B. als mehrstufiges Verfahren. Dieses ist nachweislich unwirtschaftlich.

Das einstufige Verfahren von ROSENDAHL SYSTEM GMBH (2003) wurde über 10 Jahre getestet und wird bereits in vielen Ländern eingesetzt. Alle Metallteile der Kollektoren die mit Wasser in Berührung kommen sind aus Edelstahl oder Messing gefertigt. Alle äußeren Teile sind verzinkt.



Abbildung 18: Bild einer Kleinanlage „F6 mini“ von ROSENDAHL SYSTEM GMBH (2003).

Abbildung 18 zeigt die kleinste Anlage der Firma ROSENDAHL SYSTEM welche als sehr einfach und preiswert angeboten wird. Bei der Absorberfläche von ca. 80 x 60 cm

(B x H) ist mit einer täglichen Produktion von 2 bis 4 Litern zu rechnen, je nach Klima und Jahreszeit.

6.1.4 Externe Kondensation

Eine relativ gute spezifische Produktionsrate weist die Versuchsanlage (s. Abbildung 19) von EL-BAHI und INAN (1999), Türkei, auf.

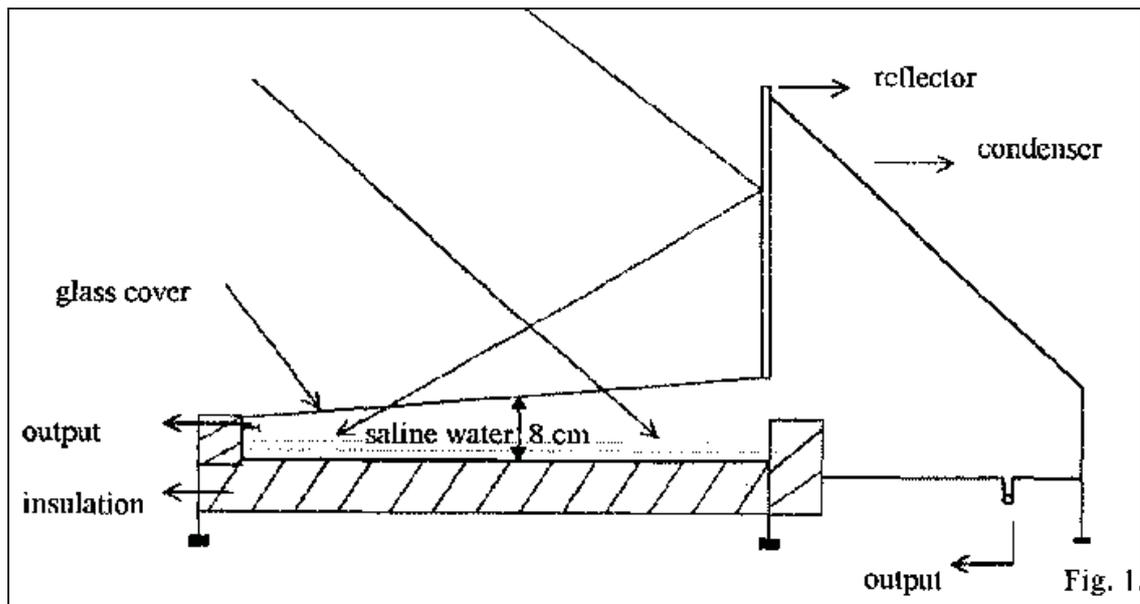


Abbildung 19: Schema der Destille mit externem Kondensator (EL-BAHI/INAN, 1999).

Durch die externe Kondensationsfläche und die zusätzliche Reflektorwand konnten mit relativ geringem Aufwand 6 l/m²/d an Kondensat erzeugt werden.

6.1.5 Mehrfacheffekt-Kombinations-Destille

Mit einer spezifischen Produktionsrate von 14,5 l/m²/d sprengt der Apparat von TANAKA (2000) die üblichen Grenzen einfacher Solardestillen:

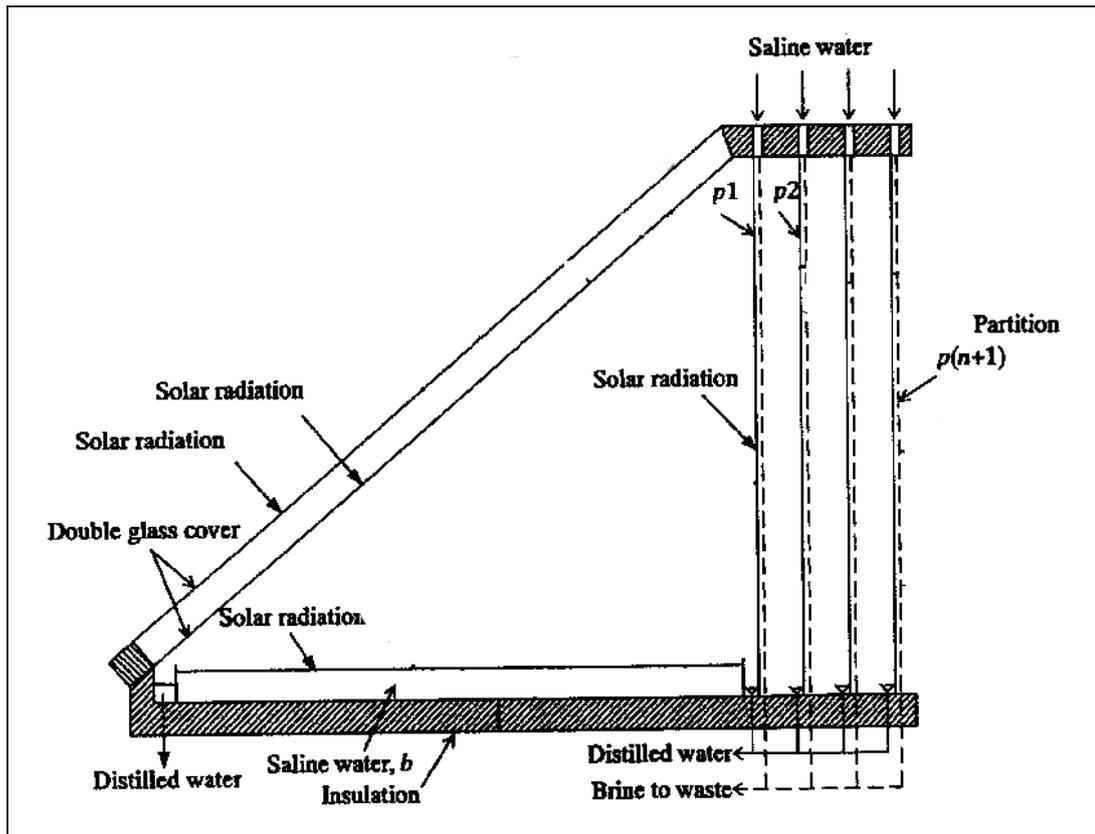


Abbildung 20: Mehrfacheffekt-Kombinations-Destille nach TANAKA (2000)

An eine einfache Becken-Destille mit Doppelglasabdeckung werden am hohen Ende mehrere vertikale Unterteilungen angebracht. Eine solche Unterteilung besteht auf der zum Becken zugewandten Seite aus einer Edelstahlplatte und an der anderen Seite aus einem Vlies. Der Dampf der vom Becken aufsteigt kondensiert einerseits an der Doppelglasabdeckung und andererseits an der ersten Edelstahlplatte, wo er weiters je in einer Auffangrinne aus der Destille fließt. Die durch Kondensation frei werdende Wärme wird an das am Vlies herabfließende Salzwasser weitergeleitet, welches dadurch ebenfalls verdampft. Der Dampf kondensiert wieder an der gegenüberliegenden Platte, usf.

Wie Tests beweisen, kann der Abstand zwischen den Unterteilungen bis auf 5 mm reduziert werden, ohne dass das Destillat durch Salzwasser verunreinigt wird.

6.1.6 Weitere Varianten der Solardestille

Eine mathematische Simulation einer einfachen, im Vergleich zu einer doppelten, Solardestille wurde im Oman (AL-HINAI et.al., 2002) durchgeführt. Die doppelte Solardestille kann man als zwei übereinander gestellte Einfachdestillen betrachten,

wobei die Bodenfläche der oberen als Kondensationsfläche für die untere wirkt. Mit einem Flachwasserbecken aus Asphalt, 10 cm Isolierung und einer rund 23° geneigten Glasfläche, wurde folgendes berechnet: Eine durchschnittliche, spezifische Produktionsrate von 4,15 l/m²/d für die einfache und 6,1 l/m²/d für die doppelte Solardestille.

Eine einfache Kostenanalyse zeigt, dass die doppelte Destille auch wirtschaftlich besser ist, da die Produktionskosten für das Destillat mit 13 €/m³ unter den 15 €/m³ für die einfache Destille liegen. Wie bereits erwähnt, rechnet DELYANNIS und BELESSIOTIS (1995) mit einem Preis von 2,9 €/m³, somit sind die hier diskutierten Systeme gleichermaßen überteuert.

In einer Kaskadendestille, beispielsweise vom SIJ, dem Solar-Institut Jülich (SCHWARZER et.al., 2003), ist das Salzwasserbecken treppenförmig angelegt: Damit soll der Abstand zwischen Wasseroberfläche und geneigter Abdeckung möglichst gering gehalten werden. Die Kaskadendestille produziert im Vergleich zu einer einfachen Solardestille etwa 5 % mehr Destillat. Der höhere Bauaufwand und das aufwendigere Reinigen der Kaskaden können diesen geringen Mehrertrag jedoch nicht rechtfertigen.

FATH (1996) berechnete noch weitere Destillen. So zum Beispiel eine solar Destille mit aufwendig eingebauten Kondensator-Wannen. Diese soll eine spezifische Produktionsrate von 10,7 l/m²/d erreichen.

Theoretisch erfolgreich scheinen sich die folgenden, einfachen Maßnahmen auszuwirken: Kühlfinnen an der Schattenseite einer Destille mit Giebeldach zur Erhöhung der Kondensation, und schwarze Halbkugeln im Destillatbecken für eine verstärkte Verdampfungsrate. FATH und HOSNY (2002) berechneten hierfür eine Steigerung der spezifischen Produktionsrate um 55 %.

Eine größere Wassermenge als Wärmespeicher im Becken der Solardestille bringt nur bedingt eine höhere Ausbeute. Die deutliche Verlagerung des Verdampfens in die Abend- und Nachtstunden hinein, konnte von CHENDO und EGARIEWE (1991) mit einer Beckenfüllung aus schwarzem Kies beobachtet werden. Zwar erreicht die Destille durch die große Gesteinsmasse langsamer die entsprechenden Temperaturen, doch kann sie diese länger halten. Dadurch wird während der Nacht mehr als doppelt soviel

Kondensat als am Tag produziert. Optimieren lässt sich die Füllung eventuell mit einer Mischung aus Kohle und Kies, sodass auch während des Tages schon verstärkt Wasser verdampft wird.

Die Produktionszahlen zeigen zwar deutlich die Verbesserungen im Vergleich zur Referenzdestille des Versuchs. Im Vergleich zu anderen Destillen liegen jedoch alle Ergebnisse weit unter dem Durchschnitt.

Versuche (SCHWARZER et.al., 2003) zuzuführende Sole im Zwischenraum einer Doppelglasabdeckung durch Wärmerückgewinnung der Kondensationswärme an der Abdeckung vorzuwärmen, brachte nur ungenügende Ergebnisse. Die Wärmeverluste durch Reflexion und Absorption in der Abdeckung sind dabei höher als der zusätzliche Energieeintrag der Wärmerückgewinnung. Dadurch wird die Effektivität der Anlage insgesamt vermindert.

Eine deutliche Verbesserung in der spezifischen Produktionsleistung (max. 9 l/m²/d) erbringt eine einfache Destille mit zusätzlichem Kollektor (KUMAR, 2002).

Der Vergleich (VOROPOULOS et.al., 2001) einer einfachen Destille mit einer Destille mit zusätzlichem Kollektor und Wärmespeicher, zeigt eine Verdoppelung der Produktionsleistung. Vor allem erhöht sich die Produktion in der Nacht signifikant und wird im Endeffekt doppelt so hoch wie die Tagesproduktion. Bei näherer Betrachtung dürfte sich der höhere Kapitalkaufwand für Kollektor und Speicher dennoch nicht rentieren.

Um neben Trinkwasser auch möglichst einfach Meersalz zu gewinnen wurde ein System entwickelt: YATES und WOTO (1988) nennen es *San Francisco-Still*. Dieses System besteht aus zwei Becken, eines zur Destillation, das andere zur Salzproduktion. Um von der Destillation zur Salzproduktion zu wechseln, wird das tragbare Gestell aus GFK-PU-Schaum-Verbund mit inkludierter Glasabdeckung und Kondensatrinne einfach aus dem einen Becken gehoben und in das andere gestellt. Dampfdicht nach unten ist die Konstruktion durch das Wasser.

Die Effizienz der Anlage leidet kaum darunter und der konstruktive Mehraufwand rechnet sich bei einer entsprechenden Vermarktung des Salzes wahrscheinlich sehr schnell.

Viele Entwicklungen, siehe dazu u.a. CHAIBI (2000), zielen darauf ab, die natürliche Verdunstung in Gewächshäusern gezielt für die Wasserproduktion zu nutzen bzw. zusätzlich noch Salzwasser zu verdunsten. Die Produktionsraten liegen jedoch unter jenen der einfachen Solardestillen. Eine Steigerung ist zwar möglich, die Anlagentechnik wird dabei sehr aufwändig und somit unrentabel.

Wieviel Kreativität und Ehrgeiz in die Verbesserung von Solar Destillen investiert wird, zeigt ein weiterer Überblick von FATH (1998) mit folgendem Abschluss:

“A pilot plant should (...) be installed to assess all these aspects vs the economical penalties. Continuous research will ultimately lead to a water production cost that can compete with other technologies, in addition to the basic advantages of solar distillation. Larger distillation units will help the overhead costs of common and auxiliary systems and components to have a smaller effect on the water production cost.”

6.1.7 Übersicht technischer Daten von Solardestillen

Die hierin gezeigte Tabelle möchte einen Überblick der bisherigen, technischen Daten von Solardestillen geben:

Hersteller, Jahr	Absorber	Kollektorfläche	Produktionskapazität (max.)	Spezifische Produktionskapazität	Prozess-Temp.	Elektr.-Energie	Preis pro m ³
		[m ²]	[l/d]	[l/m ² /d]	[°C]	[kWh/m ³]	[€/m ³]
allgemein		bis 9072	bis 22,7	2-10	-	-	-
Watercone AUGUSTIN (2003)	Becken	0,28	1,4	5	-	0	250
EPSEA (o.J.)	Becken	1,6	11	2-8	-	0	18,5-29,1
CHENDO/EGARIEWE (1991)	Kohle	0,5	1,3	3	-	-	-
ROSENDAHL F6-300 (2003)	Docht	3,75	30	6-8	80-90	14Wpv	4,06
AL-HINAI (2002)	Doppel-Becken	-	-	6,1	-	0	13,7
EL-BAHI/INAN (1999)	Becken	1	6,52	6,52	70	0	-
TANAKA (2000)	Becken	-	-	15,4	-	-	-
HASNAIN (1998)	Becken	1.449	5.800	4	-	0	0,46

Tabelle 3: Technische Daten der Solardestillen

6.2 Feuchtluftdestillen

All diese Konfigurationen der Solardestillen haben prinzipielle physikalische Eigenarten. Diese beschränken die tägliche Ausbeute an Süßwasser auch bei perfekter Abdichtung und guter Bodenisolierung auf max. 10 l pro Quadratmeter Beckenboden:

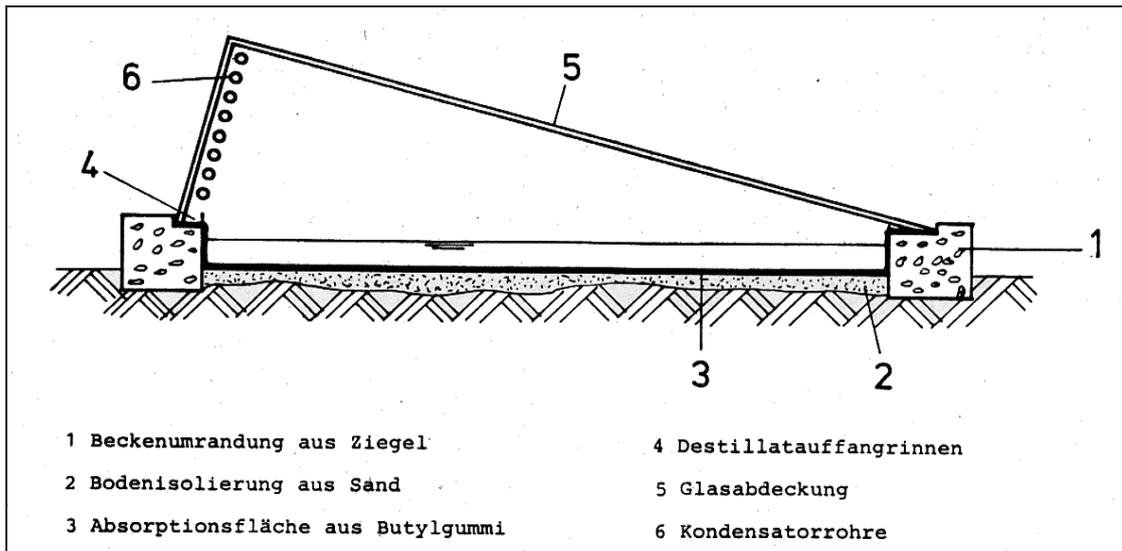
- Durch die horizontale Ausrichtung der Solarabsorptionsflächen ist die Strahlungsdichte auf der Absorberfläche relativ klein. Die erreichbaren Temperaturen sind damit aufgrund der flächenproportionalen Wärmeverluste, wie Abstrahlung oder Wärmeableitung durch den Boden, vermindert.

- Die bei der Kondensation der feuchten Luft an den Außenwänden frei werdende Energie, die vorher bei der Verdunstung aufgewandt werden muss, geht an die Umgebungsluft verloren.
- Die zur Verdunstung zur Verfügung stehende Fläche ist gleich der solaren Absorptionsfläche. Da das Salzwasser jedoch bei Temperaturen weit vom Siedepunkt entfernt (55 bis 80 °C) verdunstet wird, sind die flächenspezifischen Verdunstungsraten niedrig. Sehr hohe Temperaturdifferenzen zwischen Verdunstungsfläche und Kondensationsfläche müssen erzeugt werden, um eine nennenswerte Destillatausbeute zu erzielen.

Im letzten Fall hilft bloß die Trennung von Verdunstungs- und Solarstrahlungsabsorptionsfläche, um den schlechten Stoffübergang mittels großem Flächenangebot zu kompensieren. Zur Behebung der zweitgenannten Eigenschaft, sollte die Kondensation an einem separaten Kondensator unter Rückgewinnung der Kondensationswärme erfolgen. Zur Erhöhung flächenspezifischer Einstrahlung sollte man schließlich die Absorptionsfläche entsprechend dem Breitengrad des Aufstellungsortes gegenüber der Horizontalen anwinkeln. Diese Erkenntnisse basieren jenen Entwicklungen, die als Feuchtluft-Destillen bezeichnet werden können.

Bei den Feuchtluftdestillen wird Wasser verdunstet, von Luft als Trägermedium aufgenommen und anderorts aus der feuchten Luft wieder kondensiert. Das Aufnahmevermögen feuchter Luft für Wasserdampf hängt dabei entscheidend von der Temperatur des Gemisches ab, da der Sättigungsdampfdruck von Wasserdampf exponentiell von der Temperatur abhängig ist. Bei Überschreitung der zum Sättigungsdampfdruck gehörenden Wasserdampfbeladung tritt Nebelbildung auf. Der Vorgang wird bisher generell bei Umgebungsdruck durchgeführt, um den Apparatebau einfach und robust zu gestalten.

Die ersten Schritte in diese Richtung wurden von Delyannis vor 1981 vorgenommen. An der Nordseite einer Anlage wurden zusätzliche Kondensationsrohre (siehe Nummer 6 in Abbildung 21) installiert. In diesen wird das zuströmende Salzwasser vorgewärmt und die Kondensation im Gegenzug beschleunigt. Laut JANISCH und DRECHSEL (1984) war zwar eine Leistungssteigerung durch die verbesserte Kondensation bemerkbar, jedoch zu gering, um die erhöhten Investitionskosten zu rechtfertigen.



**Abbildung 21: Solare Destille mit Vorwärmung von Delyannis (JANISCH/
DRECHSEL, 1984)**

6.2.1 Interdisziplinäre Projektgruppe für Angepasste Technologien (IPAT)

Die verbesserte Solardestille von Delyannis, siehe Abbildung 21, entwickelte die IPAT der TU-Berlin in Zusammenarbeit mit dem portugisischen *Laboratório Regional da Engenharia Civil* (LREC) und der *Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit* (GTZ) zur *einfachen IPAT-Anlage*⁷ weiter. Diese wird in Abbildung 22 im Querschnitt dargelegt.

Der Aufbau und die Funktionsweise ist wie folgt: In einem Betonbecken befindet sich das Wasser mit einer Tiefe von 27 cm. 3 cm unterhalb der Wasseroberfläche befindet sich eine schwarze Absorberplatte. Diese heizt sich durch die einfallende Sonnenstrahlung auf und gibt die Wärme ans Wasser ab. Dadurch verdampft dieses und die Luft wird mit Wasserdampf gesättigt.

Eine temperaturgesteuerte Pumpe saugt das Wasser aus der unteren Schicht an und pumpt es durch den Wärmetauscher. An dessen relativ kalter Oberfläche kondensiert die feuchte Luft und tropft in eine Auffangrinne. Dabei wird das Kühlwasser im Wärmetauscher durch die freiwerdende latente Wärme erwärmt und bringt die Temperatur im gesamten Wasserbecken zum steigen. Durch die große Wassermasse und der darin enthaltenen Wärme, setzt sich der Betrieb in der Nacht fort.

Im Nachtbetrieb wird eine Klappe an der Rückseite geöffnet. Dies geschieht, um den Nachtkühler (ein schwarzes Aluminiumblech) von außen durch freie Konvektion zu kühlen, und die Kondensation auf der Innenseite zu ermöglichen. (JANISCH/DRECHSEL, 1984)

Ziel dieses Projektes war es, einen Vergleich von Kosten und Produktivität der IPAT-Anlage sowie einer einfachen Solardestille herzustellen. Die Anlage wurde in den Jahren 1983 bis 1985 auf der Atlantikinsel Porto Santo, Portugal, getestet. Eine Produktionssteigerung wurde von den Projektbetreibern durch folgende Maßnahmen erhofft (JANISCH/DRECHSEL, 1984):

- Durch Verwendung von Isolierglas bzw. Doppelglas bei der Abdeckung, verlagert sich die Kondensation zu Kondensatrohren, die eine Vorerwärmung des Meerwassers ermöglichen. Der Anteil innerer Verluste durch Konvektion und Strahlung geht zurück.
- Ein Wärmespeicher ermöglicht auch nachts noch Verdunstung von Salzwasser, ohne jedoch die Ausbeuten während des Tages zu reduzieren.

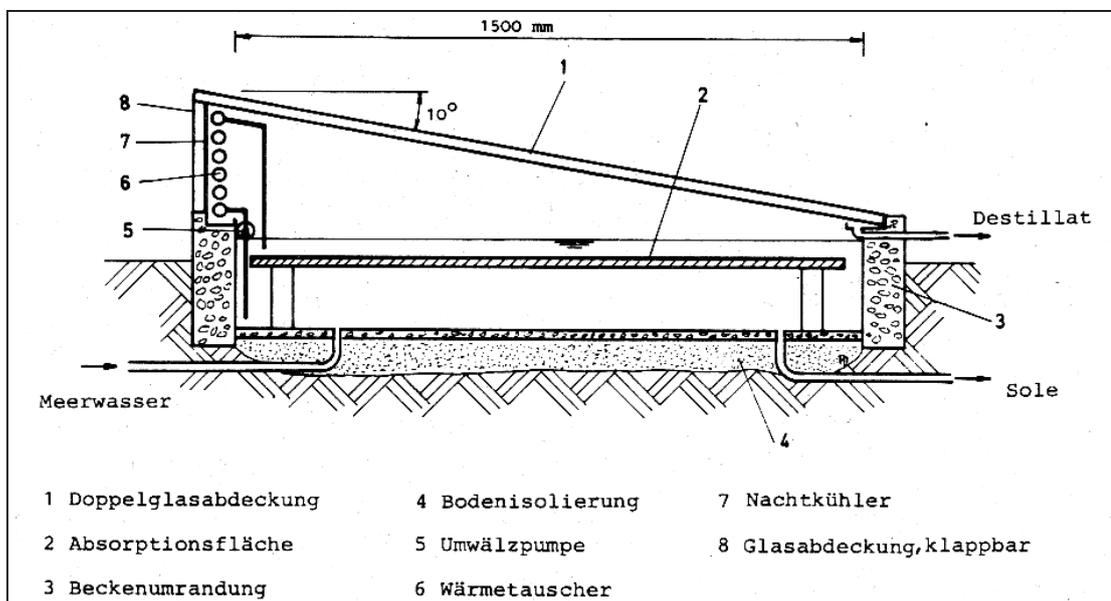


Abbildung 22: Querschnitt der einfachen IPAT-Anlage (JANISCH/DRECHSEL, 1984)

⁷ Eine komplexere IPAT-Anlage wurde zwar entwickelt, wird jedoch selbst von den Konstrukteuren als zu aufwendig bezeichnet. Daher wird auf diese nicht eingegangen.

Die Verdunstungsfläche ist, nach wie vor, gleich der Absorptionsfläche für Solarstrahlung. Dies ist einem effizienten Stoffübergang hinderlich.

Die erwartete Produktionssteigerung gegenüber einer Einfachdestille wurde nicht realisiert. Die IPAT-Anlage erreicht bloß 15 bis 20 % (4,4 bis 6,1 l/m²/d) mehr Ausbeute, auch nach Vornahme mehrerer Modifikationen. Die Schwachstellenanalyse zeigt: In erster Linie sind die geringe Konvektion im Innenraum, die unzureichende Beckenisolierung und die Erwärmung des Wärmetauschers durch die Absorption der Solarstrahlung verantwortlich zu machen. (JANISCH/DRECHSEL, 1984)

Der Mehraufwand durch Pumpe, Doppelglasabdeckung und Wärmetauscher für die Wärmerückgewinnung, scheint in Anbetracht der nahezu gleichen Tagesausbeuten nicht gerechtfertigt.

Der Wert 5,9 l/m²/d ist jedoch um etwa 50 % größer, als Mess- und Erfahrungswerte für vergleichbare Standorte wie sie beispielsweise in der Literatur angegeben sind. Nach Beendigung des Forschungsprojektes im Jahre 1985 wurden alle Anlagen auf Einfachdestillen umgerüstet. Seither versorgen 4*15 m² große Einfachdestillen das portugiesische LREC mit Trink- und Brauchwasser. (ANONYM, o.J.)

Von Anbeginn der Inbetriebnahme wird die Anlage von einem Mitarbeiter ohne jegliche technische Qualifikationen gewartet. Die verwendeten Materialien, Aluminium und GFK, widerstehen bisher jeglichen Wetterbedingungen. (JANISCH, 1995)

6.2.2 Sonne+Energie GmbH

Die Schwachstellen der einfachen IPAT-Anlage wurden in der Entwicklung der Firma *Sonne+Energie GmbH* weitestgehend ausgemerzt (KUNZE, 2001):

Das Gerät, siehe Abbildung 23 und Abbildung 24, besteht aus einer flachen Wanne aus PU mit 1,4 x 1 m² Fläche und ist um 30° geneigt. Die Absorberfläche (5) beträgt ca. 0,8 m². Die Schläuche sind aus Silikon. Der Verdampfer (5) ist mit schwarzem Vlies bedeckt und an der Unterseite (8) isoliert.

Oberhalb und unterhalb des Verdampfers ist ein großer Freiraum, durch den die Luft aufgrund freier Konvektion zirkuliert. In der Raummitte hinter dem Verdampfer, befindet sich ein aus vertikalen Rohren bestehender Wärmetauscher (1).

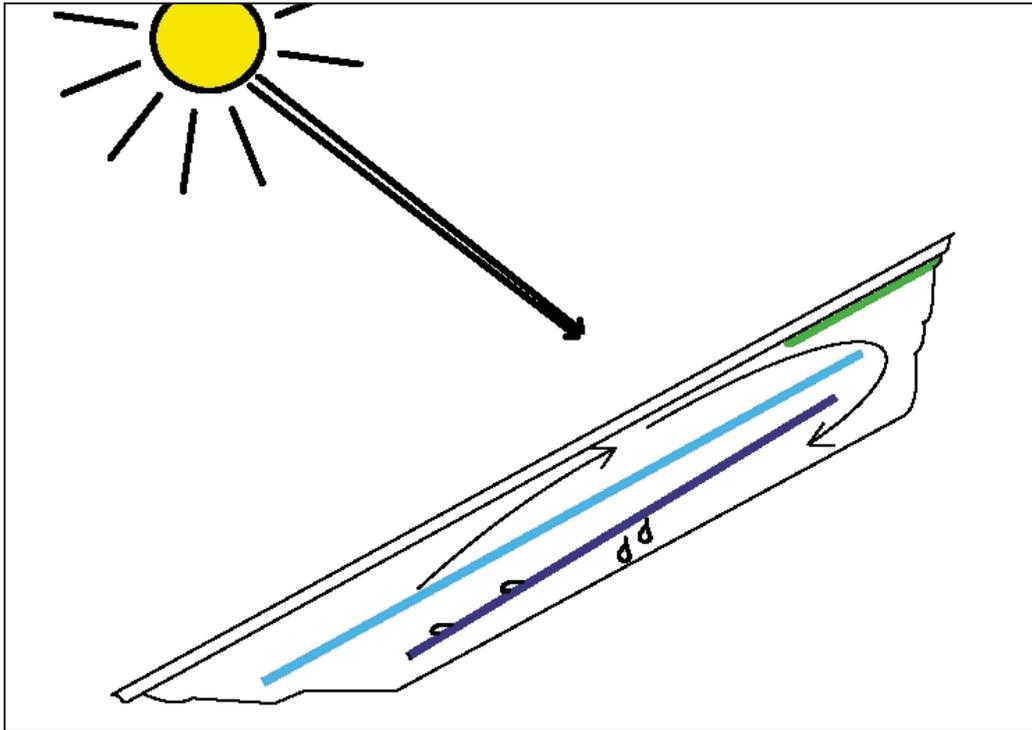


Abbildung 23: Schnitt durch ein Modul der Firma SONNE + ENERGIE GMBH (2003).

Der Wärmetauscher wird von unten nach oben mit kaltem (25 °C) Salzwasser durchströmt und nimmt dabei die Kondensationswärme des vorbeiströmenden Dampfes auf. Am Ende des Kondensators werden in einem Dreiwegventil (2) 20 l/m²/h verworfen, weitere 3 l/m²/h fließen über das Steuerventil (3) mit 45 °C der Vorerwärmung (4) zu.

Diese ist als Abdeckung am oberen Ende der Anlage montiert. Danach tropft das Salzwasser mit einer Temperatur von 70 °C auf das Vlies, wo es von der Sonne direkt bestrahlt wird und verdampft. Am Ende tropft das Konzentrat mit einer Temperatur von 60 °C in die Auffangrinne (6) am unteren Ende der Wanne. (SONNE+ENERGIE GMBH, 2003).

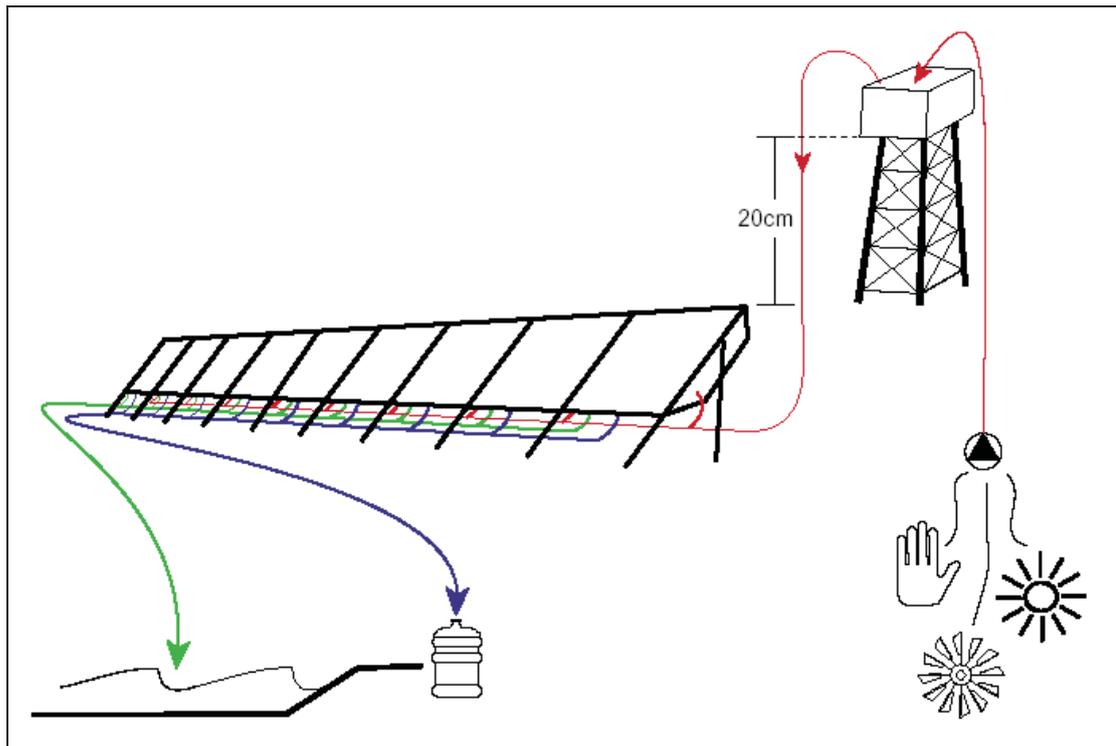


Abbildung 25: Schema einer kompletten Entsalzungsanlage der SONNE + ENERGIE GMBH (2003).

Eine ähnliche Konstruktion wird von MINK et.al. (o.J.) in einer Laboranlage mit Solar-Simulator untersucht. Im Gegensatz zu obiger Anlage wird mit einem offenen und gleichermaßen erzwungenem Luftkreislauf gearbeitet.

Die feuchte Luft soll nach dem ersten inneren Wärmetauscher aus Rohrschlangen durch einen Tröpfchenabscheider und weiters über einen zweiten externen Wärmetauscher und einen zweiten Tröpfchenabscheider geleitet werden. Das Gehäuse besteht aus 1 mm starkem Kupferblech, ist um 20 ° geneigt.

Der spezifische Bedarf an externer Energie beträgt knappe 1 kWh/m³ für Pumpen und Ventilator. Die spezifische Produktionsrate bei maximal 1,2 l/m²/h entspricht bei einer Bestrahlungsdauer von 8h/Tag ca. 9 l/m²/d.

6.2.3 Kapillarfilm-Destille

OUAHES (2001) patentierte eine Destille, in der das Absorbervlies direkt unter der Glasabdeckung angebracht ist. Durch die Verwendung eines speziellen, fein und einfach gewebten Stoffes, bleibt dieser durch Grenzflächenspannung in Kontakt mit der Glasscheibe.

Zwischen Scheibe und Stoff entsteht ein Kapillarfilm. Durch die Sonneneinstrahlung verdampft das Wasser im Kapillarfilm und kondensiert wieder an der Rückseite der relativ steil aufgestellten Apparatur. Die als *Capillary Film Distiller (DIFICAP)* bezeichnete Feuchtluftdestille erreicht in Berechnungen und Versuchen in der algerischen Sahara eine maximale spez. Leistung von $1,3 \text{ l/m}^2/\text{h}$. Dies entspricht ca. $10 \text{ l/m}^2/\text{d}$.

Anstatt Absorberflächen aus Textur-Materialien werden auch Anlagen mit kaskadenförmigen Rinnen als Absorber entwickelt und erforscht, beispielsweise von FATH (1998). Keine nennenswerten Unterschiede sind jedoch bekannt.

In Tabelle 4 sind technische Daten der Feuchtluftdestillen zusammengefasst. Bei allen Systemen liegt die Prozesstemperatur zwischen 70 bis $95 \text{ }^\circ\text{C}$, mit Ausnahme des Systems von MINK herrscht freie Konvektion vor.

6.2.4 Übersicht technischer Daten von Feuchtluftdestillen

Die hierin gezeigte Tabelle möchte einen Überblick der bisherigen, technischen Daten von Feuchtluftdestillen geben:

Hersteller (Jahr)	Absorber- speicher	Absorber- fläche, Neigung	Spez. Produkt- ions- kapazität	Anlagen- standort, Sonnein- strahlung	Verwendete Materialien			
					Konden- sator	Gerät	Iso- lierung	Glas
		[m ²]	[l/m ² /d]	[W/m ²]				
SUNDE KUNZE (2001)	Vlies - Nein	0,8, 30°	9,6-12,5 (20,17*)	Hannover, 400-650	Parallele Rohr- bündel	PP	PU	-
MINK (2000)	Vlies - Nein	1, 20°	8,8	Labor, 650	Innen und Extra	1 mm Cu	5 cm PS	Doppelt, 2 cm Abstand
FATH (2002)	Kaskade - 12-20 kg	2, 30°	5,2	600-1.000	Rück- seite der Anlage	1 mm Alu	Glas- wolle, 1-10 cm	3 mm Fenster- glas
IPAT JANISCH (1984)	Becken - Ja	2*15, 0°	4,4 - 6,1	Porto Santo/ Portugal, 4,4 kWh/m ² /d	Parallele Rohr- bündel	GFK	-	Doppelt
OUAHES (2001)	Vlies - Nein	1 < 30°	10	Algerische Sahara, 1200 W/m ²	Rück- seite der Anlage	-	-	-

Tabelle 4: Übersicht über die technischen Daten der Feuchtluftdestillen

* Aus Erfahrungen hochgerechnete Werte für Länder mit einer Solarstrahlung größer 900 W/m² für 10 h/d

6.3 Multi Effect Humidification (MEH)

Um mehr Energie für die Verdampfung bereitstellen zu können, wurden zahlreiche Forschungen (BOUROUNIA et.al., 2002) an Feuchtluftdestillen mit externem Kollektor betrieben. Wird dabei die Energie durch mehrmalige Wärmerückgewinnung öfters zum Verdampfen des Wassers benutzt, so spricht man von *Multi-Effect-Humidification-Dehumidification* (MEH), *Humidification-Dehumidification process* (HD) oder laut BACHA (1999) *Solar Multiple Condensation Evaporation Cycle* (SMCEC).

Der Prozess der Verdampfung und Destillation ist gleich wie bei den oben beschriebenen Feuchtluftdestillen, mit dem einzigen Unterschied, dass er nun in einer vollkommen isolierten Box abläuft. Bei MEH-Anlagen mehrfach hintereinander bzw. übereinander.

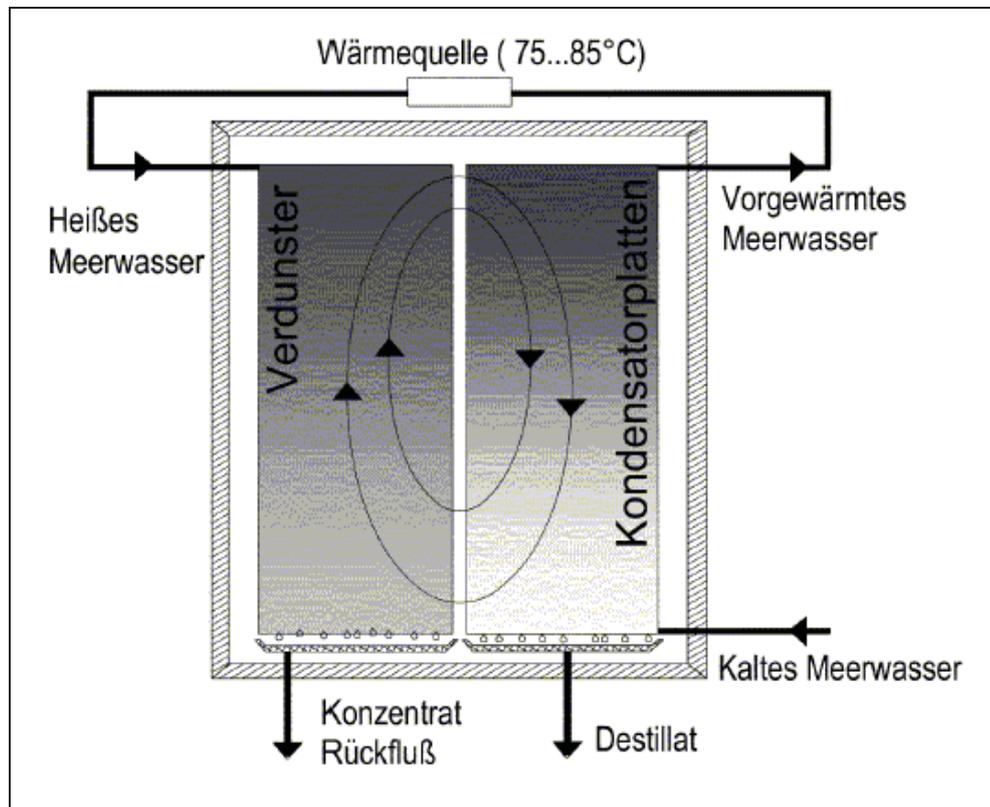


Abbildung 26: Schematische Gesamtdarstellung einer Feuchtluftdestillationsanlage (MÜLLER-HOLST, 2002).

In Abbildung 26 wird ersichtlich, dass das heiße Meerwasser über Verdunstungsflächen, die parallel zueinander und vertikal in einer wärmeisolierten Kammer hängen, verteilt wird. Dabei verdunstet es teilweise. Die so entstandene feuchtwarme Luft wird durch eine Konvektionswalze (dargestellt als geschlossene ovale Bahnen), zu gekühlten Kondensatorplatten in denen kaltes Meerwasser aufsteigt, geleitet.

Hier entlädt sich die feuchte Luft größtenteils von ihrem Wasserdampfgehalt, um gekühlt und entfeuchtet im Kreislauf wieder dem Verdunster zugeführt zu werden. Diese Luftströmung wird durch natürliche Konvektion aufrechterhalten. Der nicht

verdunstete Meerwasseranteil kühlt sich im Verdunster ab und besitzt eine höhere Salzkonzentration als am Eingang. Entlang des Bodens wird das Konzentrat aus der Anlage geführt. Nach weiterer Abkühlung wird es entweder wieder dem Kondensator zugeführt oder verworfen.

Durch das Freiwerden der Kondensationswärme wird das kühlende Meerwasser, das im Kondensator aufsteigt, erwärmt. Am Kondensatorausgang wird es gesammelt und aus der Destillationsanlage an einer beliebigen Wärmequelle, in diesem Fall den Solarkollektoren, auf rund 85 °C erhitzt.

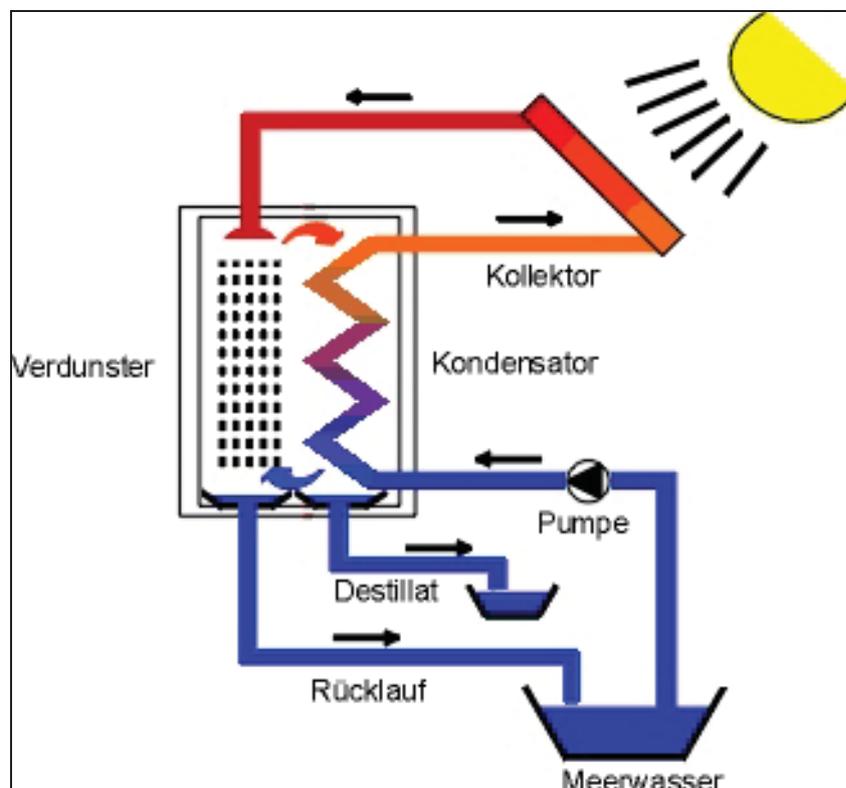


Abbildung 27: Prinzipielle Anordnung einer MEH-Anlage (MÜLLER-HOLST, 2002).

Die entscheidenden Schwächen des MEH-Verfahrens sind: Korrosion im Kollektor oder Wärmetauscher, auf der anderen Seite Kosten und technischer Aufwand für korrosionsfreie Materialien oder dem Ausgleich von Wärmeverlusten.

So dreht sich der Großteil vieler Forschungsbemühungen bei MEH: Um die Verbesserung der Wärmesammlung und der Wärme- und Stoffübergänge mittels Optimierung von Kollektoren, Verdunster- und Kondensationsflächen, Stufenanzahl und -höhe.

Ergebnisse von Simulationen und einige wenige Ergebnisse von Prototypen werden in der Literatur (beispielsweise ARASTOPOUR (2003), BAUMGARTNER et.al. (1991), JUNG et.al. (1991), FATH/GHAZY (2002), GARGA (2002) und COSTA/FRAINDENREICH (1999)) besprochen. Die wichtigsten Eckdaten einiger ausgesuchter Anlagen finden sich in Tabelle 5 und Tabelle 6 zum Vergleich wieder. Zum besseren Einblick in die Technik und den Forschungsaufwand sind in den folgenden Kapiteln noch einige ausgesuchte Anlagen im Detail beschrieben.

6.3.1 Bayerische Zentrum für Angewandte Energieforschung (ZAE Bayern)

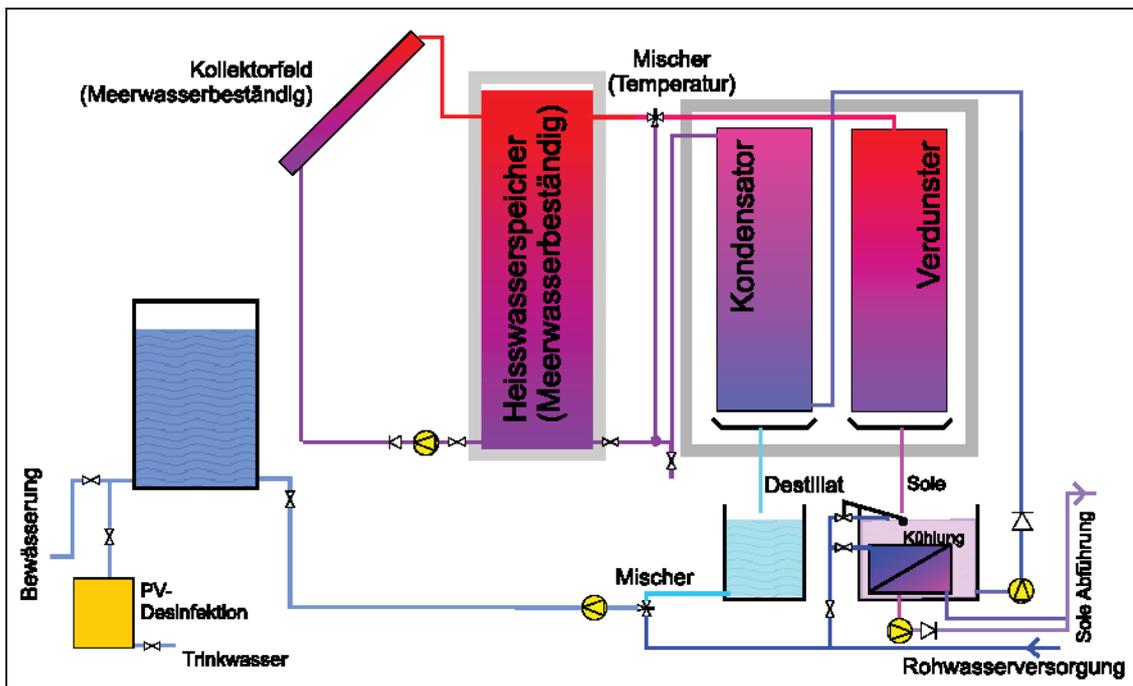
Die hier näher beschriebene MEH-Anlage wird ursprünglich an der *Universität München*, Fakultät Physik, Lehrstuhl Prof. Sizmann für angewandte Thermodynamik, entwickelt.

Nach dem Transfer an das ZAE Bayern werden Pilotanlagen für die Standorte Gran Canaria, Oman und Tunesien unter der Leitung von MÜLLER-HOLST (2002) entwickelt, errichtet und betreut. Als Projektpartner wird neben der Firma *T.A.S. GmbH*, Deutschland, als Lieferant der handgefertigten Entsalzungsmodule, insbesondere des Wärmetauschers, und das *MEDRC* als Förderinstitution, hervorgehoben. Das *FRAUNHOFER-ISE* (2003) wird im Rahmen eines *JOULE-Projektes* weiterer Forschungspartner, im *SODESA-Projekt* auf Gran Canaria.

Die *SODESA*-Anlage wird am Testgelände der *CIEA-ITC* in Gran Canaria (Abbildung 30) im Mai 2000 aufgebaut und in Betrieb genommen. Sie besteht im Wesentlichen aus dem Kollektorfeld mit einem korrosionsfreien Absorber, der direkt das Seewasser erhitzt. Dadurch können Wärmeverluste mit einem sonst notwendigen Wärmetauscher vermieden werden, somit reichen wiederum niedrigere Temperaturen im Kollektor aus. Der spezifische Wärmeverbrauch liegt bei ca. 170 kWh/m³. Mit dem erhitzten Wasser wird ein Heißwasserspeicher von 6,3 m³ auf 90 bis 95 °C erwärmt.

Der Heißwasserspeicher speist 24 h/d das MEH-Modul. Die Produktionsrate liegt bei 600 bis 720 l/d, das entspricht einer Leistung von rund 15 l/m²/d. Das Destillat wird zur Remineralisierung mit Salzwasser verschnitten und mittels UV-Strahlung desinfiziert. (MÜLLER-HOLST/SCHÖLKOPF, o.J.)

Damit liegen die Destillatkosten bei insgesamt 11 €/m³ (20 Jahre Lebensdauer, 5 % Verzinsung, jährlichen Wartungs- und Instandhaltungskosten in Höhe von 3 % der Investitionskosten). Realistischerweise findet eine Einstellung des Betriebes der Pilotanlage aus Mangel an finanziellen Mitteln für Wartung und Ersatzteile nach ca. einem halben Jahr statt.



**Abbildung 28: Meerwasserentsalzungsanlage mit direkt durchströmten Solarkollektoren und meerwasserbeständigem Speichertank.
Verrohrungsschema der Anlage in Gran Canaria (MÜLLER-HOLST, 2002).**

Der Beitrag des Fraunhofer-ISE am SODESA-Projekt wurde die Entwicklung eines Kollektors, dessen Absorber direkt von heißem Meerwasser durchströmt werden kann. Der Absorber besteht aus Glasrohren (16 mm Außendurchmesser) mit selektiver Absorberschicht und Sammelkanälen aus armiertem Silikon. Unter dem Absorber ist ein Zickzack-Reflektor angebracht, um die Aperturfläche des Kollektors gut zu nutzen. Abbildung 29 zeigt eine Skizze des Kollektoraufbaus. Im SODESA-Projekt sind 8 Großflächenmodule mit 1,5 m × 4,8 m Außendimension zu einer Aperturfläche von 47,2 m² vereinigt. (ROMMEL et.al., 2000)

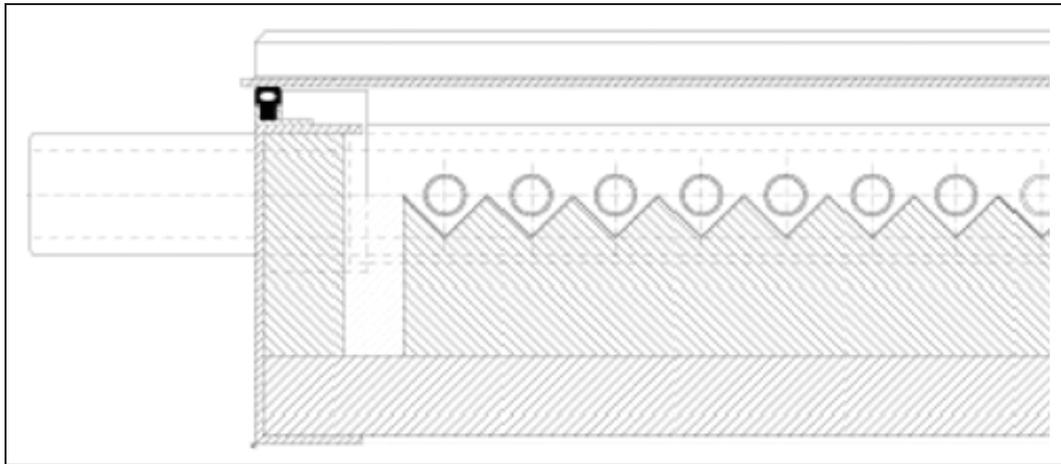


Abbildung 29: Aufbau des SODESA-Kollektors. Unter den Absorberrohren (Kreise) befindet sich ein Zickzack-Reflektor (© 2001 Fraunhofer ISE).



Abbildung 30: Außenansicht der Meerwasserentsalzungsanlage Pozo Izquierdo, Gran Canaria, SODESA (MÜLLER-HOLST/SCHÖLKOPF, o.J.).



**Abbildung 31: Außenansicht der Meerwasserentsalzungsanlage im Oman
(MÜLLER-HOLST/SCHÖLKOPF, o.J.).**

Derzeit versucht die Firma *TINOX*, Deutschland, die in den oben beschriebenen Prototypen angewendeten Verfahren unter der Leitung von Müller-Holst weiterzuentwickeln und kommerziell zu vertreiben. Wobei der Korrosionsschutz der gesamten Anlage, insbesondere der Kollektoren und Wärmetauscher, mittels einer Titan-Nitrit-Oxid-Beschichtung hergestellt wird. Diese TINOX-Beschichtung wird durch Aufdampfen von Titan und Quarz auf Kupfer in Vakuum hergestellt. An einer Serienproduktion wird derzeit, laut persönlicher Auskunft von MÜLLER-HOLST (2003), gearbeitet.

6.3.2 Erfinderklub

Die Entsalzungsanlage wurde im INSTI-ERFINDERCLUB (2003) der *Innovations-Gesellschaft Eifel* e.V. (IGE) in einer Projektarbeit mit Jugendlichen der *HS-Schleiden* entwickelt und gebaut. Sie produzierte mit einem Quadratmeter Kondensatorfläche 1,5 Liter Destillat pro Stunde. Mit einer möglichen Kondensatorfläche von 3 m² ist ein die Produktion von 4,5 l/h (\cong 18 l/m²/d) rechnerisch erreichbar.

Die Anlage besteht im Wesentlichen aus einem seewasserfesten Kollektor (Firma *ThermoSolarAG*, Deutschland), 18 Meter Winkeleisen als tragende Elemente, vier Kunststoffwände, einem Blechboden und einem Deckel aus Schichtholz.

Ein Heizkörper wird zum Flächenkondensator umfunktioniert und mit einer Quarzglasschicht als Korrosionsschutz überzogen. Mittels eines PV-Kollektors wird die elektrische Energie für die Umwälzpumpe gesammelt und für die Ventilsteuerung in den Nacht- und Morgenstunden in Batterien gespeichert.

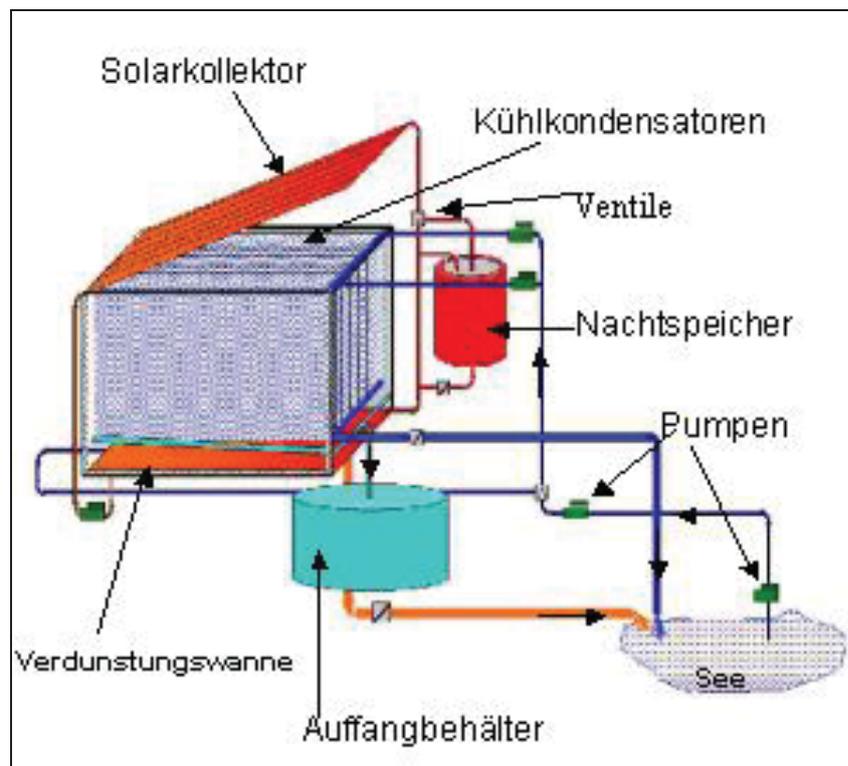


Abbildung 32: Schema der Entsalzungsanlage mit Nachtspeicher INSTI-ERFINDERCLUB (2003).



Abbildung 33: Bild der Demonstrationsanlage des INSTI-ERFINDERCLUB (2003).

Um wirklich einen autarken Betrieb gewährleisten zu können, darf auch die Reinigung der Anlage nicht manuell geschehen. Diese kann durch folgende Maßnahmen automatisiert werden: Bevor das im Kollektor erwärmte Wasser in das Becken fließt, wird es durch einen Wärmespeicher geschickt, um dort frisches Salzwasser aufzuheizen (Wärmeaustausch).

Mit überschüssigem Strom werden am Tage Akkus aufgeladen, die kurz bei Sonnenaufgang Ventile öffnen oder schließen und die Pumpen betreiben. Diese Pumpen spülen mit frischem Salzwasser das Becken aus. Ist das Wasser abgelassen, fließt das warme Wasser aus dem Wärmespeicher in das Becken und die Anlage beginnt sofort mit warmem Wasser die Destillation.

6.4 Multi Stage Flash (MSF)

Wie man an einer mobilen MSF-Anlage der Firma *Sun Utility Network* (SUN, o.J.) erkennen kann, lässt sich mit hohem technischen Aufwand jedes Verfahren auch *down-scalen*. Entscheidend für den solarthermischen Antrieb sind nur das spezifische Temperaturniveau sowie der Energiebedarf für Steuerung und Zusatzaggregate (Pumpen).

Das MSF-Verfahren spielt bei solarthermischem Antrieb jedoch vergleichsweise eine untergeordnete Rolle. Wegen seiner Unterdrucktechnologie und der Schwierigkeit, mehrere Stufen in kleinem Maßstab technisch sinnvoll zu konstruieren, bleibt das MSF-Verfahren derzeit noch zu aufwendig für den dezentralen Einsatz in Entwicklungsländern.

In der Thar-Wüste, Indien, wird 1980 eine Anlage mit einer Frischwasserleistung von $52,5 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{a}$ und einer Kollektorfläche von $11,52 \text{ km}^2$ in Betrieb genommen. Der Kollektor besteht aus rechteckigen Betonröhren, welche zur Hälfte im Sand vergraben sind, und wird direkt mit Salzwasser durchflossen.

Das auf 60 °C erhitzte Meerwasser wird in einer MSF-Anlage destilliert. Die Energie zur Förderung des Wassers sowie für den Betrieb der MSF-Anlage wird mittels 415 Windrädern mit einer Leistung von 200 kW pro Stück bereitgestellt. Wirtschaftlich lässt sich diese Anlage mit konventionell betriebenen Entsalzungsanlagen gleicher Kapazität vergleichen. (RAJVANSHI, 1980)

Einen ausführlicheren Überblick auf installierte MSF-Anlagen mit solarthermischem Antrieb liefert mitunter GARCIA-RODRIGUEZ (1999) und (2002).

6.5 Multi-Effekt Destillation (MED)

6.5.1 Gaza

Die japanische *Ebara Corporation* hat unter der Leitung von Prof. Haruki Sato, *Keio University*, eine kleine aber effektive MED-Anlage mit solarthermischem Antrieb entwickelt. Als Teststandort für eine Pilotanlage wird 1998 die *Al Azhar University* in Gaza, Palestina, ausgewählt. (ABU-JABAL, 2001)

Hierbei handelt es sich um eine evakuierte dreistufige MED-Anlage. Sie arbeitet diskontinuierlich, d.h. sie wird jeden Tag mit Wasser befüllt und mit der Vakuumpumpe evakuiert. $5,1 \text{ m}^2$ Flachplattenkollektoren reichen aus, um die Anlage auf die notwendigen 40 °C in der ersten Stufe zu erwärmen. Die Kollektoren sind mit destilliertem Wasser gefüllt und arbeiten nach dem Prinzip des Thermosiphons.

Ein 4.000 l Salzwassertank dient als letzte Kondensationsstufe und Vorratsbehälter. Zusätzlich produziert er in der Nacht nach dem Prinzip einer einfachen Solardestille einige Liter Destillat.

Eine wichtige Komponente ist die Vakuumpumpe um die Kollektoren und MED-Kammern regelmäßig zu evakuieren. Sie ist sehr wartungsintensiv und verfügt über eine eigene photovoltaische Stromversorgung mit Pufferbatterien. Mit Gesamtabmessungen von 9 x 3,2 x 2,3 m (l x b x h) erweist sie sich als kompakt.

Mit einer maximalen Tagesleistung von 204,5 l Destillat verfügt sie über eine spitzenmäßige spezifische Produktionsrate von 40 l/m²/d. Und selbst wenn durchschnittlich nur 100 l/d erzeugt werden, diese Anlage kann, laut ABU-JABAL (2001), noch mit 20 l/m²/d als eine der effektivsten solarthermischen Entsalzungsanlagen bezeichnet werden.

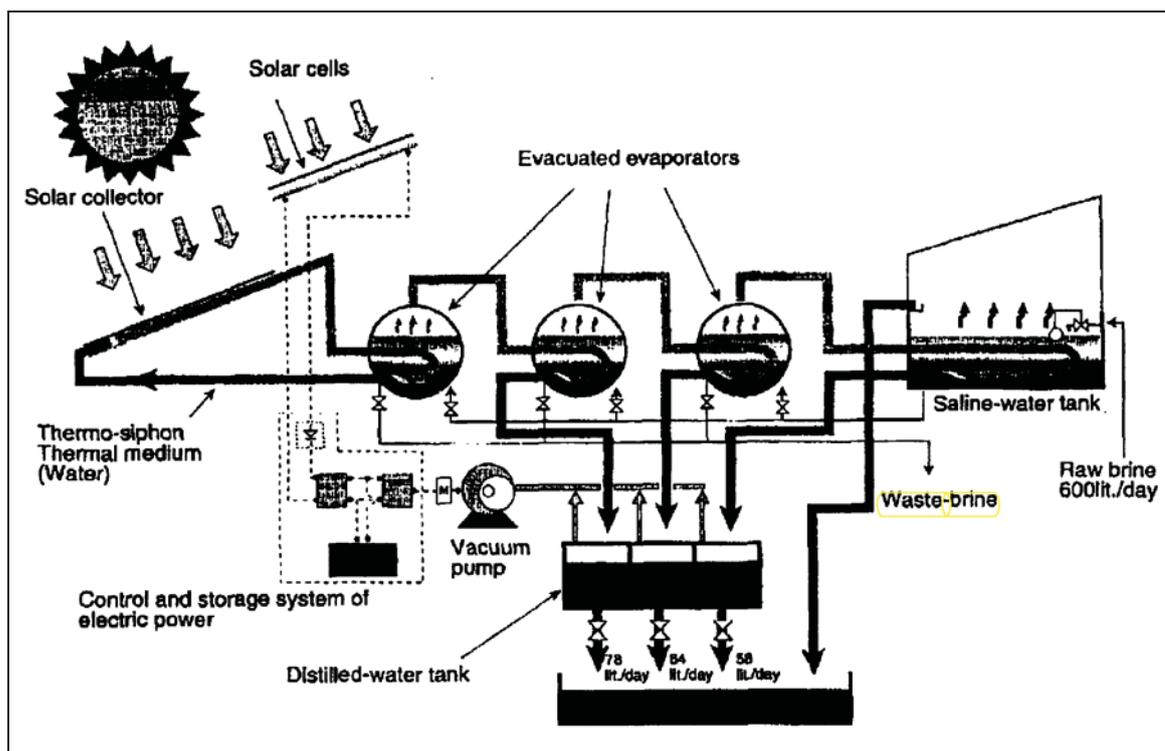


Abbildung 34: Schematische Darstellung der dreistufigen MED von Ebara Corporation in Gaza (ABU-JABAL, 2001).

6.5.2 Brasilien

Unter anderem an der Küste von Brasilien hat das *Solar Institut Jülich* (SIJ) nach MÜLLER (o.J.) und SCHWARZER/MÜLLER (2001) eine Pilotanlage⁸ installiert. Bestehend aus einem Flachplattenkollektor und einer 6-stufigen MED-Anlage mit integriertem Wärmetauscher.

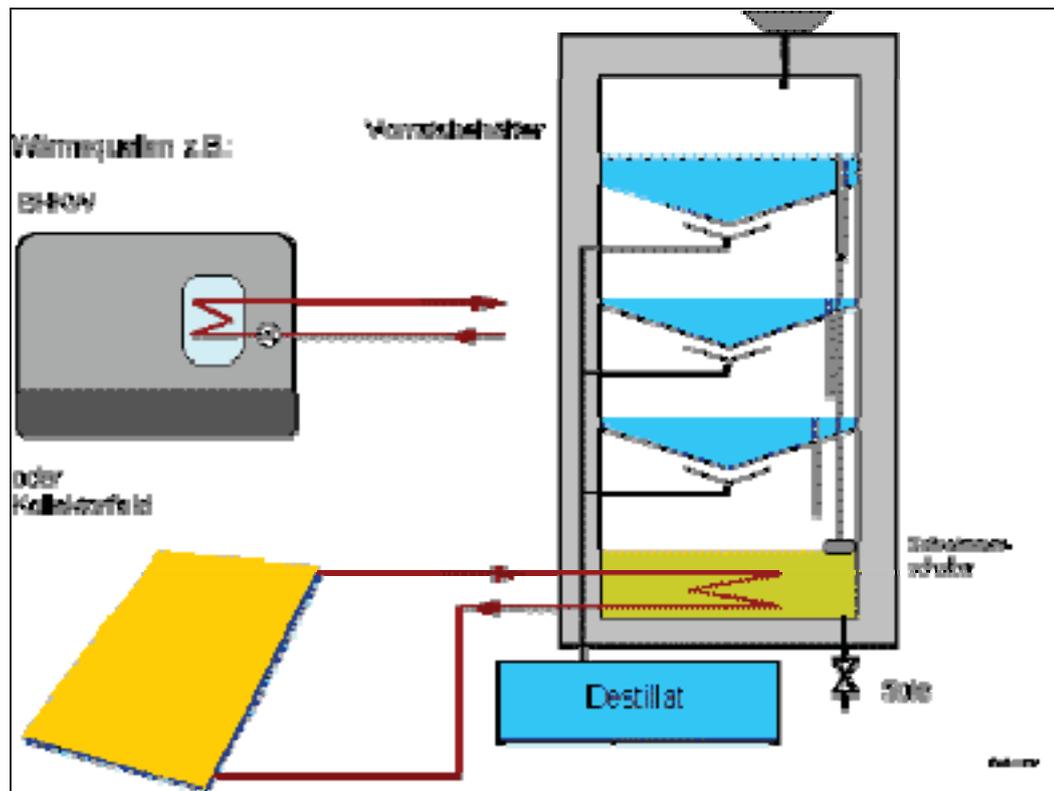


Abbildung 35: Skizze einer Mehrstufendestille für solarthermischen Antrieb des Solar Institut Jülich (MÜLLER, o.J.).

Die Kollektoren mit einer Fläche von 2 m² sind mit Wärmeträgeröl gefüllt und werden als Thermosiphon betrieben. Die erste Stufe der Kolonne wird über den Wärmetauscher beheizt, die weiteren durch die Kondensation, Konvektion und Strahlung der Stufe darunter.

Eine Stufe besteht aus einer 0,8 m x 0,8 m großen Wanne sowie der Auffangwanne. Die Höhe der Stufen beträgt 0,1 m. Bei einer Tagesproduktion von 50,2 l erreicht dieser Prototyp somit eine spezifische Produktionsrate von 25,1 l/m²/d.

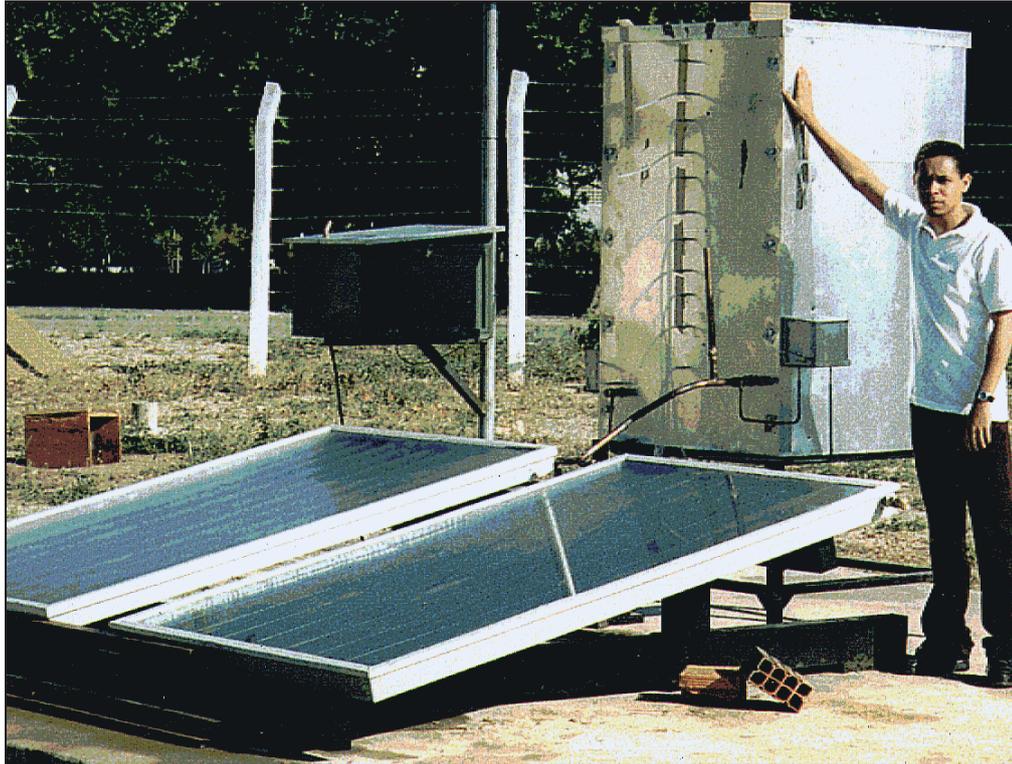


Abbildung 36: Bild der Pilotanlage des SIJ in Brasilien (MÜLLER, o.J.).

6.5.3 Plataforma Solar de Almeria

Die spanische Forschungsinstitution *Centro de Investigaciones Energeticas, Medioambientales y Technologicas* und die *Deutsche Forschungsanstalt für Luft und Raumfahrt e.V.* entwickelten 1997 eine 14-stufige MED-Anlage. Das Projekt wurde auf der *Plataforma Solar de Almeria* (PSA) in Spanien realisiert.

Die Energie kommt von 2672 m² Parabolrinnenkollektoren mit einachsiger Nachführung, welche in einem 115 m³ Thermoölwärmespeicher bei 180 °C mit Stickstoff-Isolierung gespeichert wird.

Eine konventionelle MED-Anlage benötigt eine Kühlung des letzten Kondensators mit Rohwasser. Die benötigte Rohwassermenge ist von der Wassertemperatur abhängig; ca. 2/3 des Kühlwassers müssen jedoch wieder ins Meer zurückgeführt werden. Dabei geht Wärme auf einem Temperaturniveau von 35 °C verloren. Im konkreten Fall

⁸ Aufgrund langjähriger Forschungsarbeit des SIJ auf dem Gebiet der Entsalzung, hätte ein Gespräch mit Christoph Müller von selbigem Institut mehr Aufschluss gebracht. Jedoch war dies unmöglich, da er sich auf einem längeren Lateinamerika Aufenthalt befand.

handelt es sich dabei um ca. 110 kW/h thermische Energie. Um diese Verluste zu minimieren wurde eine Doppel-Effekt-Lithiumbromid-Adsorptionswärmepumpe installiert. Die Wärmepumpe liefert 200 kW/h thermische Energie bei 65 °C in den MED-Prozess, welcher davon 90 kW/h verbraucht. Die restlichen 110 kW/h mit einer Temperatur von 35 °C werden wieder auf 65 °C angehoben. Dazu benötigt die Wärmepumpe 90 kW/h thermische Energie bei 180 °C. Damit soll ein Prozesswärmebedarf von nur 30 kWh pro m³ Destillat erreicht werden. Der elektrische Hilfsenergiebedarf liegt bei rund 4 kWh/m³. Die Produktionskapazität der Testanlage beträgt 3 m³/h mit 12 h/d im Jahresdurchschnitt.

Durch die Installation der Wärmepumpe wird thermischer Energieverbrauch um 44 % und der elektrische um 12 %, gegenüber dem System ohne Wärmepumpe, gesenkt. Dadurch findet eine Kostenreduktion von 3,3 auf 2,36 €/m³ statt.

Die komplexe Anlage erfordert offenbar ständige Überwachung durch qualifiziertes Personal, da das System sehr oft instabil reagiere.

Autoren wie BAUMGARTNER et.al. (1992), GARCIA-RODRIGUEZ und GOMEZ-CAMACHO (1999), sowie MILOW und ZARZA (1996) beschäftigen sich mit Aspekten, Konfigurationen und Erfahrungen der *Plataforma Solar de Almeria*.

6.5.4 Abu Dhabi

In Abu Dhabi, Vereinigte Arabische Emirate, ist seit 1985 eine solarthermische MED mit einer durchschnittlichen Produktionsrate von 80 m³/d Destillat erfolgreich in Betrieb. Bei dieser Anlage (siehe Abbildung 37 und Abbildung 38) kommt eine industriell gefertigte 18-stufige MED zum Einsatz, die von der japanischen Firma *Sasakura* geliefert wurde.

Sasakura baut üblicherweise Großanlagen zur Meerwasserentsalzung. Die Anlage ist mit Vakuumtechnik und chemischer Wasservorbehandlung ausgestattet und wird durch 1860 m² Vakuumröhren-Solarkollektoren beheizt. Drei Speicher mit insgesamt 300 m³ Volumen ermöglichen eine Pufferung der gewonnenen Solarwärme sowie einen 24h-Betrieb.

Der Verdampfer besteht aus horizontalen Röhren in Dünnschichttechnik und ist für die Produktion von 120 m³/d ausgelegt. Die 18 Stufen sind übereinander angeordnet. Der spezifische Wärmeverbrauch ist 49 kWh/m³ bei einer Seewassertemperatur von 35°C

und einer Heizwassertemperatur von 99 °C (kontinuierlicher Betrieb). Die Anlage ist nach wie vor in hervorragendem Zustand und wird *fulltime* von einem zweiköpfigen Technikerteam gewartet. (EL-NASHAR, 2001)

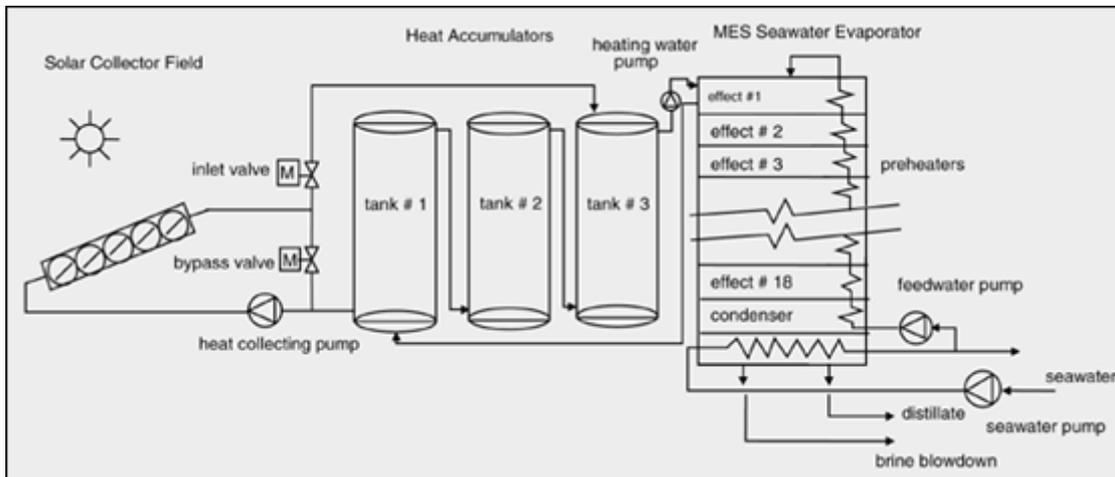


Abbildung 37: Solarthermische Meerwasserentsalzungsanlage in Abu Dhabi (EL-NASHAR, 2001).



Abbildung 38: Bild der Entsalzungsanlage bei Abu Dhabi (EL-NASHAR, 2001).

6.6 Membrandestillation

Die Membrandestillation wie unter 5.2.3 beschrieben, eignet sich ebenfalls für den Betrieb mit solarer Prozesswärme. Die wesentlichen Charakteristika einer von der Firma *SEP* entwickelten Anlage, sind die gute Anpassungsfähigkeit an die Dynamik des solaren Energieangebotes und die einfache modulare Bau- und Betriebsweise. Bei Temperaturen zwischen 60 bis 80 °C erzeugt die Anlage 20 l/h (20 l/d/m²). Der elektrische Hilfsenergiebedarf liegt unter 1 kWh/m³. (BIER, 1991)

Das Fraunhofer-ISE unter der Leitung von ROMMEL (2003) entwickelt ein Membrandestillationsmodul für den solarthermischen Antrieb. Die Forschungen zielen auf einen spezifischen Energiebedarf von weniger als 100 kWh_{thermisch}/m³ und eine robuste wartungsarme Betriebsweise. Gearbeitet wird an zwei unterschiedlichen Modulgrößen (150 l und 2 m³ pro Tag), wobei das kleinere Modul mit einer Kollektorfläche von 5,9 m² und ohne Speicher bis zu 130 l bei Tests in Freiburg produzierte.

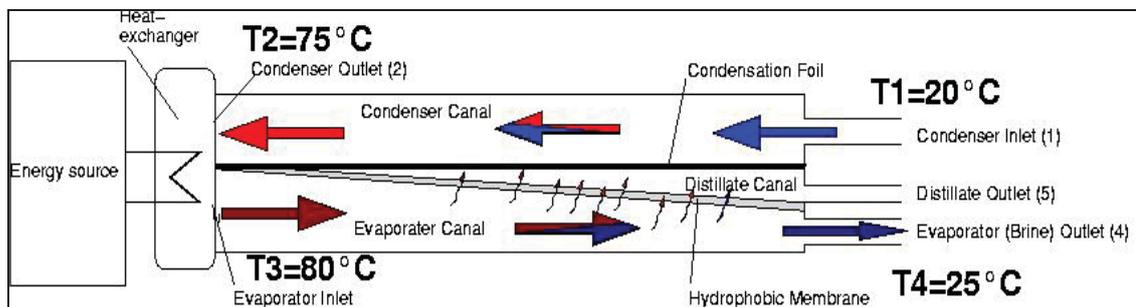


Abbildung 39: Prinzip der MD mit interner Wärmerückgewinnung (ROMMEL, 2003).

Weitere Vorteile in Hinblick auf solarthermischen Antrieb sind laut ROMMEL (2003):

- Die Betriebstemperaturen liegen im Bereich von 60 bis 80 °C, in dem auch thermische Solarkollektoren sehr effizient sind.
- Die verwendeten Membranen sind gegen *fouling* und Verkrusten getestet.
- Eine chemische Behandlung des Rohwassers ist nicht notwendig.

- Die Unterbrechung des Betriebes führt zu keinem Totalausfall. Im Gegensatz zu RO-Membranen nehmen hydrophobe MD-Membrane beim Austrocknen keinen Schaden.
- Die Leistung des Systems und die Qualität des Produkts sind beinahe unabhängig von der Salinität des Rohwassers.

6.7 Sprühverdampfer

Ein Forschungsprojekt an der Ruhr *Universität Bochum* widmet sich einem solaren Sprühverdampfer-Verfahren. Das RSD-Prinzip wird von CHAFIK (2002 und 2003) weiterentwickelt und in einer Pilotanlage getestet.

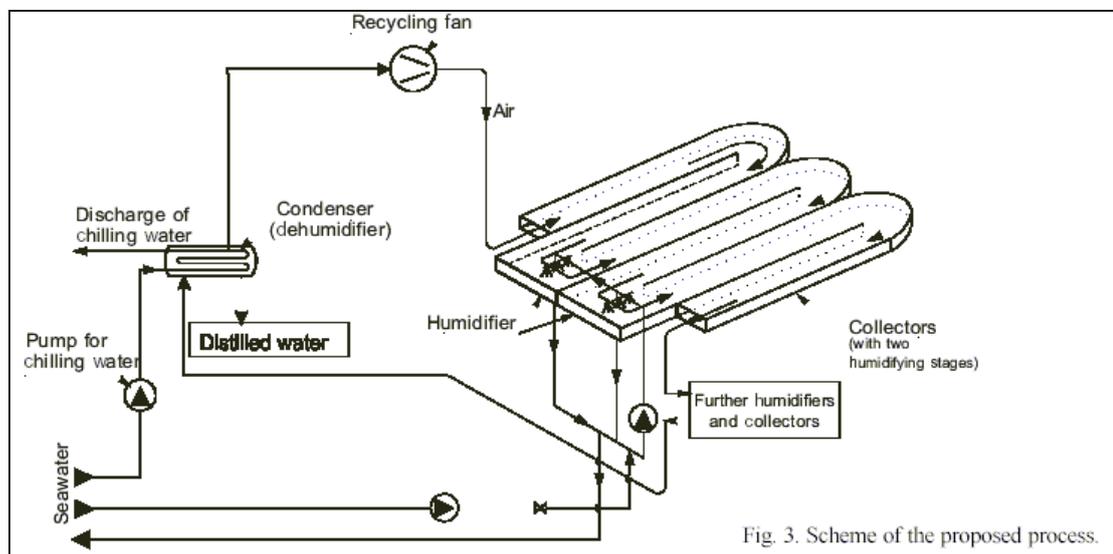


Abbildung 40: Schema des Sprühverdampfer-Verfahrens (CHAFIK, 2002).

Dabei wird ein Luftstrom solar auf maximal 80 °C aufgeheizt. In den warmen Luftstrom wird Meerwasser eingesprüht, und somit verdampft. Wobei das Hauptmerkmal des Prozesses die schrittweise Beladung der Luft auf eine relativ hohe Feuchtigkeit von 10 % Gew. (siehe Abbildung 41) ist. Auf direktem Weg kann diese nur mittels Temperaturen von 215 °C erreicht werden.

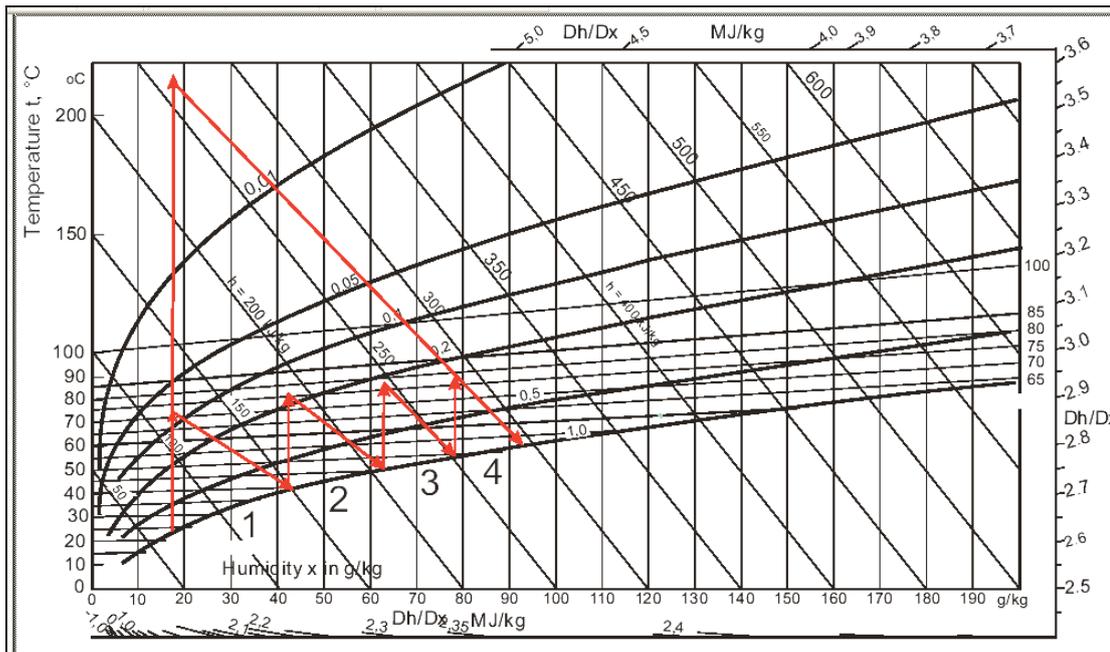


Abbildung 41: h - x -Diagramm mit eingezeichneter schrittweiser Befeuchtung der Luft (CHAFIK, 2003).

Nach der Befeuchtung wird die feuchte Luft gekühlt und salzfreies Wasser kondensiert an Kühlflächen aus. Durch die Verwendung von Luft als Energieträger, kann die maximale Arbeitstemperatur unter 80 °C gehalten werden, dies ermöglicht die Verwendung von billigen Kunststoffen (Polypropylen, Polycarbonat) als Baumaterial für Kollektoren und Gehäuse. So werden auch zwei eigene Kollektortypen entwickelt und analysiert.

Das Verfahren nach CHAFIK (2003) ist in jeder Größe herstellbar und hat für mittelgroße Anlagen (10 m³/d) einige Vorteile. Für kleine Anlagen (max. 1 m³/d) wird der hohe apparative Aufwand für Luftgebläse, Wasserpumpen, mehrfache Verdampfer usf. aber zu groß.

Vergleiche von YANNIOTIS und XERODEMAS (2003) von Sprühverdampfern mit getränkten Gewebepolstern als Verdampfer zeigen eine bessere Verdampfungsleistung sowie eine bessere Qualität des Destillats bei der Verwendung eines Verdampfers aus Wellpappe-Kassetten (siehe Abbildung 42).



Abbildung 42: Bild eines Verdampfers aus Wellpappe-Kassetten (CHAFIK, 2003).

Nach der Kühlturm-Theorie von BAKER und SHRYOCK (1961, zit. bei KALOGIROU (2001)) führt KALOGIROU eine Simulation mit einem Sprühverdampfer durch, mit dem ca. 30 l/d/m² Destillat erzeugt werden. Leider gibt es dazu noch keine Erfahrungen aus der Praxis.

6.8 Gegenüberstellung

In den folgenden Tabellen wurden nochmals alle verfügbaren technischen Eckdaten der bereits vorgestellten Anlagen, sowie einiger anderer die sonst keine weitere Erwähnung fanden, zum einfacheren Vergleich aufgelistet.

Charakteristische Kennzahlen, die zu Vergleichen zwischen diesen herangezogen werden können, sind

- der spezifische Energiebedarf der Anlage in kWh/m³
- die Verstärkungsgüte GOR sowie
- die durchschnittliche tägliche Destillatproduktion pro Kollektorfläche - die jedoch neben der Leistung des Entsalzungsmoduls auch den Kollektorwirkungsgrad und die Meteorologie des Standortes beinhaltet.

Anhand vom Preis lassen sich die Systeme nicht vergleichen. Einerseits werden diese kaum angegeben und müssen von den Firmen einzeln kalkuliert werden, andererseits variiert der Zinssatz und Bemessungen von der Lebensdauer der Anlage sind stets unterschiedlich.

BACHA (1999) führte einen wirtschaftlichen Vergleich zwischen einer MSF-, RO- und MEH-Anlage durch. Dabei werden Produktions-, Wartungs- und Energiekosten verglichen. Die folgende Grafik zeigt, von welcher Aufteilung der einzelnen Kosten man für die drei Verfahren ausging.

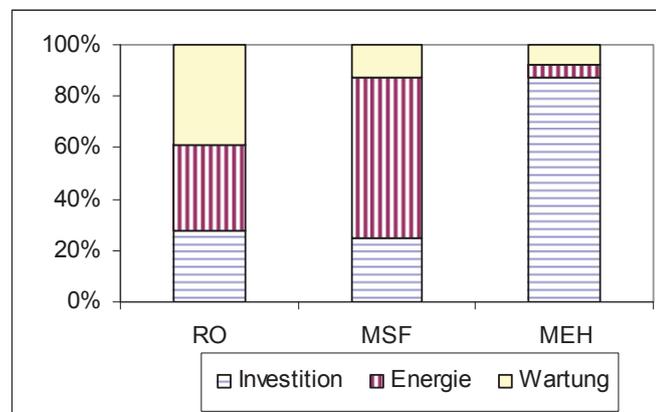


Abbildung 43: Vergleich der Anteile von Energie, Wartungs- und Investitionskosten für drei Verfahrenstypen nach BACHA (1999).

Die Kosten pro Kubikmeter Destillat als eine Funktion der Amortisationsrate wird in Abbildung 44 skizziert. Dementsprechend sind MSF-Anlagen die teuersten aufgrund ihrer hohen Energiekosten. Nachdem bei der RO-Anlage der erste Membrantausch durchgeführt wurde, steigen die Kosten der RO-Anlage ebenso. Beim MEH-Verfahren sinken die Produktkosten bei steigender Amortisationsrate aufgrund der geringen Wartungskosten und der fast freien Energie. Die Grafik verdeutlicht, dass über eine Laufzeit von 20 Jahren gerechnet, die MEH-Anlage deutlich billiger produziert.

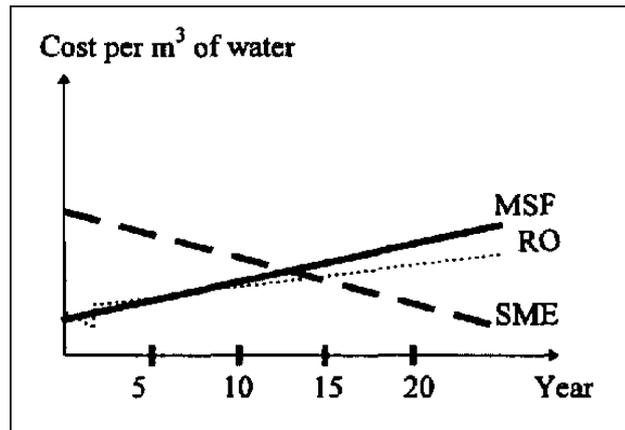


Abbildung 44: Kosten pro Produkteinheit als Funktion der Amortisationsdauer für drei verschiedenen Verfahrenstypen nach BACHA (1999).

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in Entwicklungsländern

Hersteller (Jahr)	Typ Stufen	Kollektor - Typ	Kollektorfläche / Wirkungsgrad / therm. Leistung		Produktions- kapazität (max)		Spez. Prod- uktion [l/m ² /d]	Prozess- temp. [°C]	Prozess- wärme [kWh/m ³]	Elektr.- Energie [kWh/m ³]	Preis pro m ³ [€/m ³]	Anlagen- standort	GOR	Betrieb -s- dauer	Speicher	Konden- sator	Ver- dunst- er
			[m ²] / [%] / [kW]	[m ³ /d]	[m ³ /h]												
Bacha, Universite de Sfax (1999)	MEH	-	56 / - / -	-	0,043	6,1	-	-	-	-	16 \$	Sfax, Tunis	-	8	0	PP	pack- ed Bed
Aquasolar (2000)	MEH	-	10 / - / 5	<0,1 {0,3}	0,0125	10	85	-	-	-	-	Her- steller- daten	-	8	-	-	-
Jung, SODENAR (1992)	MEH, 2	FPC	2 / - / 3,6 W/m ² K	-	0,005	14,1	70-85	115 {140}	1	-	-	Prototyp simuliert mit TRY für Rom	5	8	-	17 m ² PP	30 m ² (Jute)
Ulber, Müller- Holst, Verein für solare MWE (1998)	MEH	FPC	37,5 / 0,287 / 3	0,488- 0,536	0,03	14,1	65-85	106-114 (70-80)	-	-	-	Sfax, Tunis	6-6,4 (8,6- 9,8)	24h	2 m ³ , Druck- tank,	132 m ² , PP	162 m ²
Müller-Holst, ZAE, TAS (1994)	MEH	eva- kuiert -er FPC, direkt	40 (38,7) / 0,3 / -	0,65- 0,9 (0,385 -0,55)	-	14,2	-	110-150	-	-	-	Sultanat e of Oman	5-8	-	3,2 m ³ , 120°C, Druck	132 m ² , PP Steg- doppel- platten	162 m ²
Müller-Holst, SODESA (2000)	MEH	FPC, direkt	50 (8) / 0,23 / -	0,6	0,03	15	80-95	110-170	-	11-30	-	Gran Canaria	5 (8 im Labor)	24h	6,3 m ³ , 95°C	132m ² , PP Steg- doppel- platten	162 m ²
Müller-Holst (2002)	MEH	VRK und FPC	8,5 / 0,4 / -	0,105 (0,14)	-	16,2	80	140-190	-	-	-	Fuerte- ventura	-	-	-	132 m ²	162 m ²

Tabelle 5: Übersicht von technischen Daten einiger MEH-Verfahren, Teil 1/ 2.

Bemerkung: Werte in runden Klammern basieren auf Simulationen. Werte in geschwungenen Klammern ergeben sich bei 24h-Betrieb.

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in Entwicklungsländern

Hersteller (Jahr)	Typ Stufen	Kollektor- type	Kollektorfläche / Wirkungsgrad / therm. Leistung [m²] / [1] / [kW]	Produktions- kapazität (max)		Spez. Prod- uktion [l/m²/d]	Prozess- temp. [°C]	Prozess- wärme [kWh/m³]	Elektr.- Energie [kWh/m³]	Preis pro m³ [€/m³]	Anlagen- standort	GOR	Betrieb- s- dauer	Speich- er	Konden- sator	Ver- dunster
				[m³/d]	[m³/h]											
Erfinderclub "Aquamare I" (1999)	MEH	FPC, direkt	1 / - / 0,8	0,018	0,003	18	70-80		0,04 kW PV in- stalliert	4,5	Hersteller- daten	-	-	-	1 m², Quarz- glas- schicht- überzug	-
ISE (1991)	MEH	Kombi- nation	250	5	0,5	20	-	-	5	-	Prototyp	-	10	-	-	Docht
Müller-Holst (2002)	MEH	VRK, direkt	9 / 0,6 /-	- (0,18)	0,035	20,3	-	-	-	-	Namibia	-	-	-	132 m²	162 m²
Baumgartner 1-stufig (1992)	MEH, 1	FPC	2 /- / 3,6 W/m² K	-	-	24,5	70 {80}	260 {220}	1	-	Prototyp simuliert mit TRY für Rom	-	{24h}	-	-	-
Müller-Holst, TiNOX, (2002)	MEH	Evak. FPC, direkt	250	10	-	40	80-85	60-90	2,5 (15 kW PV+ Akku)	-	Hersteller- daten	-	24h	20 m³ für 24h	Platten- wärme- tauscher	Vlies- Tücher aus PP
Müller-Holst (2002)	MEH	-	- / 0,5 /-	0,9 (1,2)	-	-	-	40-65	-	-	Neue Anlage gemäß Simulation	-	-	-	132 m²	162 m²
Illinois Inst. Of Technology , (2002)	MEH	FPC (Edel- stahl) , direkt	-	5,67	-	-	93	-	-	20	Simulation für Ägypten	-	6 + 2,5 h	-	Sprüh- wäscher (3,5 m x 0,61 m, Stahl)	Sprüh- wäscher, 5x0,7m, Stahl
Federal University of Pernambuco, (1997)	MEH	-	-	-	0,001	-	90	-	-	-	Prototyp	2 (ver- bes- serte Formel)	-	-	Kupfer	Baum- woll- tücher , je 0,6 m²

Tabelle 6: Übersicht von technischen Daten einiger MEH-Verfahren, Teil 2/ 2.

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in Entwicklungsländern

Hersteller (Jahr)	Verfahrenstyp, Stufen	Kollektor-Typ	Kollektorfläche [m ²]	Produktionskapazität (max)		Spez. Produktion [l/m ² /d]	Prozess- temp. [°C]	Prozess- wärme [kWh/m ³]	Elektr.- Energie [kWh/m ³]	Preis pro m ³ [€/m ³]	Standort / Solarstrahlung [kWh/m ² /d]
				[m ³ /d]	[m ³ /h]						
Garcia-Rodriguez , SOL 14 (1988)	MED, 14	Parabolrinnen	2672	36	3	13,5	35-65	30	4	2,8 - 3,7	(Plataforma Solar Almeria) Spanien
El-Nashar (1985)	MED, 18	VRK (Kupfer) direkt	1862	80-120	-	43	99	49 (GOR = 13)	-	7-10	Abu Dhabi 5,8
Al Azhar University of Gaza (2000)	MED, 3	-	5,1	0,204	-	40,0	40	-	PV	-	Gaza 8
Schwarzer, SIJ (2001)	MED, 6	FPC	2	0,05	-	25,1	50-90	-	-	-	Simulation 4,8

Tabelle 7: Übersicht von technischen Daten einiger MED-Verfahren.

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in Entwicklungsländern

Hersteller (Jahr)	Verfahrens- typ, Stufen	Kollektor- type	Kollektor- fläche [m ²]	Produktionskapazität (max)		Spez. Produktion [l/m ² /d]	Prozess- temp. [°C]	Prozess- wärme [kWh/m ³]	Elektr- Energie [kWh/m ³]	Preis pro m ³ [€/m ³]	Standort / Solarstrahlung
				[m ³ /d]	[m ³ /h]						
Rommel, ISE (2002)	MD	Spezial, direkt	5,9	0,081	<,015	13,7	90	-	-	-	Freiburg 700 W/m ²
SEP	MD	-	-	-	0,02	20	60-80	-	<1	-	-
Rommel, ISE (2003)	MD	-	-	-	02-,03	-	60-85	140-200	-	-	-
DORNIER (1984)	MSF	Heat- Pipe	690	10	-	14,0	-	-	-	-	(La Paz) Mexiko
SUN	MSF	Röhren	-	200	-	-	115	-	-	-	-
Kalogirou (2001)	RSD	-	-	-	-	30	-	-	-	-	Simulation
Chafik (2003)	RSD	Spezial	-	10	-	-	50-80	-	-	-	-

Tabelle 8: Übersicht von technischen Daten einiger weiterer thermischer Entsalzungsverfahren.

7 Auswahl der Verfahren

Ein optimiertes Verfahren für die dezentrale Entsalzung von Brack- oder Meerwasser sollte laut bisheriger Überlegungen folgende Eigenschaften aufweisen:

- Darstellung eines technisch einfachen, dabei aber energieeffizienten, Verfahrens zur Erzielung hoher Destillatausbeuten.
- Reduzierung des elektrischen Hilfsenergiebedarfes auf ein Minimum.
- Realisierung eines geringen Wartungsbedarfs der Anlage zur Eignung für den dezentralen Betrieb ohne ständige technische Betreuung.
- Die Hauptkomponenten der Anlage sind im jeweiligen Land herstellbar und leistbar.

Letzter Punkt schränkt die Auswahl der Materialien und Verfahren enorm ein. Kommt der Nachbau in einem Land in Betracht, so kann durch nationale und internationale Patente das Projekt maßgeblich verteuert oder verzögert werden. Will man diesen Aspekt vermeiden, so wird die Zahl potentieller Anlagen beschränkt.

Die Kosten des erzeugten Trinkwassers als Ausdruck für die Wirtschaftlichkeit der Anlage wäre eine wünschenswerte Größe zum Vergleich von Anlagen. Da der Grossteil der bisher beschriebenen Techniken aber noch im Entwicklungsstadium bzw. an der Schwelle zur Serienreife ist, gibt es noch keine verlässlichen Finanz-Daten.

Um die Vorhersage von technischen, ökonomischen und ökologischen Verhalten von vorrangig MSF- und RO-Anlagen für Anwender und Behörden zu erleichtern, kann demnächst vielleicht ein Softwaretool herangezogen werden. Ein solches wird derzeit von SCHAUSBERGER (2003) und RHEINLÄNDER (2003) entwickelt und soll demnächst online verfügbar sein.

In Anpassung an die Eigenheiten der in Abschnitt 3 beschriebenen Zielgebiete, und aufgrund der ausführlichen Diskussion der Anlagen in Abschnitt 6, wurde nachstehende Auswahl getroffen.

7.1 Zielgebiet 1

Für das Zielgebiet 1, mit den in Abschnitt 3.1 erörterten Eigenschaften, empfiehlt sich eine Feuchtluftdestille nach dem Beispiel der Firma *SONNE+ENERGIE GesmbH* aus folgenden Gründen:

- verständliches Verfahren
- spezifische Leistung von 12 l/m²/d
- billige und einfach verarbeitbare Materialien (Glas und PP)
- modulare Bauweise, somit leicht erweiterbar
- Modul besteht aus weniger als 10 Bauteilen
- leichte Bauweise und somit auf Flachdächern montierbar
- Nachbau in Entwicklungsländern mit PP oder GFK denkbar
- Reinigen der gesamten Anlage geht durch die benutzerfreundliche Bauweise und Handlichkeit der Komponenten leicht von statten.

7.2 Zielgebiet 2

Für das Zielgebiet 2 wäre ohne weiteres die gleiche Anlage einsetzbar. Dieses Land ist jedoch weiter entwickelt. Der erfolgreiche Einsatz mehrerer konventionell betriebener RO-Anlagen zeugt von ausreichend technischem Verständnis. Somit können ausgereifere Systeme eingesetzt werden.

Da freie Landflächen kaum vorhanden sind, ist auf hohe spezifische Produktionsraten und kompakte Bauweise besonderer Wert zu legen. Die Entsorgung des Konzentrats ist eine heikle Frage, da es sich um eine Brackwasserentsalzung aus Grundwasser handelt.

Elektrische Energie ist überall zumindest für den Betrieb von Pumpen gegeben. Netzausfälle können mit entsprechender Dimensionierung der

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in
Entwicklungsländern

Rohwasserspeicher überbrückt werden. Die Steuerung der Anlage soll gänzlich ohne Strom oder über PV-Module mit Pufferbatterie möglich sein.

Je nachdem ob mit der Anlage eine Familie, eine Wohnanlage oder ein Häuserblock versorgt werden soll, empfehlen sich die folgenden Verfahren:

Familie	MED - Gaza
Kapazität:	0,1 m ³ /d
Vorteile	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Prototyp der Anlage bereits im Land installiert ✓ Elektrischer Energiebedarf mit PV abdeckbar
Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> - Korrosionsproblematik je nach Wahl der Werkstoffe - Aufwendige Bauweise

Wohnanlage	MEH - TINOX
Kapazität	1-10 m ³ /d
Vorteile	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Bereits ausgereift und erprobt ✓ Kompakte Bauweise ✓ Elektrischer Energiebedarf mit PV abdeckbar
Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> - Hauptkomponenten mit TINOX-Beschichtung sind im Land noch nicht herstellbar

Häuserblock	Sprühverdampfer nach CHAFIK
Kapazität	Ab 10 m ³ /d
Vorteile	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Einfacher, billiger Kollektor ✓ Kaum Korrosionsprobleme ✓ Konzentratentsorgung entfällt
Nachteile	<ul style="list-style-type: none"> - Großer elektrischer Energiebedarf

7.3 Pilotanlage

Bei der Erstellung des Konzepts der Diplomarbeit mit Werner Weiss und Helmut Jung wurde auch der Kauf oder Bau einer Testanlage überlegt. In Rahmen der Diplomarbeit wollten grundsätzliche betriebstechnischen Erfahrungen (Aufbau, Umgang mit Material, Wartung, Messtechnik) gesammelt sowie die Produktivität mit Herstellerinformationen verglichen werden.

Testreihen mochten die Auswirkungen unterschiedlicher Salzgehalte auf Produktqualität und Wartungshäufigkeit erheben. Ebenfalls angedacht wurden Testreihen, die die grundsätzliche Eignung und weiters den Einfluss von diversen Materialien für Absorber, Abdeckung und Wärmetauscher zeigen.

Im Weiteren sollte die Anlage als Referenz für eventuelle zukünftige Simulationen dienen. Auch soll diese Modell für den Nachbau der solarthermischen Technologie mit Mitteln von Entwicklungsländern sein.

Eine vielversprechende Anlage samt Hersteller wird zu einem vernünftigen Preis gefunden und vor dem Sommer 2003 bestellt. Doch seit der Bestellung wird vom Hersteller keine Antwort mehr erhalten. Da bis Mitte August keine Anlage geliefert wird, es zu diesem Zeitpunkt zu knapp für abermalige Auswahl und Bestellung ist, wird eine Testanlage zur solarthermischen Entsalzung bei der AEE-INTEC (Gleisdorf) hoffentlich nur aufgeschoben und nicht gänzlich gestrichen sein.

8 Kriterien und Empfehlungen

Im Gegensatz zu Großanlagen, wo Energiekosten und Anlagenleistung die größten Einflussfaktoren sind, basiert Auswahl und Entwicklung von kleinen Entsalzungsanlagen auf klimatischen, physikalischen, sozialen und wirtschaftlichen Faktoren. Dies, in Anpassung an örtliche Gegebenheiten.

Auflistung von möglichen Parametern, welche für die Auswahl und das Design von Entsalzungsanlagen im kleinen Maßstab für den dezentralen Einsatz relevant sind:

Klima

- Intensität und Variation der Solarstrahlung
- Intensität und Variation des Winds
- Mittlerer jährlicher Niederschlag
- Temperatur

Technik

- Adäquates System für den lokalen Bedarf
- Energiebedarf
- Wartung (Reinigung, Chemikalien)
- Leistung (l/m^2 , l/d , $l/m^2/d$)
- In jeder beliebigen Größe herstellbar, erweiterbar
- Verletzbarkeit gegenüber Wetter, Mensch und Tier

Örtlichkeit

- Verfügbarkeit von Landfläche
- Akzeptanz in der Bevölkerung
- Distanz zu verlässlichen Brack- oder Meerwasserquellen
- Distanz zu Verbrauchern
- Schutz vor Vandalismus

Energie

- Abhängigkeit von der Energiequelle
- Kosten

Wasserqualität

- Relativ sauber (frei von Feststoffen, Bakterien)
- Salzgehalt

Finanzierung

- Investition (Land, Anlage, usf.)

- Betriebskosten
- Wartung und Ersatzteile
- Amortisation des Investments

Verfügbare Arbeitskräfte

- Lokale vs. importierte Arbeit
- Lokale Aufsicht
- Trainings- und Lehrmaßnahmen
- Akzeptanz des Betreibers in der Öffentlichkeit, Behörden
- Ausreichende technische Fähigkeiten für Betrieb und Wartung

System-Infrastruktur

- Zugang zur angepassten Technologie
- Zugang zu Materialien, Komponenten und Versorgern
- Wasserversorgung bei Ausfall, Schlechtwetter
- Verfügbarkeit von Pumpensystemen für das Roh- und Produktwasser
- Entsorgung des Konzentrats (Methode und Ort)

Sozi - Kulturell

- Sichtweise der Anwender über alternative Praxis und Technologie
- Örtliche Wasserpolitik und Wasserrecht (für Salz- und Produktwasser)
- Traditionelle Rechte und Glauben ums Wasser
- Öffentlicher und privater Bereitschaft, für das Wasser zu Zahlen
- Bestehende Verpflichtungen in der örtlichen Gesellschaft

Im Anschluss wird auf einige der genannten Aspekte detaillierter eingegangen.

8.1 Materialauswahl

Bei der Auswahl der Materialien sind die Hauptkriterien die Wärmeleitfähigkeit, die Temperaturstabilität sowie der Resistenz gegen Korrosion durch Salzwasser. Aber auch leichte Verfügbarkeit oder einfache Herstellbarkeit und Verarbeitung. Daher wird in diesem Abschnitt auf einzelne Komponenten und Materialien eingegangen, die für die bereits ausgewählten Anlagen in Frage kommen.

Generell gilt: Je größer eine Anlage werden soll, desto mehr sollte sie aus Standardkomponenten wie Kollektoren, Wärmetauscher, Ventile, Pumpen bestehen, die erprobt und bewährt sind. Dies erhöht zwar die Investitionskosten, aber gleichzeitig auch die Zuverlässigkeit der Anlage.

Je kleiner eine Anlage ist, desto kompaktere und weniger unterschiedliche Komponenten sollte sie aufweisen. Dadurch reduziert sich auch das Ausfallrisiko.

In großtechnischen Anwendungen werden für konstruktive Teile spezielle Werkstoffe verwendet (OLSON/ERBING, 1989) :

Edelstähle wie AVESTA 254 SMO/UNS S31254 [C_{max}=0,02, Cr=20, Ni=18, Mo=6,2, N, Cu], AISI 317L [C_{max}=0,03, Cr=18,5, Ni=13,5, Mo=3,2] CuNi10Fe, CuNi10Fe1Mn, CuNi30Mn1Fe, Al-rein, Al-reinst, AlMg-, AlMgMn-, AlMn-, AlMnMg-, AlMgSg-Legierungen, Alugusslegierungen der Basis EN AC-AlMg, AC-AlMgSi, AC-AISI, AC-AISiMg.

Doch auch sie brauchen meist kontinuierlichen Fluss um dem heißen Salzwasser widerstehen zu können. Probleme bereitet fast immer der im Wasser gelöste Luftsauerstoff, sowie das Lochfraßpotential der Werkstoffe im Salzwasser. Titan hat den Vorteil von großer Korrosionsfestigkeit gegen Salzwasser (CARUSO/NAVIGLIO, 1999). Ein Nachteil von Titan ist die notwendige Sorgfalt bei der Auswahl restlichen Werkstoffe und deren Opferanoden.

Aufgrund der hohen Preise für Rohmaterial, der Erzeugung und der aufwendigen Verarbeitung, bleibt der Einsatz genannter Werkstoffe den Entsalzungsanlagen in entwickelten Ländern vorbehalten.

Stahlbeton lässt sich für den Bau von Destillen in Entwicklungsländern als nicht geeignet klassifizieren. Eine Herstellung mit Salzwasser bzw. eine schlechte Verarbeitung die zu Rissen führt, zerstören den Stahlbeton durch Korrosion.

Als korrosionsfrei gelten Bauteile aus Holz, Ziegel, PP, GFK, PU und Silikon. PP und GFK werden oft und erfolgreich eingesetzt. Sie sind verhältnismäßig billig und leicht erhältlich.

Weitere Eigenschaften von PP sind:

- Temperaturbeständig bis 120 °C
- Lässt sich leicht verarbeiten (thermische Stumpfschweißung, Schweißdrahtschweißung mit Heißluftpistole, mechanisch mit allen üblichen Holzverarbeitungsgeräten)
- Nachteil ist die große Wärmeausdehnung, sodass leicht Undichtheiten auftreten können. (WIESNER, 1980)

Weitere Eigenschaften von GFK sind:

- Flexibel
- Korrosionsbeständig
- Geschmacksneutral
- UV-beständig
- Temperaturbeständig im notwendigen Bereich bis 95 °C nass und 185 °C trocken
- Glatte Oberfläche zur leichten Reinigung
- Leicht schwärzbar
- Leicht kombinierbar mit anderen Werkstoffen (YATES, WOTO, 1988)

Für Isolationszwecke werden in Entwicklungsländern bereits Poly-Styrol, Sägespäne, Glaswolle, PU-Schaum, Sand und Vermiculite (Wurmstein) erfolgreich angewendet.

Bei einigen Verfahren spielen Verdunster eine große Rolle. Bewährt sind getränkte Tücher aus PP-Vlies, Jute oder Baumwolle. Bei größeren Anlagen werden die aus der chem. Verfahrenstechnik bekannten Sprühwäscher oder Füllkörperkolonnen eingesetzt. Neben den Standardfüllkörpern (Raschig Ringe etc.) können auch Palmblättern als Füllkörper verwendet werden. Ihr Vorteil ist, dass sie häufig, billig und salzwasserresistent sind (BACHA, 1999).

Bei einfachen Solardestillen spielt die Glasabdeckung eine wesentliche Rolle. Einfaches weisses Glas absorbiert 5 bis 10 % der einfallenden Solarstrahlung. Eisenfreies Glas hingegen weniger als 1 %.

Die übliche Glasstärke beträgt 3 mm, wobei die Erfahrung bei Anlagen in Botswana gemacht wurde, dass diese leicht brechen. Hingegen Glas mit 4 mm, einer Länge von 0,7 m und einem Winkel von 15 ° selbst Sandstürme aushält. (YATES, WOTO, 1988)

Glas kann beim Austrocknen der Destillen überhitzen, wodurch sich die Oberflächenstruktur verändert und danach verstärkt Tropfenkondensation auftritt. Durch Zugabe von Ammoniak zum Rohwasser lässt sich die ursprüngliche Glasoberfläche wieder herstellen, jedoch ist für den Zeitraum der Ammoniak-Anwendung das produzierte Destillat ungenießbar. Überhitztes Glas ist außerdem spröder und brüchiger.

Als Abdeckung verwendetes Tedlar–Polyvenyl Flurid führt zur Tropfenkondensation. Einerseits wird die Lichtdurchlässigkeit reduziert und andererseits fallen die Tropfen wieder zurück ins Verdunstungsbecken. (YATES, WOTO, 1988)

Weiterhin spielt je nach Einsatzort und Temperatur die Verkrustung eine Rolle. Diese kann durch niedere Temperaturen oder hohe Strömungsgeschwindigkeiten ganz oder zumindest teilweise vermieden werden.

8.2 Pumpensysteme und Speicher

Wichtig für den Betrieb von Entsalzungsanlagen ist die Bereitstellung von Rohwasser in ausreichender Menge und entsprechend hoher Lage, um eventuell im freien Gefälle in Entsalzungsanlagen fließen zu können.

In Entwicklungsländern werden zum Pumpen des Wassers aus Tiefbrunnen erfolgreich Handpumpen der Typen *India MK II* und *Afridev* eingesetzt. Diese werden meist im Land oder in Nachbarländern produziert, und gelten als robust und zuverlässig bei entsprechend geschulten Anwendern. In Khawa, Botswana,

werden laut YATES und WOTO (1988) mit tierisch angetriebenen Pumpen Solardestillen versorgt.

Die Salesianer *Don Boscos* (JUGEND EINE WELT, 2003) entwickelten eine Schaukelpumpe (siehe Abbildung 45), die ganzen Dorfgemeinschaften in Entwicklungsländern eine effiziente und hygienische Wasserversorgung aus Grundwasser sichert. Das Prinzip der Pumpe ist einfach. Über einem Brunnenschacht wird eine Kinderwippschaukel mit einem Wasserspeicher montiert. Wenn die Kinder schaukeln, pumpen sie gleichzeitig das Wasser aus dem Brunnenschacht in den Speicher.

Ansonsten werden je nach Standort, wind- oder elektrobetriebene Pumpen verwenden. Letztere werden oft mittels Photovoltaik versorgt.



**Abbildung 45: Schaukelpumpe der Salesianer zur Grundwasserförderung
(JUGEND EINE WELT, 2003).**

Vorlagespeicher aus Kunststoff oder GFK sind vermutlich am wenigsten problematisch. Lässt sich die Kapazität mit Stahlfässern verwirklichen, so sollte man auf deren rechtzeitigen Austausch achten.

8.3 Kollektoren

Bei den Kollektoren sind neben den thermischen und optischen Eigenschaften vor allem die Resistenz gegen Korrosion ein entscheidendes Kriterium für den Einsatz in der Entsalzungstechnik. Durch die im Kollektor möglichen Temperaturen von bis zu 180 °C wird das Salzwasser besonders aggressiv.

Kupfer wird in vielen Modell- und Versuchsanlagen für Kollektoren verwendet. Doch da die meisten Forschungstreiber nur kurzzeitige Versuche oder gar nur Simulationen betreiben, war für sie die Korrosion der Kupferrohre noch kein Thema.

Erfahrungen über 10 Jahre in Abu Dhabi (siehe Abschnitt 6.5.4) zeigen, dass selbst mit normalen Wasser, welchem Korrosions-Inhibitoren zugesetzt sind, diese Korrosion an der Innenseite der Kupferrohre zu Leistungseinbußen führt. (HERMANN, 2002)

Der von der Firma *thermoSolar* erzeugte Vakuumflachplattenkollektor „K400V“ wird als seewasserbeständig bezeichnet, besteht jedoch auch nur aus Kupferrohr. Bei der Anlage im Oman wird über einen Kunststoffwärmetauscher die vom Kollektor gesammelte Wärme an das System weitergeleitet.

Der von ROMMEL et.al. (2000) eigens für das SODESA-Projekt entwickelte Glaskollektor erwies sich als weitgehend angepasst (siehe Abschnitt 6.3.1). Leider kann keine Langzeiterfahrung gesammelt werden.

Die Kollektoren der MEH-Anlage der Firma TINOX (siehe Abschnitt 6.3.1) sind mit Titan-Nitrit-Oxid beschichtet und dadurch hocheffizient und korrosionsresistent. Will man diese sehr speziellen Kollektoren verwenden, so ist man auf den Kauf angewiesen.

Kunststoff-Absorber sind gegen Salzwasser unempfindlich und billig, aber gegenüber den Metall-Absorbern doppelt im Nachteil: Die selektive Beschichtung kann nicht mit den heute üblichen Galvanik-Techniken aufgebracht werden, und die Wärmeleitung ist rund tausendmal schlechter als

die von Metallen. Trotzdem wurden von ROMMEL (1996) leistungsfähige, selektiv beschichtete Kunststoffabsorber für Flüssigkeiten entwickelt. Deren Schwachpunkt sind aber das nicht Bestehen der Stagnationstests.

Wie im Abschnitt 4.2.2.5 bereits angeführt, haben Luftkollektoren aus Kunststoff wesentliche Vorteile, die sie für den Einsatz in Entwicklungsländern prädestinieren. Leider sind sie aber derzeit nur bei den RSD-Verfahren wirklich brauchbar.

8.4 Wärmetauscher

Wärmetauscher werden bei allen Verfahren mit Wärmerückgewinnung benötigt. Eingesetzt werden sie auch zwischen Kollektor und Entsalzungsmodul, um den Kollektor vor dem aggressiven Salzwasser zu schützen.

Beschrieben in Abschnitt 6.3.1, ist für einige Prototypen ein Kunststoffwärmetauscher von der Firma *T.A.S. Thermisch Angetriebene Systeme GmbH & Co. KG*, Deutschland, in Einzelfertigung hergestellt. Dazu ist an vorgefertigte PP-Stegdoppelplatten mit Wandstärken 0,6 mm und einem Rastermaß von 3 mm Anschlüssen und Verbindungen geschweißt. Der effektive Wärmedurchgangskoeffizient liegt bei 240 W/m²K. Die Platten mit einer Abmessung von 2 x 1,5 m sind in einem Abstand von 10 bis 40 mm montiert. Den Großteil der Kosten des Wärmetauschers bilden die Arbeitskosten fürs verschweißen der Platten und Rohrverbindungen.

Neben den konventionellen Werkstoffen für Wärmetauschern der konventionellen Entsalzungsanlagen und chemischen Industrie, wird in Einzelfällen auch ein mit Quarzglas überzogener Wärmetauscher verwendet.

8.5 Rohwasseraufbereitung

Die Notwendigkeit einer Rohwasseraufbereitung ist von dessen Qualität abhängig. Hierbei spielen vor allem Partikelverunreinigungen, welche Düsen oder Membrane verstopfen oder beschädigen könnten, eine große Rolle. Kritisch sind Ölverunreinigungen, da deren Siedpunkt niedriger ist bzw. die

Membrane verstopft werden können. Chemische Belastungen (Arsen, Pestizide) werden bei Destillationsprozessen fast gänzlich eliminiert.

Üblicherweise ist bei Entnahmen von Meerwasser, ab einer Tiefe von 35 m, das Wasser ausreichend frei von Bakterien und Feststoffen. Dafür sind der konstruktive Aufwand und somit die Kosten höher. Die Entnahme von Oberflächenwasser ist zwar einfacher und billiger, aber es finden sich auch mehr Verunreinigungen darin.

Empfehlenswert ist auch die Entnahme von Uferfiltrat aus einem Schacht in Ufernähe. Wo dies nicht möglich ist, werden bei Bedarf auf Kiesbettfilter eingesetzt.

Einen Überblick über Rohwasseraufbereitungseinrichtungen für großtechnische, konventionelle Anlagen gibt GILLE (2003).

8.6 Trinkwasseraufbereitung

Destilliertes Wasser ist gewöhnlich geschmacklos und daher fad. Andererseits kann sich durch Kunststoffeinsbauten der bekannte Plastik-Geschmack einstellen.

Die Diskussion, ob destilliertes Wasser für den Körper nicht schädlich sei, ist unausweichlich. Eine oft gehörte Meinung ist: destilliertes Wasser darf man nicht trinken.

Das Wasser aus Regensammelanlagen und die Trinkwasserquellen der Eskimos (Eis) liefern nur destilliertes Wasser. Dieses nimmt auf dem Weg durch die Atmosphäre einen geringen Anteil von Mineralien auf.

Um den Grossteil der hier angeschnittenen Probleme zu lösen, wird das Destillat remineralisiert, um in Folge ein stabilisiertes Trinkwasser mit mehr Geschmack und weniger korrosiven Eigenschaften zu erhalten.

Mögliche Prozesse der Remineralisation (ODONE, 2002):

- a) Rückverschneiden mit Salzwasser.
- b) Zugabe von Chemikalien, z.B. direkte Einspritzung von passenden Chemikalien wie Natriumbikarbonat, Calciumchlorid und Natriumhypochlorit.
- c) Kalziumkarbonat lösen mittels Kohlendioxid laut folgender Reaktionsgleichung:
$$\text{CaCO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$$
- d) Kalklösung mittels Kohlendioxid nach folgender Reaktion:
$$\text{Ca}(\text{OH})_2 + 2\text{CO}_2 \leftrightarrow \text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$$

Bei einer bis auf den Salzgehalt genießbaren Qualität des Salzwassers, stellt das Zumischen von Salzwasser zum Destillat die einfachste und billigste Lösung dar. Der Ausgangsstoff zur Remineralisation ist in ausreichender Menge immer vorhanden und meist kostenlos. Ein weiterer Vorteil ist klarerweise der quantitative Zugewinn an Trinkwasser.

Der zweite Prozess ist der gängigste bei kleinen Anlagen mit geringer Wasserproduktion, und bedarf lediglich einer Dosierungseinheit. Bei großen Anlagen ist der Bedarf an Chemikalien relativ groß und somit teuer und die Handhabung großer Mengen davon zu umständlich.

AUGUSTIN (2003) schlägt die Zugabe von *Oral Rehydration Salts* vor, welche von der UNICEF für die Behandlung von Dehydration, hervorgerufen durch Diarrhö, vorgeschlagen wird.

Die beiden letzten Prozesse werden bei großtechnischen Anlagen eingesetzt, wobei sie sich im Verbrauch an CO₂, dem Preis der Ausgangsmaterialien und der Verfahrenstechnik deutlich unterscheiden. Notwendige Bauelemente wie Entgasungskolonnen, Mischsysteme und aufwendige Fördersysteme für Gas und Wasser mit speziellen korrosionsbeständigen Materialien machen deutlich, dass die Prozesse c) und d) nicht für kleine Anlagen anwendbar sind. (ODONE, 2002)

Prinzipiell sollte entsalztes Wasser keimfrei sein. Thermisch entsalztes Wasser ist bei den wenigsten Prozessen jedoch lange Zeit über 70 °C. Zudem herrschen in Rohren, Ventilen und Speichereinrichtungen der Anlagen warme, feuchte Bedingungen, die die Verbreitung von Bakterien und Pilzen begünstigen. Durch regelmäßige Reinigungsarbeiten oder kontinuierlichen Durchfluss sollten die Anlagen hygienisch bleiben. Um die Akzeptanz des entsalzten Wassers in der Bevölkerung langfristig zu erhalten, sollten durch das Wasser keine Beschwerden oder Erkrankungen ausgelöst werden. Daher ist eine Desinfektionsanlage vor der Abgabe des Wassers empfehlenswert.

Anlagen zur solaren Pasteurisation sind zwar verfügbar, arbeiten aber meist nur im Batch-Betrieb. Bei der SODESA-Anlage wird mittels UV-Licht desinfiziert. Die UV-Lampe wird über PV versorgt. Ein entscheidender Vorteil könnte die Unabhängigkeit von Chemikalien sein. (HERMANN, 2002)

Das von Destillen produzierte Wasser ist üblicherweise von sehr geringer Salinität im Bereich einiger ppm, hat einen niedrigen pH-Wert und ist daher sehr aggressiv. Das produzierte Wasser ist nicht brauchbar für Verteilungsnetze, da es ernsthafte Korrosionsprobleme verursacht.

8.7 Entsorgung des Konzentrates

Üblicherweise sind die Inhalte des Konzentrates (*reject brine*) Salze, Korrosionsprodukte und ev. Chemikalien. Die Temperatur des Konzentrates liegt meist über der des Rohwassers. Die Rückleitung des Konzentrats ins Meer scheint die einfachste Lösung. Sie kann aber nachweislich schadhafte Auswirkungen auf Fauna und Flora in der Umgebung des Rohrauslasses haben. Die Ausmaße der Zerstörung sind je nach Menge und Konzentrationen des Konzentrates sowie der Beschaffenheit der Küste, der Strömungen und Tiefen unterschiedlich. (EINAV/LOKIEC, 2003)

Wird salzhaltiges Grundwasser eingesetzt, so ist eine Rückführung des Konzentrats in den Aquifer nicht sinnvoll, da sich dadurch die Qualität des Grundwassers nur verschlechtern kann. Übliche mitteleuropäische Kläranlagen vertragen kein Salzwasser.

Bei einem langjährigen Projekt in Botswana machte man gute Erfahrungen mit dem Verkauf des Salzes. Wie im Abschnitt 5.3.2 bereits erwähnt, kann der Einsatz der Rapid Spray Evaporation–Technologie selbst Konzentrat mit einer Salinität von 140 noch entsalzen. Dadurch lässt sich eine weitere Aufkonzentrierung bzw. komplette Trennung des Salzes vom Wasser bewerkstelligen.

Aber selbst wenn Salz erzeugt wird, so fallen pro Jahr für einen zehnköpfigen Haushalt der Brackwasser (Salzgehalt: max. 20 g/l) entsalzt, bis zu 700 kg Salz an, welche kaum nebenbei verkauft werden können.

8.8 Wirtschaftlichkeit

Der Preis des produzierten Trinkwassers hängt von folgenden Faktoren ab (AYOUB, ALWARD, 1996):

- Produktionskosten der Anlage
- Kosten der Landfläche
- Lebensdauer der Anlage
- Betriebskosten
- Kosten des Rohwassers
- Verzinsungssatz
- Produktionsmenge

Die Ökonomie der Kleinanlage im dezentralen Einsatz ist bestimmt durch die Investitionsausgaben, den Zinssatz, die Amortisationsrate und Betriebskosten. Bei einfachen Solardestillen ist der Preis für Material, Transport und Errichtung der Anlage direkt abhängig von der Lage und den örtlichen Gegebenheiten der Anlage.

Weitere relevante Kostenfaktoren für kleine Entsalzungsanlagen im Einzelnen:

Investition

- Kauf des Grundstücks (falls notwendig)
- Vorbereitung des Grundstücks (Roden, Ebnen, usf.)
- Rohwasser-Pumpen, -Rohre, -Speicher

Solarthermische Meerwasserentsalzung zur Trinkwasserzeugung in
Entwicklungsländern

- Trinkwasser-Pumpen, -Rohre, Speicher
- Entsalzungsanlage und zugehörige Komponenten
- Entsorgung des Konzentrats
- Absicherungen (Zäune, Mauer, usf.)

Jährliche Betriebskosten

- Amortisation der Investitionsausgaben
- Strom
- Wartung
- Arbeitskraft
- Verwaltung
- Gebühren, Versicherung und Steuern

9 Ausblick

Einige europäische Produzenten hoffen auf den wirtschaftlichen Erfolg ihrer Konzepte und deren Serienproduktion steht in den Startlöchern. Um ins Laufen zu kommen, brauchen sie derzeit aber noch Kunden, die mit Kinderkrankheiten umgehen können und dazu finanzkräftig sind. Ein Schritt in die falsche Richtung könnte sein, dass nur spärlich Auskünfte über technische Details und gesammelte Erfahrungen mitgeteilt werden.

Auch wenn die oftmals durchgeführten Simulationen keine Erfahrungswerte für Anwender bringen, so zeigen sie im Vergleich mit Referenzanlagen doch plausible Ergebnisse auf dem Bereich der Wärme- und Stoffübergänge und somit der Produktionsraten. Doch mit Simulationen alleine kommt man nicht aus den Startlöchern.

Wenn bei uns Produktion und Vertrieb noch nicht funktionieren, wie sollen dann in Entwicklungsländern Anlagen gebaut und weiterentwickelt werden?

In Zentraleuropa ist die Nachfrage an solarthermischer Entsalzung (noch) nicht gegeben. Die Not der Entwicklungsländern macht erfinderisch, doch ist Zusammenarbeit und Austausch von Bedarf und Wissen grundlegend.

Ein fundamentales Verständnis von Technik und Wissenschaft ist notwendig, um die Theorie der Entsalzung erfolgreich anzuwenden. Damit Kosten für das Trinkwasser gesenkt werden können, braucht das jeweilige Land ein umfassendes Konzept für Entwicklung, Herstellung und Wartung von Entsalzungstechniken. Um nachhaltig mit Wasserstress umgehen zu können, braucht dieses nicht nur die Techniken, sondern auch die finanziellen und wissenschaftlichen Kapazitäten.

“With peace having to prevail sooner or later in the Middle East region, the badly needed research on solving the anticipated problems in operation, maintenance and efficiency of seawater desalination should be started now without delay even during the current Palestinian uprising (Intifadah) in the Gaza Strip and the West Bank.” SAID A. ASSAF (2001)

10 Zusammenfassung

Bedingt durch ausbleibende Niederschläge und nicht auf Nachhaltigkeit der Wasserentnahme ausgelegtes übermäßiges Abpumpen natürlicher Grundwasservorräte, versalzen an vielen küstennahen Standorten, wie beispielsweise auf Cap Verde oder dem Gaza-Streifen, die Aquifere durch nachströmendes Meerwasser. Zahlreiche Verfahren der Entsalzung werden entwickelt und betrieben. Dabei kommen meist Großanlagen zum Einsatz, deren immenser Energiebedarf mit nicht erneuerbaren Energien gedeckt wird. Im Sinne einer nachhaltigen Entwicklungszusammenarbeit sind Techniken, welche erneuerbare Energien nutzen, erstrebenswert.

Das Ergebnis einer umfassenden Literaturstudie über solarthermisch angetriebene Technologien sind Kriterien, anhand derer vier verschiedene Verfahren aus aktueller Forschung und Entwicklung ausgesucht und empfohlen werden. Demnach wird für das erste Zielgebiet eine Feuchtluftdestille mit spezifischer Produktionsrate von 12 l/m²/d in einfachster modularer Bauweise ausgewählt. Für das zweite Zielgebiet werden für unterschiedliche Kapazitäten drei solarthermische Verfahren empfohlen: eine in der Testphase befindliche MED-Anlage für die Versorgung von Familien; eine speziell korrosionsbeständige MEH-Anlage für mehrere Wohneinheiten; ein neuartiges Sprühverdampfersystem mit mehr als 10 m³/d für Wohnblocks. Diese drei Verfahren erweisen sich mit einer täglichen Produktionsrate von mehr als 20 l pro Quadratmeter Kollektorfläche als effizient. Durch ihre einfache Bauweise gelten sie als wartungsarm.

In einem weiteren Kapitel werden spezifische Probleme der solarthermischen Entsalzungsanlagen im Hinblick auf den dezentralen Einsatz in Entwicklungsländern dargestellt. Es zeigt sich, dass vor allem die Korrosion eine wichtige Rolle bei der Auswahl der Werkstoffe hat. Die optimale Anlage ist noch nicht erfunden. Viele Testanlagen müssen gebaut und Erfahrungen gesammelt werden. Das optimale Verfahren kann auch nur sehr schwer gefunden werden, da jedes Land, jedes Gebiet und jeder menschliche Bedarf nach eigener Optimierung verlangt.

Literaturverzeichnis

- ABU ARABI, M.: Desalination Growth in the MENA Region, The Newsletter of The Middle East Desalination Research Center, Issue 20, <http://www.ewatermark.org/watermark20/mousa.html> (2003).
- ABU-JABAL, M.S. et.al.: Proving test for a solar-powered desalination system in Gaza-Palestine, 1-6, Desalination 137 (2001).
- AL-HINAI, H., AL-NASSRI, MS., JUBRAN, B.A.: Parametric investigation of a double-effect solar still in comparison with a single-effect solar still, 75-83, Desalination 150 (2002).
- ANONYM: Desalination of Seawater, <http://web.singnet.com.sg/~ikeya05/soenergy.htm> o.J.
- AQUASONICS, USA, <http://www.aquasonics.com/> o.J.
- ARASTOOPOUR, H.: IPRO- 304-e, Optimum design of solar desalination process, Projektbeschreibung, Illinois Institute of Technology Chicago, <http://www.iit.edu/~ipro304es02/index.html> (2003).
- ASSAF, S.A.: Existing and the future planned desalination facilities in the Gaza Strip of Palestine and their socio-economic and environmental impact, 17-28, Desalination 138 (2001).
- AUGUSTIN, S.: Watercone, <http://www.watercone.com/> (2003).
- AYOUB, J., ALWARD, R.: Water requirements and remote arid areas: the need for small-scale desalination, 131-147, Desalination 107 (1996).
- BACHA, H.B. et.al.: Perspectives of solar-powered desalination with the SMCEC technique, 177-183, Desalination 122 (1999).
- BAUMGARTNER, T. et.al.: Salzurückführung in Solarteichen, 795-798, 7. Internationales Sonnenforum, DGS, Frankfurt/M (1990).
- BAUMGARTNER, T., et.al.: Dezentrale Trinkwasserversorgung mit regenerativen Energien, 425-431, 8. Internationales Sonnenforum - Energie und unsere Umwelt, Berlin (1992).
- BAUMGARTNER, T., JUNG, D., KÖSSINGER, F., SIZMANN, R.: Multi-effect ambient pressure desalination with free circulation of air, 2259-2263, Proceedings of the International Solar Energy Society, Denver (1991).

- BELESSIOTIS, V., DELYANNIS, E.: Water shortage and renewable energies (RE) desalination — possible technological applications, 133–138, Desalination 139 (2001).
- BIER, Ch., Wasserentsalzung nach dem Verfahren der Membrandestillation, Mitteilung der SEP Gesellschaft für technische Studien, Entwicklung, Planung mbH München (1991).
- BMAA - Bundesministerium für auswärtige Angelegenheiten (Hg.): Wasserversorgung und Siedlungshygiene, Sektorpolitik der Österreichischen Entwicklungszusammenarbeit, Wien (2001).
- BOUROUNIA, K., CHAIBIB, M.T., TADRIST, L.: Water desalination by humidification and dehumidification of air: state of the art, 167-176, Desalination 137 (2001).
- BUROS, O.K.: The ABCs of Desalting, 2nd Edition, IDA (2000).
- BUROS, O.K. et.al.: The USAID Desalination Manual, USAgency for International, Washington, DC, prepared by CH2M Hill Intern. Corp. (1980).
- CARUSO, G., NAVIGLIO, A.: A desalination plant using solar heat as a heat supply, not affecting the environment with chemicals, 225-234, Desalination 122 (1999).
- CHAFIK, E.: A new seawater desalination process using solar energy, 25-37, Desalination 153 (2002).
- CHAFIK, E.: A new type of seawater desalination plants using solar energy, 333-348, Desalination 156 (2003).
- CHAIBI, M.T.: An overview of solar desalination for domestic and agriculture water needs in remote arid areas, 119-133, Desalination 127 (2000).
- CHENDO, M.A.C und EGARIEWE, S.U.: Effects of pebbles and wick on the performance of a shallow basin solar still, 2264-2269, Proceedings of the Biennial Congress of the International Solar Energy Society, Denver (1991).
- COSTA, G.K., FRAIDENRAICH, N.: Thermodynamic study of a regenerative water distiller, Solar World Congress, Jerusalem, [http://wire0.ises.org/wire/doclibs/SWC1999.nsf/id/997B54DFB6ECFB43C1256920003D6195/\\$File/115.pdf](http://wire0.ises.org/wire/doclibs/SWC1999.nsf/id/997B54DFB6ECFB43C1256920003D6195/$File/115.pdf) (1999).
- DELYANNIS, E., BLESSIOTIS, V.: Solar Desalination: Is It effective?, Int. Desalination & Water Reuse, Vol. 5, No. 1 (1995).
- EINAV, R., LOKIEC, F.: Environmental aspects of a desalination plant in Ashkelon, 79-85, Desalination 156 (2003).

- EL-BAHI, A. ;INAN, D.: A solar still with minimum inclination, coupled to an outside condenser, 79-83, Desalination 123 (1999).
- ELLIS; C.: Hot mist strips salt from the sea, New Scientist Magazine, 16 Nov. 2002, <http://www.aquasonics.com/newscientist.html> (2002).
- EI-NASHAR, A.: Water from the sun, Case Study: The Abu Dhabi Solar Desalination Plant, http://www.re-focus.net/m2001_1.html (2001).
- EPSEA - El Paso Solar Energy Association, USA,
<http://www.epsea.org/stills.html>, o.J.
- FATH, H.E.S., GHAZY, A.: Solar desalination using humidification-dehumidification technology, 119-133, Desalination 142 (2002).
- FATH, H.E.S., HOSNY, H.M.: Thermal performance of a single-sloped basin still with an inherent built-in additional condenser, 19-27, Desalination 142 (2002).
- FATH, H.E.S.: High performance of a simple design, two effect solar distillation unit, 223-233, Desalination 107 (1996).
- FATH, H.E.S.: Solar distillation: a promising alternative for water provision with free energy, simple technology and a clean environment, 45-56, Desalination 116 (1998).
- FISHER, U.: Solar Ponds as an energy source for desalination, Ormat Industries Ltd., Israel,
[http://wire0.ises.org/wire/doclibs/SWC1999.nsf/id/2BC6811C3138CED5C1256920003D6194/\\$File/114.pdf](http://wire0.ises.org/wire/doclibs/SWC1999.nsf/id/2BC6811C3138CED5C1256920003D6194/$File/114.pdf) (1999).
- FRAUHNHOFER ISE, Projektbeschreibung, Fraunhofer Institut für Solare Energiesysteme, http://www.ise.fhg.de/german/fields/field1/mb4/projects&products/pro05_2001.html (2003).
- GARCIA-RODRIGUEZ, L. et.al.: Comparison of solar thermal technologies for applications in seawater desalination, Canary Islands, Spain, 135-142, Desalination 142 (2002).
- GARCIA-RODRIGUEZ, L., GOMEZ-CAMACHO, C.: Thermo-economic analysis of a solar multi-effect distillation plant installed at the Plataforma Solar de Almeria (Spain), 205-214, Desalination 122 (1999).
- GARCIA-RODRIGUEZ, L.: Conditions for economical benefits of the use of solar energy in multi-stage flash distillation, 133-138, Desalination 125 (1999).
- GARCIA-RODRIGUEZ, L.: Seawater desalination driven by renewable energies: a review, 103-113, Desalination 143 (2002).

- GARGA, H.P. et.al.: Experimental design and computer simulation of multi-effect humidification (MEH)-dehumidification solar distillation, 81-86, Desalination 153 (2002).
- GILLE, D.: Seawater intakes for desalination plants, 249-256, Desalination 156 (2003).
- HARRS, K., SCHARL, A.: Solare Destillationsanlagen, Technical Information W11g, GTZ-GATE (1993).
- HASNAIN, S.M., ALAJLAN, S.A.: Coupling of PV-powered RO brackish water desalination plant with solar stills, 57-64, Desalination 116 (1998).
- HAVELAAR, A.H., MELSE, J.M.: Quantifying public health risk in the WHO Guidelines for Drinking-Water Quality, A burden of disease approach, RIVM report 734301022, http://www.who.int/entity/water_sanitation_health/dwq/rivmrep.pdf (2003).
- HERMANN, M. et.al: Corrosion-free solar collectors for thermally driven seawater desalination, 415–426, Solar Energy 72/5, Pergamon Press (2002).
- HÖMIG, H. E.: Seawater and Seawater Desalination, 99-125, Vulkan Verlag, Essen (1978).
- INSTI-ERFINDERCLUB, <http://www.seewasserentsalzung.de/> (2003).
- ITDG: solar distillation, technical brief, Intermediate Technology Development Group, http://www.itdg.org/html/technical_enquiries/docs/solar_distillation.pdf o.J.
- JANISCH, V., DRECHSEL, H.: Solare Meerwasser-Entsalzung, Zentrum für Entwicklungstechnologien – GATE-GTZ, Vieweg, Wiesbaden (1984).
- JANISCH, V.: Solare Meerwasserentsalzung II, 10 Jahre Praxis in Porto Santo, 12-13, Sonnenenergie 2/95 (1995).
- JUGEND EINE WELT: Wasserversorgung in Entwicklungsländern wird zum Kinderspiel, <http://www.jugendeinewelt.at/cgi-bin/service.pl?135> (2003).
- JUNG, D., HESCHL, O., BAUMGARTNER, T., SIZMANN, R.: Meerwasserentsalzung mit Niedertemperaturwärme, 811-816, 7. Internationales Sonnenforum, DGS, Frankfurt/M (1990).
- KALOGIROU, S. A.: Design of a new spray-type seawater evaporator, 345-352, Desalination 139 (2001).
- KUMAR, S. et.al.: Annual performance of an active solar distillation system, 79-88, Desalination 127 (2000).

- KUNZE, H.: A new approach to solar desalination for small- and medium-size use in remote areas, 35-41, Desalination 139 (2001).
- MARKO, A., BRAUN, P.: Thermische Solarenergienutzung an Gebäuden, Springer Verlag, Berlin Heidelberg (1997).
- MILOW, B., ZARZA, E.: Advanced MED solar desalination plants. Configurations, costs, future – seven years of experience at the Plataforma Solar de Almeria (Spain), 51-58, Desalination 108 (1996).
- MINK, G. et.al.: Air-blown solar still with heat recycling, [http://wire0.ises.org/wire/doclibs/HarareConf.nsf/id/6342F9111C0148BAC12565990051A5CC/\\$File/MINK0691.pdf](http://wire0.ises.org/wire/doclibs/HarareConf.nsf/id/6342F9111C0148BAC12565990051A5CC/$File/MINK0691.pdf) o.J.
- MÜLLER, C.: Neuartiges Meer- und Brackwasser-Entsalzungssystem, Solar-Institut Jülich, http://www.sij.fh-aachen.de/projekt_energiesysteme/entsalzung.shtml o.J.
- MÜLLER-HOLST, H.: Persönliche Auskunft im Mai 2003.
- MÜLLER-HOLST, H., SCHÖLKOPF, W.: Solare Meerwasserentsalzung und Abwasseraufbereitung mit dem MEH-Verfahren, Projektbeschreibung, ZAE-Bayern, <http://www.muc.zae-bayern.de/zae4/a4/deutsch/projekte/mwe/mwe.html> o.J.
- MÜLLER-HOLST, H.: Mehrfacheffekt-Feuchtluftdestillation bei Umgebungsdruck – Verfahrensoptimierung und Anwendungen, Dissertation am Lehrstuhl für Thermische Kraftanlagen, Technischen Universität München (2002).
- ODONE, G: Recarbonation systems for desalination plants, WTD, EDS Newsletter Issue 16, <http://www.edsoc.com/news.htm> (2002).
- OLSSON, J., ERBING, M.J.: Experiences with a Highly Alloyed Stainless Steel in Desalination Plants and Other Arabian Gulf Industrial Plants, Avesta, Fourth World Congress on Desalination and Water Rense in Kuwait, 4.-8. Nov. (1989)
- OUAHES, R. et.al.: Brackish water desalination with heat recovery, 147-155, Desalination 138 (2001).
- PIQUE.G.G, Breakthrough allow seawater desalination for less than \$0,50/m³, Energy Recovery, Inc (ERI), EDS Newsletter Issue 16 (2002).
- RAHEB, V.: Krieg ums Wasser?, Vortrag, Wien, April (2003).
- RAJVANSHI, A.K.: A scheme of large scale desalination of sea water by solar energy, 551-569, Solar Energy 24, Pergamon Press (1980).

- REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M., SHERWOOD, T. K.: The Properties of Gases and Liquids, 3. Aufl., Kap. 4 & 8, New York (1977).
- RHEINLÄNDER, J. et.al.: Performance simulation of integrated water and power system – software tools IPSEpro and RESYSpro for technical, economic and ecological analyses, 57-64, Desalination 157 (2003).
- ROMMEL, M. , HERMANN, M., KOSCHIKOWSKI, J.: The SODESA project: Development of solar collectors with corrosion-free absorbers and first results of the desalination pilot plant, Proceedings of the Mediterranean Conference on Policies and Strategies for Desalination and Renewable Energies, Santorini Island, Greece (2000).
- ROMMEL, M. et.al.: Thermally driven desalination plants based on membrane distillation, International Conference 'RES for island - Tourism & Water, Crete, Greece (2003).
- ROMMEL, M. et.al.: Development of Flat-Plate Collectors with Selectively Coated Polymer Absorbers, Proceedings of EUROSUN 96, Freiburg (1996).
- ROSENDAHL SYSTEM GmbH, Deutschland, www.rscsolar.de/ (2003).
- SCHAUSBERGER, P. et.al.: Enhancement of an object-oriented power plant simulator by seawater desalination topics, 355-360, Desalination 156 (2003).
- SCHWARZER, K., FABER, C., HOHMANN, J.: Veröffentlichung zum Vorhaben 252 001 91; Teilprojekt: Solarthermische Anwendungen (Solarthermische Meerwasserentsalzung / Wasseraufbereitung), Solar-Institut Jülich, <http://www.sij.fh-aachen.de/download/entsalzung.pdf> (2003).
- SCHWARZER, K., MÜLLER, C. et.al.: Solar thermal desalination system with heat recovery, 23-29, Desalination 137 (2001).
- SONNE+ENERGIE GmbH, Deutschland, <http://www.sunde.de/> (2003).
- SPIEGLER, K.S., LAIRD, A.D.K.: Principles of Desalination, Academic Press (1980).
- SUN – Sun Utility Network, USA,
http://www.sunutility.com/html_pg/mobile_desalination.html (o.J.)
- TANAKA, H. et.al.: A highly productive basin-type-multiple-effect coupled solar still, 279-293, Desalination 130 (2000).
- TEPLITZ-SEMBITZKY, W.: Eine Übersicht zum „Thema Meerwasserentsalzung unter Einsatz erneuerbarer Energien“, Technical Information W16g, GTZ-GATE (2001).

- TURNER, W.M.: Report on treatment of power plant waste water using the Aquasonics Rapid Spray Desalination Process, Westwater Resources, <http://www.waterbank.com/Newsletters/nws43.html> (2002).
- UNO (Hg.): Millenniums-Erklärung der Vereinten Nationen, Millenniumsgipfel, New York (2000).
- VOROPOULOS, K., MATHIOULAKIS, E., BELESSIOTIS, V.: Experimental investigation of a solar still coupled with solar collectors, 103-110, Desalination 138 (2001).
- WANGNICK, K.: IDA Worldwide Desalting Plants Inventory – Report No. 15 (the Inventory) (1998).
- WHO (Hg.): Guidelines for Drinking Water Quality, Third Edition, http://www.who.int/docstore/water_sanitation_health/ (2003).
- WIESNER et.al.: Entwicklung von Einfachtechnologien, Bericht – Solare Meerwasserentsalzung, IPAT, TU-Berlin (1980).
- YANNIOTIS, S., XERODEMAS, K.: Air humidification for seawater desalination, 313-319, Desalination 158 (2003).
- YATES, R., WOTO, T.: Small scale Desalination for remote areas of Botswana, Final Report of a Research project Funded by the International Development Research Centre, Ottawa, Canada, <http://www.idrc.ca/library/document/053715/> (1988).
- ZASLAVSKY, D.: Energy Towers Producing Electricity and Desalinated Water Without a Collector, Faculty of Agricultural Engineering Technic - Israel Institute of Technology, <http://wire.ises.org/entry.nsf/E?Open&serea2000&A073ADCC0808F2D1C1256920003D6202> (2000).

Desalination, The International Journal on the Science and Technology of Desalting and Water Purification, ISSN: 0011-9164, Elsevier, Amsterdam, seit 1969.

<http://www.elsevier.com> oder

<http://www.sciencedirect.com/science/journal/00119164>

Anhang

Klimadaten

Sonneneinstrahlung

Sonnen-einstrahlung [kWh/m ² /d]	LAT	LON	Elev	Year s	Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	July	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec	Durch- schnitt	Total [kWh/m ²]
Mindelo, Cap Verde	16,87 N	25,0 W	2	5	4,97	5,87	7,24	7,87	7,97	7,37	6,79	6,11	6,32	5,67	5,01	4,40	6,29	2304,98
Praia, Cap Verde	14,90 N	23,5 W	27	4	5,42	6,17	7,32	7,81	7,46	7,22	6,22	5,74	5,97	5,95	5,18	4,52	6,25	2285,86
Avdat Farm, Israel	30,80 N	34,8 E		9	3,34	3,91	4,70	6,18	7,31	7,89	7,66	7,11	5,94	4,92	3,95	2,74	5,47	2003,37
Jerusalem, Israel	31,77 N	35,2 E	789	8	3,37	4,20	5,30	6,81	7,83	8,57	8,40	7,85	6,73	5,28	3,74	3,05	5,93	2170,78
Vienna	32,00 N	34,9 E	40	1	0,81	1,48	2,63	3,96	4,83	5,36	5,32	4,51	3,35	1,93	0,88	0,64	5,89	1090,2

Tabelle 9: Sonneneinstrahlungsdichte für ausgesuchte Referenzorte.

Quelle: UNIVERSITY OF MASSACHUSETTS LOWELL PHOTOVOLTAIC PROGRAM, INTERNATIONAL SOLAR IRRADIATION DATABASE, Version 1.0, MONTHLY SOLAR IRRADIATION, <http://energy.caeds.eng.uml.edu/solbase.html>

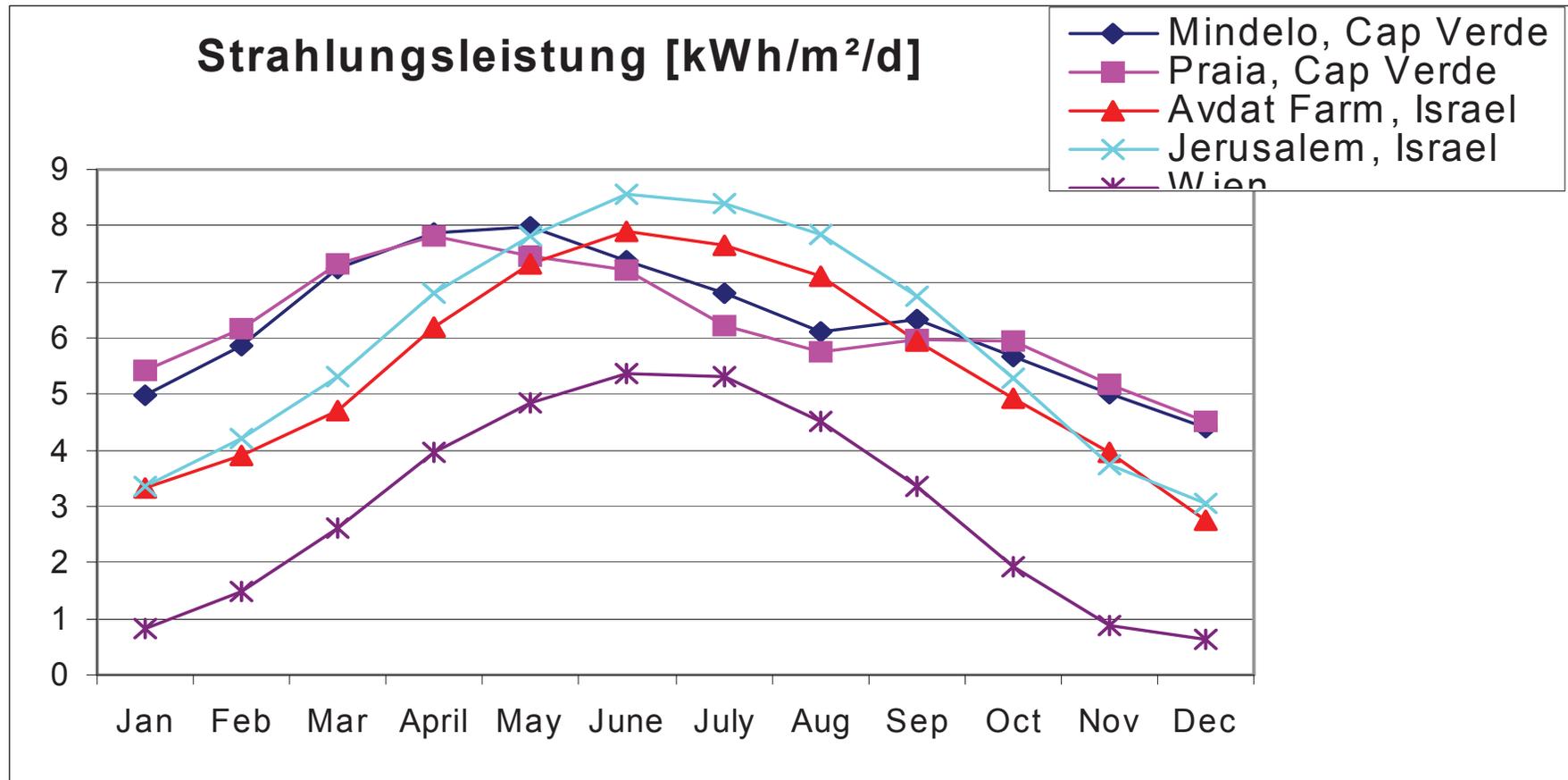


Abbildung 46: Vergleich der Sonneneinstrahlungsdaten im jahreszeitlichen Verlauf für ausgesuchte Referenzorte.

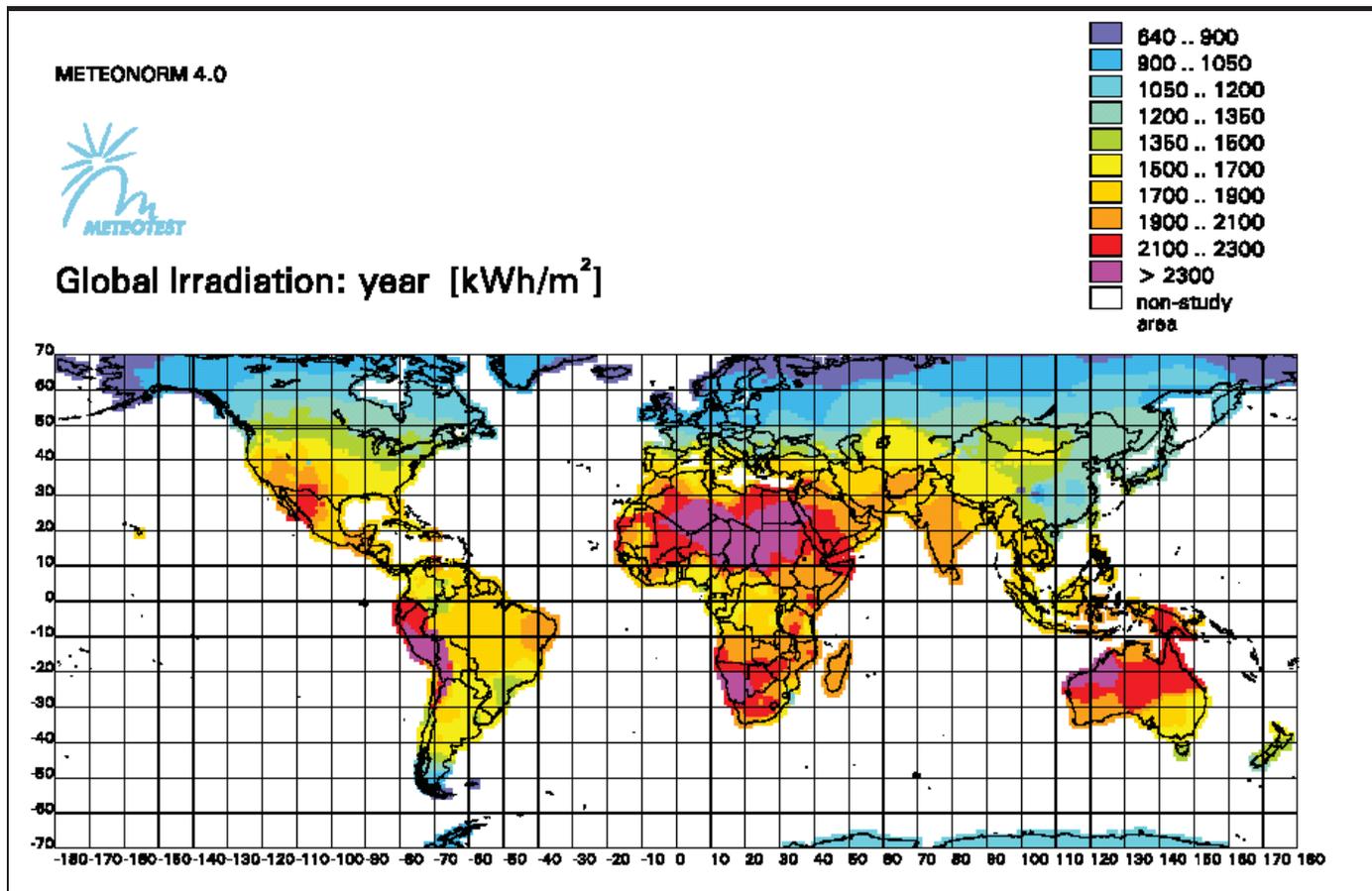


Abbildung 47: Verteilung der Sonneneinstrahlung auf die Erdoberfläche.

Niederschlag

Niederschlags- menge [mm]	LAT	LONG	ELEV	Jahre	Jan	Feb	Mär	Apr	Mai	Jun	Jul	Aug	Sep	Okt	Nov	Dez	Total
Wien-Hohe Warte	48,25 N	16,3 E	309	140	38	37,2	44,2	51,3	68	70,9	74,6	68	47,5	49,1	47,7	45,8	642,9
Praia, Cap Verde	14,9 N	23,5 W	27	50	1,00	1,70	0,10	0,00	0,00	0,10	7,00	62,90	87,60	43,90	14,80	4,50	223,50
Natanya, Israel	23,29 N	34,9 E	33	10	165,4	63,80	58,20	13,00	2,50	0,00	0,00	0,00	1,20	14,20	84,70	144,4	551,80

Tabelle 10: Niederschlagsmenge für ausgesuchte Referenzorte.

Quelle: <http://www.worldclimate.com/cgi-bin/data.pl?ref=N48E016+2100+11035W>

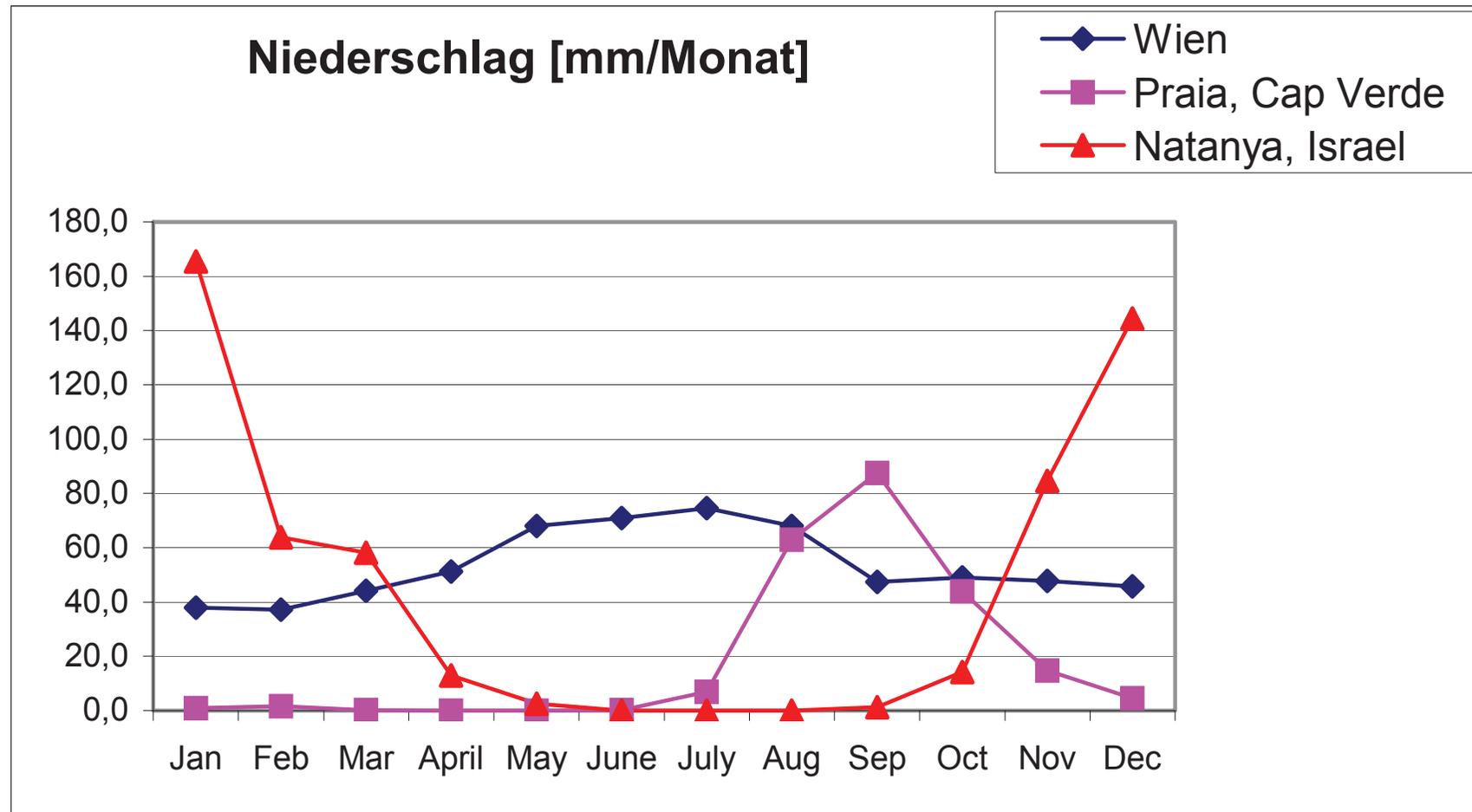


Abbildung 48: Vergleich der Niederschlagsmengen im jahreszeitlichen Verlauf für ausgesuchte Referenzorte